



**UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE MÉXICO**

**FACULTAD DE INGENIERÍA
DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO**

**ALTERNATIVA PARA EL MANEJO DE GAS DE LA
REGION MARINA**

T E S I S

Que para obtener el grado de
MAESTRO EN INGENIERÍA

Presenta

FELIPE MIJARES GUERRERO

Director: M.I. José Ángel Gómez Cabrera



Cd. Universitaria, D. F. Mayo de 2009

JURADO DE EXAMEN DE GRADO

Presidente: Dr. Guillermo C. Domínguez Vargas

Secretario: M. I. Francisco Sánchez Arredondo

Vocal: M.I. José Ángel Gómez Cabrera

1er Suplente: M.I. Noel Santamaría Guevara

2do Suplente: M. I. Saúl Bautista Fragoso

Director de Tesis: M.I. José Ángel Gómez Cabrera

Ciudad Universitaria, México D. F.

Dedicada para:

Roberto Elias y Diana Elisa

AGRADECIMIENTOS

Agradezco al M.I. José Ángel Gómez Cabrera en la dirección de este trabajo y a mis profesores Dr. Guillermo Domínguez Vargas, M.I. Francisco Sánchez Arredondo, M.I. Noel Santamaría Guevara, y al M.I. Saúl Bautista Fragoso por sus valiosos comentarios y como miembros del jurado para la obtención de grado.

En especial al M.I. Gonzalo Jesús Olivares Velázquez, M.I. José Martín Ortega Aguilar, Ing. Rafael Rodríguez García y la Ing. Yadira Jimenez Domínguez de PEMEX EXPLORACION Y PRODUCCION por su apoyo incondicional y el impulso brindado para el desarrollo de este proyecto.

A mi Familia de quienes he recibido en forma inmensurable el aliento para seguir siempre adelante.

A mis Amigos Jorge Vázquez Morín, Víctor Guerrero Serra, Jorge Martínez Flores, Benito Cabello Martínez, Marco Antonio Fuentes Duran, Juan Carlos Domínguez Castillo y Leonel De Jesús Rodríguez.

A la Universidad Nacional Autónoma de México y en particular a la Facultad de Ingeniería.

ALTERNATIVA PARA EL MANEJO DE GAS DE LA REGION MARINA

CONTENIDO

	Pág.	
Introducción	i	
Relación de figuras	iii	
Relación de tablas	v	
Simbología	vi	
Capítulo		
I	MANEJO DE GAS EN LAS REGIONES MARINAS DE PEMEX EXPLORACIÓN Y PRODUCCIÓN	10
	1.1 Manejo de aceite	11
	1.2 Manejo de gas	12
	1.3 Centro de proceso y tratamiento de gas Atasta	13
II	TRANSPORTE Y MANEJO DE GAS	15
	2.1 Composición del gas producido	17
	2.2 Metas en el procesamiento de gas	21
	2.2.1 Corriente de gas transportable	21
	2.2.2 Obtención de gas vendible	26
	2.2.3 Métodos de recuperación de hidrocarburos líquidos ligeros en una corriente de gas	27
	2.3 Ecuaciones de Estado	33
	2.4 Desarrollo del Modelo	34
	2.5 Ecuaciones de flujo de gas	38
	2.5.1 Ecuación de Weymouth	38
	2.5.2 Ecuación de Panhandle (Panhandle A)	42
	2.5.3 Ecuación de Panhandle Modificada (Panhandle B)	43
	2.6 Flujo Multifásico en tuberías horizontales	43
III	OPCIONES PARA EL MANEJO DEL GAS MARINO	46

3.1	Opción 1: Manejo de la producción de gas de la RMSO hacia la batería Luna vía el campo May	50
3.2	Opción 2: Manejo de la producción de gas de la RMSO hacia la batería Luna con la instalación de separadores remotos en la plataforma Litoral y May	57
3.3	Opción 3: Manejo de la producción de gas de la RMSO hacia la batería Luna con la instalación de un complejo en Litoral	62
3.4	Opción 4: Manejo de la producción de gas de la RMSO vía Litoral hacia TMDB	69
IV	EVALUACION DE OPCIONES PARA EL MANEJO DEL GAS MARINO	
4.1	Análisis del Caso Base: Manejo de la producción de gas de la RMSO hacia el Centro de proceso y tratamiento de gas Atasta vía Pol A	78
4.2	Análisis de la opción 1: Manejo de la producción de gas de la RMSO hacia la batería Luna vía el campo May	82
4.3	Análisis de la opción 2: Manejo de la producción de gas de la RMSO hacia la batería Luna con la instalación de separadores remotos en las plataformas Litoral y May	86
4.4	Análisis de la opción 3: Manejo de la producción de gas de la RMSO hacia la batería Luna con la instalación de un complejo en Litoral	91
4.5	Análisis de la opción 4: Manejo de la producción de gas de la RMSO vía Litoral hacia TMDB	95
V	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	100
	Referencias	101
	Apéndice	103

INTRODUCCION

El gas natural es el combustible fósil mas usado después del petróleo crudo para el desarrollo de la industria en general; sus componentes en mayor porcentaje son hidrocarburos mezclados con impurezas que modifican su poder calorífico.

Su transporte y distribución es a través de redes de tuberías desde los puntos de producción hasta los centros de proceso. La confiabilidad en la recolección y transporte garantiza cumplir con los requerimientos de las empresas y de forma análoga con el desarrollo sustentable de una Región.

El desarrollo de este Trabajo establece un análisis técnico que permite elaborar los lineamientos de un plan de contingencia en caso de alguna emergencia en el transporte o proceso de gas marino, de tal manera que garantice la continuidad operativa en su manejo.

En el capítulo Uno, se describe la Filosofía Actual de transporte y proceso desde los principales Centros de Proceso Marinos hacia los Centros Petroquímicos de Cd. Pemex y Nuevo Pemex.

El capítulo Dos recopila las herramientas teóricas comúnmente usadas en la predicción del comportamiento de flujo y tratamiento del gas.

En el capítulo Tres se describen los casos para el manejo de gas de la Región Marina Suroeste (RMSO) ante una contingencia con el objetivo de reducir la dependencia con el Centro de Proceso y Tratamiento de Gas (CPTG) Atasta y proponer una ruta alterna en el manejo del gas marino, que permita responder con oportunidad ante cualquier paro no programado en el sistema de transporte y poder continuar con las operaciones de explotación, comercialización y abasto de hidrocarburos.

En el Capítulo Cuatro se evalúa de manera técnica las opciones planteadas del capítulo Tres en función de las caídas de presión, volumen de gas manejado y del gas no aprovechado.

Finalmente se presenta una lista de conclusiones, resultado de análisis de los diferentes casos.

RELACIÓN DE FIGURAS

Figura		Página
1.1	Infraestructura para el manejo de Aceite	11
1.2	Infraestructura para el manejo de Gas	12
1.3	Infraestructura del CPTG Atasta	14
2.1	Diagrama de fase para el gasoducto con condensación	24
2.2	Diagrama de fases para el gasoducto después de la remoción de condensados.	25
2.3	Diagrama de fases para el transporte de gas fase densa	26
2.4	Trayectoria en el diagrama de fases para la recuperación de condensados	30
2.5	Ciclo de refrigeración por propano	30
2.6	Enfriamiento por expansión Joule- Thompson	31
2.7	Enfriamiento con turbina de expansión	32
2.8	Flujo isotérmico en tuberías horizontales	39
3.1	Condiciones de flujo actuales del gas marino	48
3.2	Gráfica de capacidad de Manejo en la batería Luna	51
3.3	Gráfica de disponibilidad de manejo en la batería Luna	52
3.4	Manejo de gas en el corredor Luna - Cactus	53
3.5	Capacidad de transporte en el primer tramo Luna - Pijije	54
3.6	Perfil de presión en el corredor Pol.- Litoral-May – Luna	55
3.7	Manejo de la producción de gas de la RMSO hacia la batería Luna vía el campo May	56
3.8	Diagrama para el manejo alterno de la producción de aceite vía Pol A	59
3.9	Capacidad de manejo en la Línea May-Luna	61
3.10	Manejo de la producción de gas de la RMSO hacia la batería Luna con la instalación de separadores remotos	62
3.11	Gráfica pronósticos de producción de crudo de Litoral	63

3.12	Gráfica pronósticos de producción de la gas de la RMSO	64
3.13	Diagrama de distribución de la plataforma de producción	65
3.14	Diagrama de distribución de la plataforma de compresión	66
3.15	Gráfica de capacidad máxima de manejo de gas en el tramo May-Luna	67
3.16	Manejo de la producción de gas hacia la batería Luna con la instalación de un complejo en Litoral	69
3.17	Gráfica pronóstico de la producción de gas de la RMSO sin considerar May	70
3.18	Gráfica comparativa de gasto manejado contra presión de llegada en la TMDB	71
3.19	Gráfica perfil de presión en el corredor Pol A - TMDB	72
3.20	Manejo de la de producción de gas de la RMSO vía TMDB	73
4.1	Diagrama de fases corriente de gas de la RMSO	78
4.2	Perfil de velocidad del gas	80
4.3	Diagrama de Fases comparativo	81
4.4	Diagrama de Fases opción 1	83
4.5	Gráfica de perfil de presión opción 2	84
4.6	Gráfica del perfil de velocidad	85
4.7	Diagrama de Fases opción 2	88
4.8	Gráfica del perfil de presión opción 2	88
4.9	Gráfica de perfil de velocidad opción 2	89
4.10	Diagrama de Fases opción 3	92
4.11	Gráfica del perfil de presión opción 3	93
4.12	Gráfica del perfil de velocidad opción 3	93
4.13	Diagrama de Fases de la opción 4	96
4.14	Gráfica del perfil de presión opción 4	97
4.15	Gráfica de perfil de velocidad opción 4	97

RELACIÓN DE TABLAS

Tabla		Página
2.1	Flujos de gas en tuberías y procesos	16
2.2	Clasificación de la riqueza de un gas en condensado	19
2.3	Ecuaciones de Estado para los cálculos de las propiedades termodinámicas de mezclas en simulaciones de proceso	34
3.1	Resumen de opciones	74
4.1	Condiciones de flujo caso base	76
4.2	Composición base para el análisis	77
4.3	Datos obtenidos de la simulación	81
4.4	Datos obtenidos de la opción 1	82
4.5	Análisis de costos de la opción 1	85
4.6	Datos obtenidos de la opción 2	87
4.7	Análisis de costos de la opción 2	90
4.8	Datos obtenidos de la opción 3	91
4.9	Análisis de costos de la opción 3	94
4.10	Datos obtenidos de la opción 4	96
4.11	Análisis de costos de la opción 4	98
4.12	Resumen de opciones	99

SIMBOLOGIA

A	área
d	diámetro interno de la tubería
f	factor de fricción de Moody, adimensional
f_o	fracción de aceite
f_w	fracción de agua
l	longitud de tubería (pie)
p_b	presión base (psia)
p_1	presión de entrada
p_2	presión de salida
q_h	gasto de gas a p_b y T_b
T	Temperatura promedio
T_b	Temperatura base ($^{\circ}R$)
v	volumen específico pie^3/lb_m
v	velocidad (pie/seg)
γ_g	gravedad específica del gas (aire=1)
μ_m	velocidad de la mezcla (pie/seg)
λ_L	fracción de líquido
μ_{SL}	velocidad superficial de líquido
σ_L	tensión superficial de líquido (dina/cm^2)
θ	ángulo de inclinación a la horizontal
ψ	corrección de inclinación de la tubería

CAPITULO 1

MANEJO DE GAS DE LAS REGIONES MARINAS DE PEMEX EXPLORACIÓN Y PRODUCCIÓN

En las regiones marinas de Pemex Exploración y Producción (PEP), la producción de aceite y gas de los diferentes campos se lleva a cabo con plataformas fijas de extracción de diversos tipos, llamadas satélites, la mezcla de hidrocarburos se transporta a través de oleogasoductos hacia Centros de Proceso (CP) donde se realiza la separación, bombeo y compresión de fases.

La separación de la mezcla en fases se realiza con separadores bifásicos que operan entre 5 a 7 Kg/cm² en la primera etapa y de 1.5 a 2 Kg/cm² en la segunda, con ello se obtienen dos corrientes segregadas en forma semiestabilizada, las cuales son enviadas a tierra para su acondicionamiento final.

Manejo de Aceite

Una vez obtenida la fase líquida por separación, en los tres Centros de Proceso de la Región Marina Suroeste (RMSO) se bombea desde cada uno de ellos hacia el Oleoducto Pol-A – Terminal Marítima Dos Bocas(TMDB), siendo en este punto final donde se estabiliza, deshidrata, almacena, mezcla y comercializa. La figura 1.1 describe esquemáticamente lo anterior.

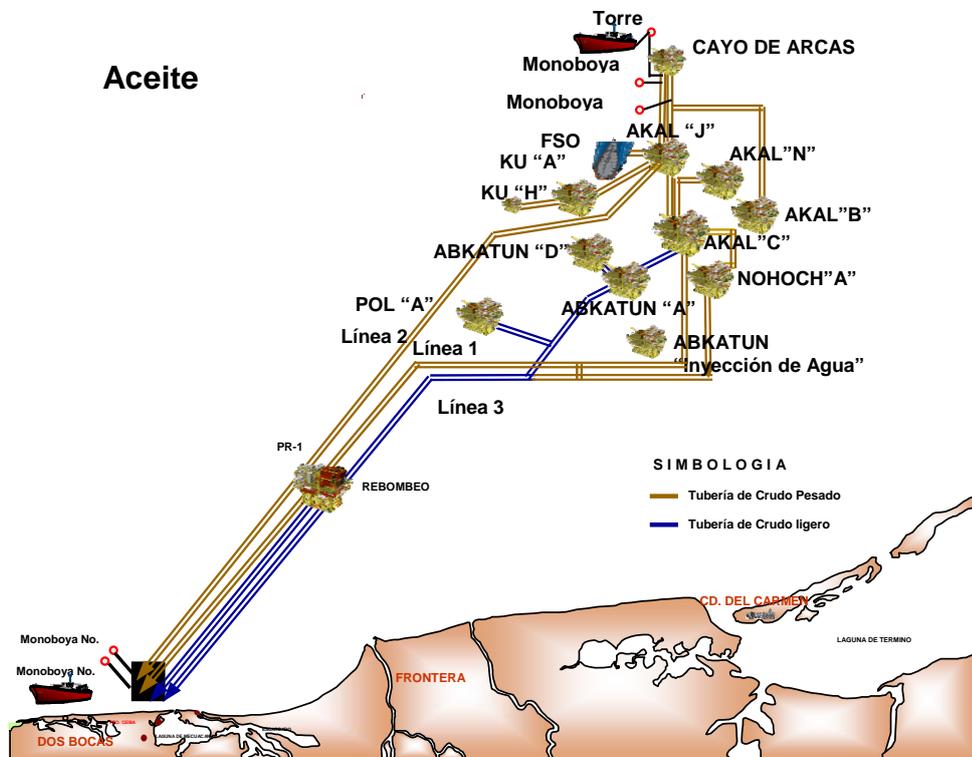


Figura. 1.1 Infraestructura para manejo de aceite

Manejo de Gas

Por su parte la corriente de gas asociado y los condensados obtenidos por separación en los CP son transportados hacia el CPTG Atasta, a través de dos gasoductos de 36 pg. de diámetro nominal, los cuales inician en Nohoch A y Pol A respectivamente. La figura 1.2 muestra lo descrito.

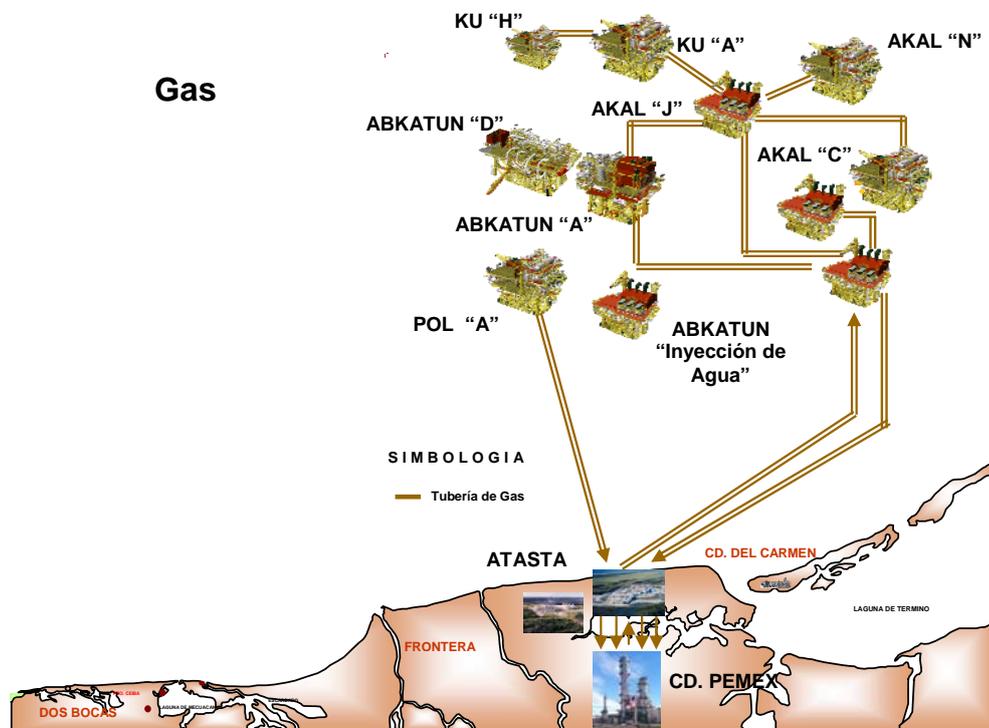


Figura.1.2 Infraestructura para manejo de gas

Durante el transporte del gas asociado hacia Atasta el cambio de temperatura provoca la presencia de condensados y agua, los cuales son separados en esta estación y distribuidos como fases independientes hacia el Centro de Distribución de Gas Marino (CDGM) y los complejos petroquímicos Cd. Pemex y Nuevo Pemex. El gas amargo

recibido en las petroquímicas es acondicionado para su uso como gas combustible y gas para B.N.; su envío hacia plataformas se realiza por medio de dos Gasoductos de 36 pg.

En forma paralela Akal C8 proporciona otros 450 MMPCD, usados para el mismo fin. Con el proyecto crudo ligero marino se instaló una capacidad adicional de transporte de 580 MMPCD a través de los corredores TMDB – Cunduacán y Luna – Cactus, actualmente no se aprovecha en su totalidad.

Centro de Proceso y Transporte de Gas Atasta

El Centro de Proceso y Transporte de Gas (CPTG) Atasta inicio operaciones¹ en el año de 1984. La figura 1.3 se muestra la infraestructura actualmente instalada en este punto:

- Tres turbocompresores para 1950 MMPCD de gas amargo.
- Dos turbocompresores para 600 MMPCD de gas amargo/residual.
- Cinco turbocompresores para 570 MMPCD de gas residual para BN.
- Cuatro trenes de separación gas-condensado de 1800 MMPCD.
- 13 Bombas para 200 MBD de condensado.
- Un receptor de líquidos 48 pg x 20 km para 160 000 barriles.

¹ Referencias al final

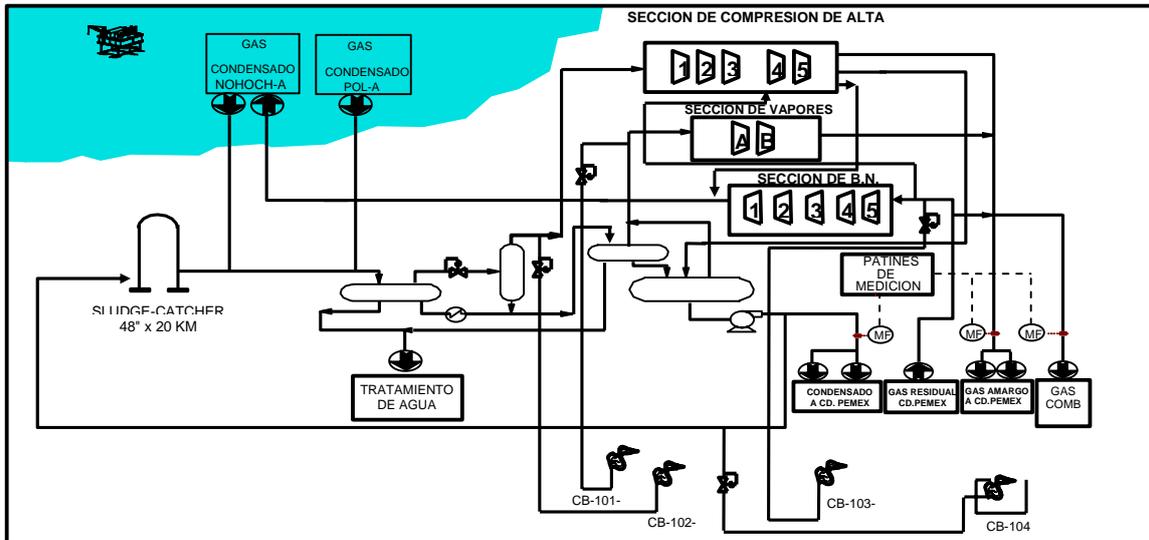


Figura.1.3 Infraestructura del CPTG Atasta

Lo anterior posiciona al CPTG Atasta como el punto más importante de envío y recibo de gas de plataformas y altamente vulnerable. Por ello es necesario establecer una estrategia de operación que permita reducir esta condición y garantice su continuidad operativa.

CAPITULO 2

TRANSPORTE Y MANEJO DE GAS

El gas obtenido por separación en los centros de proceso se recolecta y transporta a través de gasoductos con diferente geometría hacia las petroquímicas donde es tratado y comercializado, dicho transporte puede ser monofásico o multifásico dependiendo de la composición de la corriente y de las operaciones realizadas en los CP marinos.

La selección del diámetro de la línea esta basado en la optimización del costo de compresión. Las líneas con diámetros pequeños son más económicas pero requieren de una inversión más fuerte en compresión.

El rango de las presiones de operación en México para la sonda de Campeche se sitúa entre los 48 a 82 kg/cm² con diámetros de línea entre los 12 y 48 pg. En general el material seleccionado para la construcción de este tipo de líneas es el acero al carbón.

En la tabla 2.1 se describen en forma breve las operaciones típicas en campo¹ para los diferentes tipos de flujo encontrados en líneas de recolección y transporte de gas.

Tabla 2.1 Flujos de gas en tuberías y procesos aplicados

Flujo	Condición de fase	Aplicación	Proceso usualmente requerido	Observaciones
Gas	HC y H ₂ O con punto de rocío (DP) por debajo de la mínima temperatura esperada en la línea (MTL)	Líneas de transporte con alta presión, líneas de compresores e intercambiadores de calor	Deshidratación, recuperación de condensados	Corrida de diablos para limpieza e inspección
Gas y condensados	HC con DP arriba de MTL, H ₂ O con DP debajo de MTL	Líneas húmedas de transporte, como ejemplo gasoductos de plataforma hacia tierra	Compresión y Deshidratación	Instalación de equipo para corrida de diablos y cachadores de tapones(slug catcher)
Fase Densa	H ₂ O con DP debajo de MTL	Líneas de transporte a presiones muy altas	Deshidratación	Instalación de equipo para corrida de diablos y cachadores de tapones (slug catcher)
Gas condensado y agua libre	HC y H ₂ O con DP arriba de MTL	Líneas de transporte húmedas	Inyección de Metanol	Instalación de equipo para corrida de diablos y cachadores de tapones(slug catcher)
Gas condensado y agua libre	HC y H ₂ O con DP arriba de MTL	Líneas de proceso a presión alta y frías	Inyección glicol	separadores

¹ Referencias al final

Composición del gas producido

La composición del gas tiene un mayor impacto en la parte económica de recuperación de condensados y la selección del proceso. En general corrientes de gas con grandes cantidades de hidrocarburos licuables producen grandes cantidades de productos y mejoran grandemente los ingresos para la instalación de procesamiento de gas.

El conocimiento de la composición para la corriente de gas, permite diseñar el equipo superficial de procesamiento. Los hidrocarburos pesados (C7+), son considerados líquidos recuperables. La cantidad del condensado potencialmente recuperable se expresa en galones de líquido @ 60 °F por mil pies cúbicos estándar (llamado también GPM, no debe confundirse con galones por minuto). Un gas se determina como pobre o rico de acuerdo con la siguiente clasificación (Ewan y col., 1975), mostrada en la tabla 2.2.

La clasificación presentada en la tabla 2.2 está basada en el etano e hidrocarburos más pesados (C2⁺) por que el etano es considerado algunas veces como combustible deseable en las plantas petroquímicas donde se recupera como líquido a través de plantas de expansión. Si el etano no es considerado como líquido con valor entonces el GPM se basará en el propano y más pesados (C3⁺).

La otra gran consideración en la evaluación de opciones para recuperar condensados a partir de una corriente de gas son las condiciones especificadas en los contratos de venta. Los contratos de comercialización del gas especifican el valor mínimo de poder

calorífico que debe tener la corriente de venta. La remoción de líquidos resulta de un encogimiento del volumen de gas y una reducción en su poder calorífico. El encogimiento representa una disminución de ingresos por venta de gas, por lo que debe ser considerado en el estudio económico para el equipo de recuperación de condensados. En general el poder calorífico mínimo del gas está situado entre 950 a 1000 BTU/pe³. De este modo, si componentes como Nitrógeno o CO₂ están presentes en la corriente de gas, entonces suficiente cantidad de etano y componentes más pesados deben permanecer en la corriente para llevarla a la especificación de mínimo poder calorífico especificado en el contrato. Por otro lado, si pequeñas cantidades de nitrógeno y CO₂ están presentes en el gas, el nivel de recuperación de etano y más pesados están entonces limitados por los mercados, costos de recuperación y valor del gas.

Las generalizaciones en los diseños de instalaciones de proceso, son difíciles. Cada proyecto debe ser analizado con sus características y consideraciones particulares, incluyendo las relaciones entre capacidades y expectativas de producción en el tiempo.

El diseño, la selección del equipo de proceso y el transporte a utilizar para las corrientes de gas asociado obtenido a través de métodos de separación requiere del cálculo del comportamiento de las fases en función del cambio de presión y temperatura. Por ello se muestra en los siguientes temas las ecuaciones que mayormente se aplican en la industria petrolera para este propósito.

Tabla 2.2 Clasificación de la riqueza de un gas en condensados

Pobre	< 2.5 GPM
Moderadamente rico	2.5 – 5 GPM
Muy rico	> 5 GPM

La primera unidad de operación es la correspondiente al manejo de gas y la separación física de las distintas fases que componen una corriente. Estas fases son gas, hidrocarburos líquidos, agua líquida y sólidos. La temperatura y presión de la mezcla dictan la cantidad de cada componente presente en ella. La separación de fases generalmente ocurre en vasijas provistas para este propósito comúnmente llamados separadores.

El siguiente paso en el proceso es el tratamiento del gas separado. Si la corriente de gas contiene componentes que constituyen impurezas en la corriente, tales como ácido sulfhídrico y dióxido de carbono (ambos tóxicos y corrosivos en presencia de agua libre), la remoción del primero debe ser total, mientras que la del segundo dependerá del uso que se le quiera dar al gas.

La deshidratación es una operación necesaria muchas veces para prevenir la formación de hidratos (pequeñas partículas con apariencia de hielo que pueden formarse y taponar el equipo de proceso o tuberías a alta presión, aún a temperaturas mayores que los 0°C (32 °F)), los dos principales métodos de deshidratación son inyección

directa de metanol a la corriente o uso de un proceso con glicol para evitar la formación de hidratos y absorción con sólidos-desecantes.

Si el gas separado contiene altas cantidades de hidrocarburos licuables (etano, propano y más pesados), que producen condensados posterior al enfriamiento y durante el transporte, será mejor procesar el gas lo más cercano a la descarga de los pozos o en los puntos comunes de recolección de la mezcla.

En algunos casos el volumen de condensados tiene el suficiente valor como para justificar su recuperación. Normalmente los condensados son fraccionados en productos dentro de una instalación central ubicada en el campo. Los condensados recuperados quizá tengan que ser estabilizados mediante la remoción parcial de componentes gaseosos disueltos y con ello obtener un producto líquido con un valor de presión de vapor lo suficientemente bajo para ser transportado con seguridad.

El transporte de gas se puede hacer a presiones lo suficientemente altas para mantenerlo en una fase previniendo la condensación y el flujo de dos fases, antes de ser entregado a la planta de tratamiento.

El destino final de las corrientes procesadas de gas dependerá de los objetivos del proyecto integral de desarrollo de campos. El gas obtenido es por lo general transportado en ductos para su comercialización o su tratamiento final.

En la vida temprana del desarrollo de un campo el gas asociado separado puede ser quemado o reinyectado al yacimiento mientras se construye una línea para su transporte y comercialización. La selección de alguna de las opciones anteriores depende de las regulaciones ambientales y gubernamentales, así como de la localización del campo.

Metas en el procesamiento de gas²

Hay diferentes factores que influyen en la selección de las metas del procesamiento de gas. Estos factores generalmente incluyen el objetivo del proyecto, el tipo o fuente del gas, la localización, tamaño del campo y la reserva.

El procesamiento de una corriente de gas tiene uno de los tres objetivos básicos²:

Producir una corriente de gas transportable.

Producir una corriente de gas vendible.

Maximizar la producción de condensados.

Cada objetivo es explicado a continuación.

Corriente de gas transportable

Producir una corriente de gas transportable implica tener el mínimo requerimiento en equipo de proceso instalado en el campo y transportar el gas a través de una línea

hasta su destino final a la planta de procesamiento. El tratamiento de la corriente en cuanto agua, ácido sulfhídrico y condensado, es de especial interés, en este esquema.

El transporte a través de la línea ocurre a una presión alta y a temperatura relativamente baja. La alta presión es utilizada para incrementar la densidad del gas y repercute directamente en la disminución del diámetro del gasoducto. La baja temperatura puede causar formación de hidratos, por la exposición de la línea a la temperatura del medio ambiente. Para prevenir la formación de hidratos de gas es necesario reducir el punto de rocío del agua, esto se logra mediante el uso de una planta de trietilenglicol (TEG, Manning, 1991), o inyección directa de metanol a la corriente de gas. La remoción del agua previene la formación de hidratos.

Si el uso de una unidad deshidratadora no es posible, entonces el agua líquida puede causar corrosión la cual puede ser controlada mediante la inyección de inhibidores de corrosión o usando recubrimientos internos. La remoción del agua no es absolutamente necesaria, si la menor temperatura esperada en la tubería es más alta que el punto de formación de hidratos para el gas.

Por otro lado, el ácido sulfhídrico es altamente corrosivo y debe de ser removido si se presenta en concentraciones altas. La alternativa técnica al igual que con el caso del agua es el uso de recubrimientos o inyección de inhibidores de corrosión.

Por su parte los condensados pueden ser o no recuperados antes de ser transportados por el gasoducto. Si el punto de rocío de los hidrocarburos es menor que la temperatura más baja esperada, entonces no es necesario el proceso de recuperación de líquidos. Si la cricondenterma del gas es mayor que la temperatura más baja esperada a la presión de la tubería, entonces la trayectoria de transporte podrá caer dentro de la zona de condensación retrógrada en un diagrama de fases y se generara condensación, teniendo flujo de dos fases.

Si la condensación de hidrocarburos durante el transporte es probable, hay tres opciones:

- El no remover los condensados y tener flujo de dos fases en la línea.
- Remover los condensados para producir hidrocarburos con un punto de rocío menor que la mínima temperatura esperada.
- El no remover los condensados y transportar el gas en alta presión, para obtener gas monofásico.

La figura 2.1 muestra el comportamiento de la trayectoria de la corriente de gas en la tubería, como resultado de un decremento en la presión de operación acompañada de una rápida disminución de temperatura. El flujo de dos fases requiere el uso de diámetros más grandes de tubería en comparación con los que se usan cuando se tienen fases separadas. El punto de entrega debe considerar la instalación de un capturador de tapones de líquido (slug catcher) para manejar los baches de condensados.

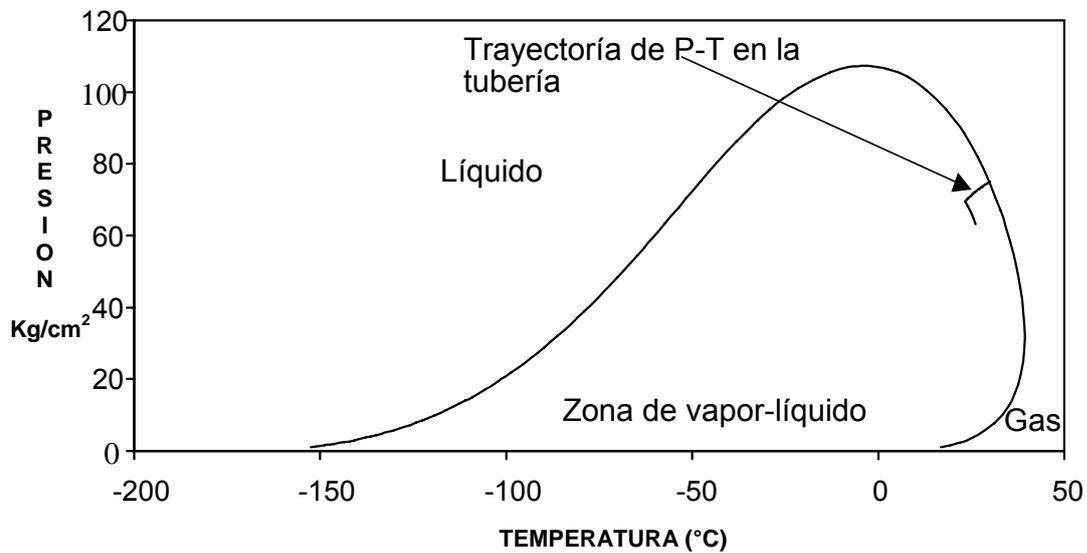


Figura 2.1 Diagrama de fase para el gasoducto con condensación (Manning, 1991).

Si se desea la remoción de los hidrocarburos líquidos condensables, entonces operaciones como: el enfriamiento de la corriente de gas y la separación de fases deben considerarse. El diagrama de fases mostrado en la Figura 2.2, representa una corriente de gas tratada con algún método de enfriamiento, la trayectoria del gas representada por la línea 1-2 indica que no hay condensación durante el transporte. En esta alternativa los condensados recuperados son inyectados a la corriente de crudo para ser llevados a tierra.

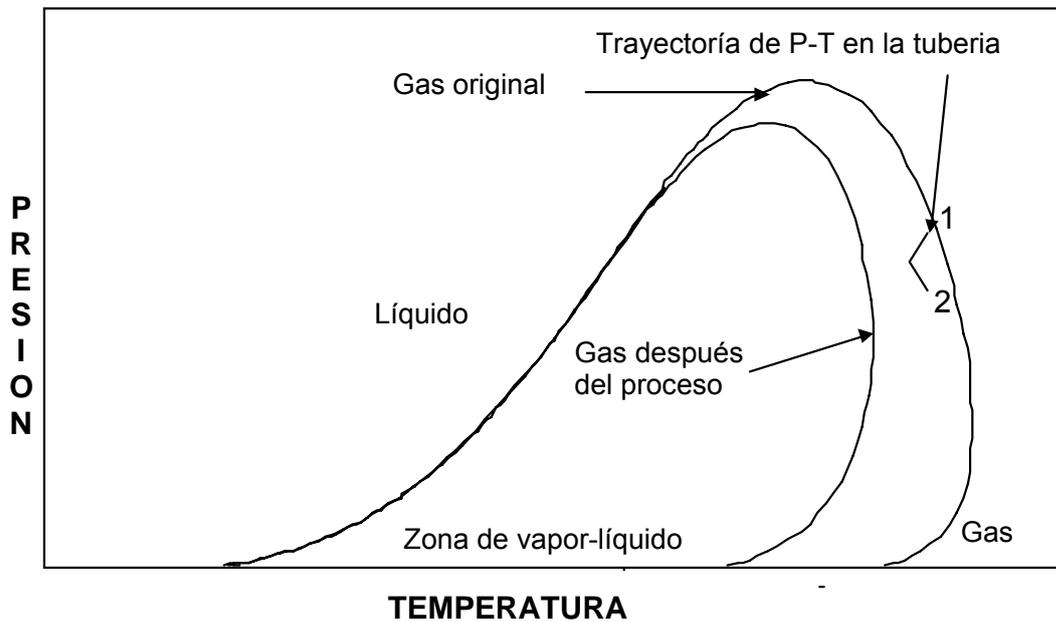


Figura 2.2 Diagrama de fases para el gasoducto después de la remoción de condensados (Manning, 1991).

Si el gas es mantenido a una presión más alta que la crincondenbara a través de la línea, previene la formación de dos fases en cualquier punto del transporte como se observa en la figura 2.3. Esta opción requiere más inversión en compresión y líneas de un espesor mayor para soportar las altas presiones; sin embargo los diámetros serán más pequeños por el incremento de la densidad al comprimir el fluido.

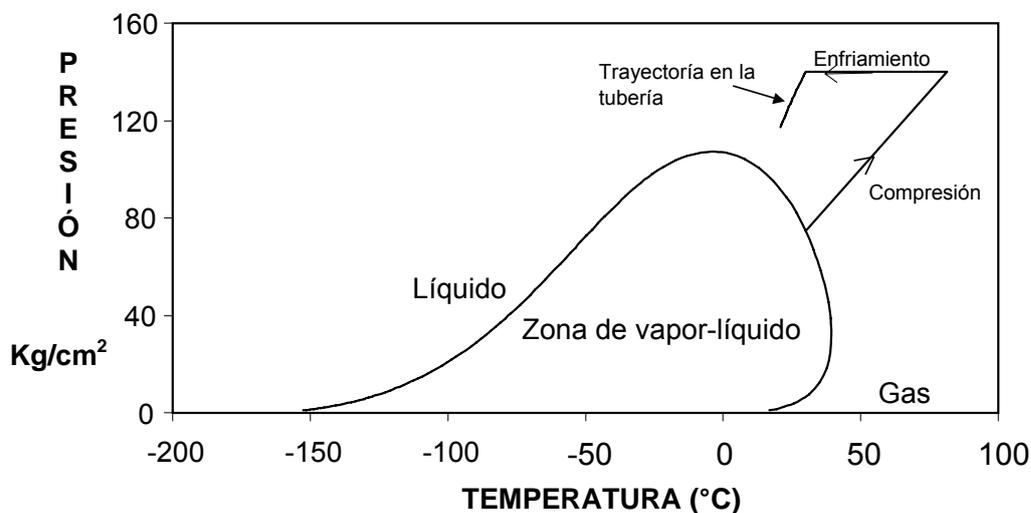


Figura 2.3 Diagrama de fases para transporte del gas en fase densa (Manning, 1991).

De los casos expuestos, debe hacerse una comparación en costos y restricciones técnicas para hacer la selección.

Obtención de gas vendible ²

La producción de un gas de calidad para comercialización, requiere de todo el proceso que sea necesario para ajustarse con las especificaciones de un contrato de venta. Si se tiene ácido sulfhídrico y bióxido de carbono en cantidades considerables, deben de ser removidos. Generalmente después de la compresión se requiere de un subproceso de deshidratación, con ello se garantiza que el agua libre sea retirada de la corriente de gas después del enfriamiento, antes de entrar al gasoducto. La remoción de agua libre

en un Separador trifásico reduce las cargas y costos para la corriente abajo que alimentará a la unidad de deshidratación de TEG.

La recuperación de condensados depende de la cantidad presente, del poder calorífico especificado para el gas de venta y de la especificación del punto de rocío para los hidrocarburos. Si el contenido de condensado es bajo entonces es poco probable removerlos, pero si la corriente de gas contiene un alto porcentaje de hidrógeno entonces es necesario mantener los hidrocarburos pesados para conseguir un gas con el poder calorífico especificado en el contrato.

Si el punto de rocío de los hidrocarburos es regulado en el contrato, entonces la recuperación de condensados es necesaria para tener esta especificación.

Desde el punto de vista del diagrama de fases para el gas de venta, el objetivo es cambiar el estado del sistema, lo cual requiere enfriar el gas por debajo de la temperatura de rocío para que el condensado generado pueda ser separado.

Métodos de recuperación de hidrocarburos líquidos ligeros en una corriente de gas.²

Los hidrocarburos ligeros contenidos en las corrientes de gas natural pueden recuperarse a partir de un simple control del punto de rocío hasta profundas recuperaciones de etano. El grado de recuperación de los condensados a partir de una

corriente de gas, tiene un efecto muy marcado en la selección, complejidad y costo de la instalación de procesamiento.

El término condensado es generalmente aplicado a los líquidos recuperados de una corriente de gas natural y está referida a la recuperación del etano y componentes más pesados.

En algunos casos los hidrocarburos pesados son removidos para controlar el punto de rocío de los hidrocarburos en la corriente de gas y prevenir formación de líquido por condensación en líneas de transporte y sistemas de combustible. En este caso los líquidos son productos del procesamiento, ya que si no existe mercado para los condensados recuperados, quizá entonces estos sirvan como combustible. Alternativamente los líquidos recuperados pueden ser estabilizados y comercializados como condensados. El principal objetivo de recuperar los hidrocarburos líquidos de una corriente de gas es maximizar el valor económico de los productos en una central de procesamiento.

Diferentes métodos de recuperación de hidrocarburos líquidos a partir de la corriente de gas son utilizados en la industria petrolera. Uno de estos métodos es la refrigeración. Este se usa cuando se desea recuperar propano y componentes más pesados de una corriente de gas. El uso de una refrigeración directa por lo general resulta en una instalación de proceso más económica, en lo que respecta a tratamiento de gas para recuperación de condensados. La refrigeración del gas puede ser complementada con

refrigeración mecánica, refrigeración con absorción, expansión a través de una válvula Joule-Thompson o combinaciones para obtener temperaturas más bajas en el procesamiento. Tecnologías como mezclas de refrigerantes, turbo expansores han sido desarrolladas y aplicadas para este propósito. Con estas tecnologías, la recuperación de líquidos es significativamente mayor, por ejemplo con viejos métodos de recuperación de condensados como el de absorción se podrían obtener recuperaciones de etano en un orden cercano al 50% de eficiencia. Actualmente los procesos mencionados la incrementan hasta en un 90%.

El diagrama de fases para el proceso de máxima recuperación de condensados es similar al mostrado en la figura 2.4 Una combinación de los procesos de las figuras 2.5-2.7 se usa con la selección de las condiciones de operación para maximizar la condensación y remover los hidrocarburos líquidos de la corriente de gas. Enfriamiento o refrigeración son las técnicas más obvias para enfriar una corriente de gas, estas operaciones se indican en la ruta que sigue la línea ABC en la figura 2.4 La técnica de refrigeración requiere de un ciclo de compresión-refrigeración de vapor, como se muestra en la figura 2.5.

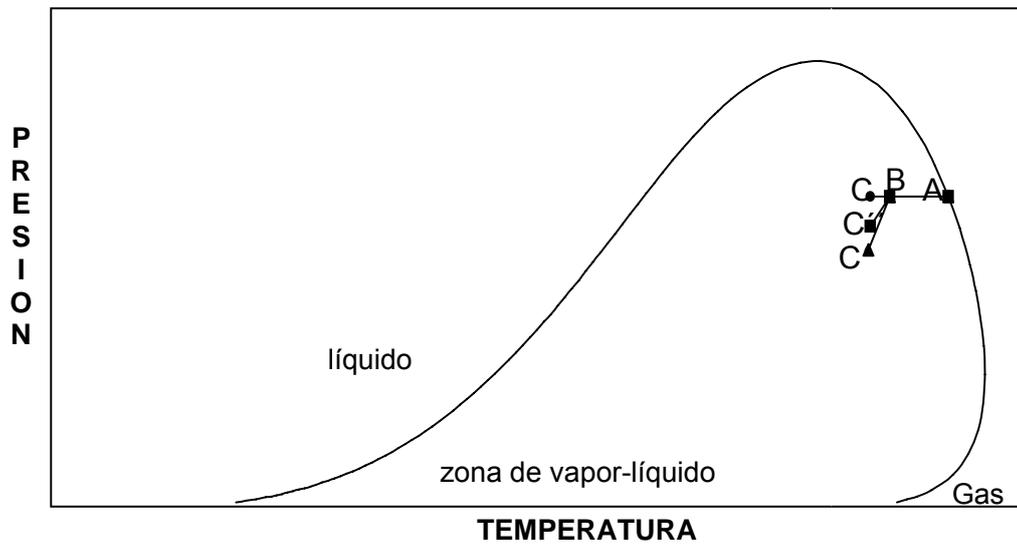


Figura 2.4 Trayectoria en el diagrama de fases para la recuperación de condensados (Manning, 1991).

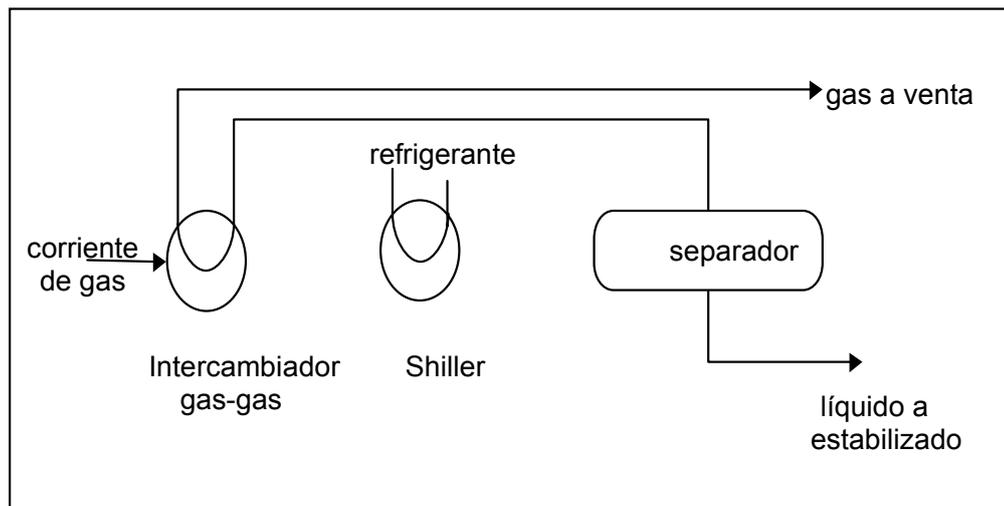


Figura 2.5 Ciclo de refrigeración por propano

Un método alternativo es el uso del efecto Joule Thomson, en esta operación la corriente de gas húmedo se pasa a través de una válvula donde su temperatura disminuye por la expansión del gas, este proceso se describe por la ruta ABC' en la

figura 2.4 La línea AB representa un pre-enfriamiento del gas por intercambio con el gas frío obtenido del separador, la operación anterior se muestra en la figura 2.6.

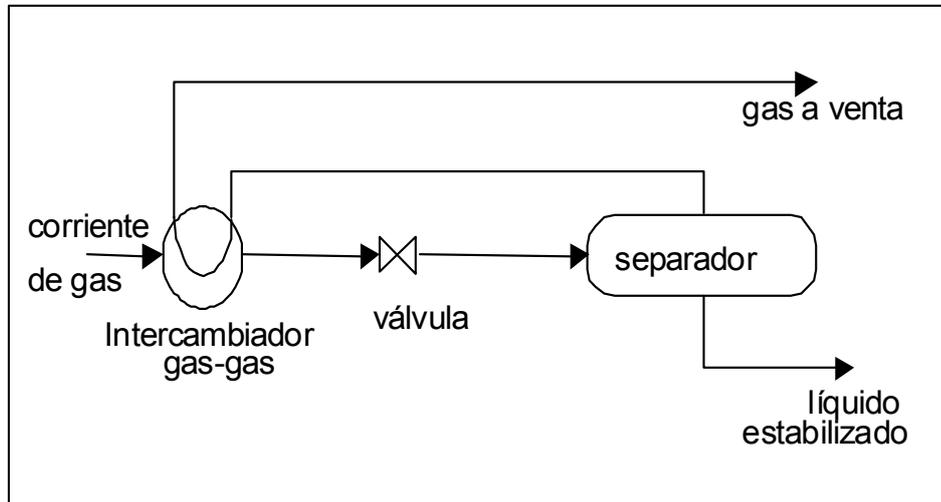


Figura 2.6. Enfriamiento por expansión de Joule-Thomson.

El enfriamiento de la corriente de gas también puede ser obtenido usando una turbina para generar una expansión. La ruta ABC'' mostrada en la figura 2.4 representa este método y la figura 2.7 describe el proceso. La ruta AB representa el enfriamiento del gas por el intercambio con el gas frío a la salida del separador. El trabajo generado por la turbina puede ser aprovechado para mover un compresor, el cual restituirá la presión del gas.

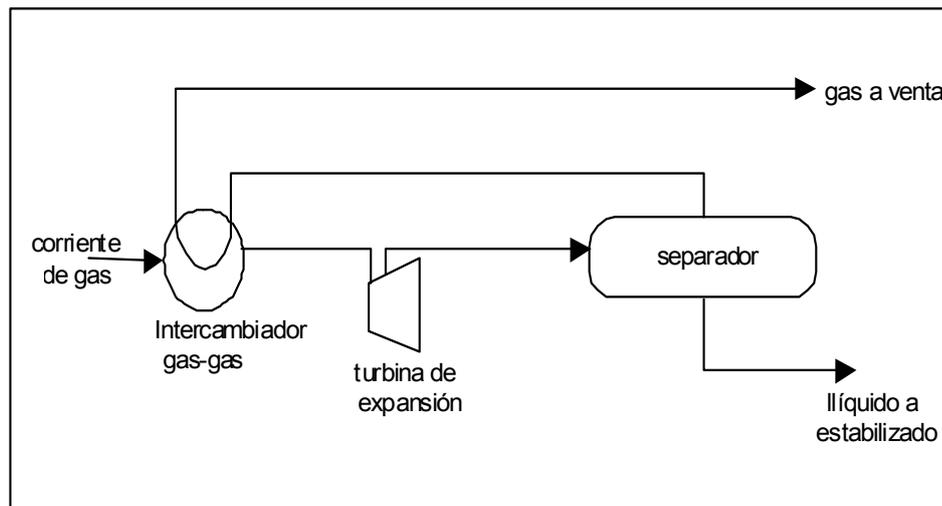


Figura 2.7. Enfriamiento con turbina de expansión

Los métodos de estrangulación de gas y turbina de expansión requieren mayor inversión de recompresión comparadas con el ciclo de refrigeración mecánica. La refrigeración puede ser combinada con estrangulación o con la turbina de expansión para obtener una mayor recuperación de condensados.

En las alternativas mostradas en las figuras 2.5-2.7, la estabilización de los condensados se refiere a la remoción de los componentes gaseosos por separación, para producir productos líquidos que sean estables a baja presión en el tanque de almacenamiento o sistema de transporte.

Ecuaciones de Estado

En años recientes se han hecho valiosos esfuerzos en predecir relaciones entre presión-temperatura-volumen y otras propiedades termodinámicas usando ecuaciones de estado (EE)³. El estudio pionero fue el trabajo realizado por Giorgio Soave(1972) al extender la Ecuación de Estado de Redlich- Kwong(1949) y el factor acéntrico de Pitzer y col.(1961) para componentes individuales. Reglas especiales de mezclado permiten predecir no solamente la entalpía y la entropía de la mezcla sino también las constantes de equilibrio K del vapor y líquido. Otros desarrollos en EE se llevaron a cabo por otros investigadores como Peng y Robinson (1976). Estas ecuaciones fueron ampliadas para predecir mezclas con contenidos de H₂S, CO₂ y H₂O.

La explicación de estas ecuaciones y su uso queda fuera del alcance de este trabajo. Los cálculos de predicción con las EE son demasiado complejos que actualmente serían imposibles su aplicación sin un simulador y una computadora personal. El uso de computadoras personales hace que las simulaciones de procesos para el tratamiento de las corrientes de hidrocarburos sean lo suficiente practicas para cualquier usuario.

Tabla 2.3 Ecuaciones de Estado para los cálculos de propiedades termodinámicas de mezclas en simulaciones de proceso.

Ecuación de Estado	Comentarios
Grayson-Strewed version de Chao Seader	Usado para simulación de refinerías especialmente cuando hay presencia de H ₂ . Buena para presiones moderadas, temperatura ambiente y arriba. Método rápido.
Soave- Redlich- Kwong(SRK)	Usada para hidrocarburos ligeros y procesamiento de gas natural, para procesos a alta presión y baja temperatura (2000 psia y – 70 °F), puede manejar cantidades moderadas de CO ₂ , H ₂ S y H ₂ .
Peng-Robinson (PR)	Similar a SRK, pero con mejor aplicación en la zona crítica y para CO ₂ y H ₂ S. Predice la formación de hidratos de gas y congelamiento por CO ₂ .
Benedict-Webb-Rubin-Starling (BWRS)	Superior a SRK y PR donde es aplicable. Limitada a componentes C1-C11, C2=,N ₂ ,CO ₂ , y H ₂ S. Mucho más lenta que SRK y PR, mejor para predecir la densidad del líquido.

Desarrollo del modelo

A fin de tratar en forma general cualquier sistema de recolección o distribución de fluidos es costumbre describirlo en términos de “nodos” y “conectores de nodos” ⁴

Para formular un modelo matemático del fenómeno de flujo en un sistema de este tipo, es necesario representar en términos de relaciones matemáticas, el flujo a través de

sus elementos y además desarrollar ecuaciones analíticas que describan rigurosamente los efectos de interacción entre los componentes.

Estas ecuaciones se pueden establecer aplicando la ley de conservación ⁵ de la masa en cada uno de los nodos, la cual establece, para régimen permanente, que la suma algebraica de los gastos (q) que entran o salen de un nodo a través de los conectores, mas el gasto que se proporciona o extrae del sistema a través de ese nodo (Q) debe ser cero, es decir:

$$F_i = \sum_{j/(i,j) \in M} S_{ij} q_{ij} + Q_i = 0 \quad i \in N \quad 2.1$$

En donde: S_{ij} es una variable que indica el sentido del flujo; M es el conjunto de los conectores; N es el conjunto de nodos y la notación $j/(i, j) \in M$ indica: para j tal que (i, j) pertenece a M. A estas ecuaciones se les conoce como ecuaciones de balance en los nodos.

Para describir el flujo a través de los conectores existen diferentes ecuaciones que relacionan el gasto de gas (q_{ij}) con la presión del fluido en sus extremos (nodos i,j). Para tuberías esta ecuación es de la forma:

$$q_{ij} = C_{ij} \left[\frac{p_i^2}{Z_i} - \frac{p_j^2}{Z_j} \right]^n \quad 2.2$$

En donde: C_{ij} es una constante que representa la conductividad de la tubería y depende de la geometría y rugosidad del tubo y de las condiciones de flujo p es la presión del fluido en los nodos; Z es un factor de compresibilidad y n es un componente que depende de la ecuación que este aplicando. Para sistemas que manejan gas a baja presión o agua las presiones no aparecen al cuadrado y Z es igual a 1. Se pueden establecer ecuaciones de este tipo para otros tipos de conectores, sin embargo por razones de claridad solo se consideraran tuberías.

Mediante la sustitución de la Ecuación 2.2 en la 2.1. Se obtienen las ecuaciones de balance en los nodos en términos de la presión del fluido y de los gastos exteriores, esto es:

$$F_i = \sum_{j/(i,j) \in M} S_{ij} C_{ij} \left| \frac{p_i^2}{Z_i} - \frac{p_j^2}{Z_j} \right|^n + Q_i = 0 \quad i \in N \quad 2.3$$

Cuando el sistema este balanceado F_i será cero y los flujos exteriores Q_i , también serán balanceados así

$$\sum_{i \in N} Q_i = 0 \quad 2.4$$

Las ecuaciones 2.3 representan el modelo matemático del fenómeno de flujo a través de un sistema de tuberías. Entonces el problema consiste en determinar un conjunto de valores Q_i y p_i para toda i en N que satisfaga las ecuaciones 2.4.

Bajo ciertas condiciones, es posible resolver un sistema de N ecuaciones para N incógnitas. En este caso se tiene N ecuaciones con $2N$ incógnitas (N valores de p y Q)

por los que se requiere asignar valores a N variables restantes las incógnitas. La asignación de valores debe hacerse de tal modo que las ecuaciones resultantes sean linealmente independientes. Como la suma algebraica de los gastos exteriores debe ser igual a cero, solo se pueden asignar gastos a $N-1$ nodos, quedando al menos un gasto como incógnita.

La solución de estas ecuaciones esta fuera del alcance de este trabajo, debido a la existencia de simuladores que presentan la solución a este tipo de sistemas de ecuaciones a través de simulaciones con apoyo de computadoras personales.

El objetivo de este trabajo no es resolver las ecuaciones que representan la red de transporte de gas, sin embargo son la base de cualquier análisis con apoyo de simuladores.

La ingeniería en el transporte de gas natural por tuberías requiere del conocimiento de las formulas de flujo para el diseño de capacidad y presión requeridas.

Existen ecuaciones importantes en la industria petrolera para el cálculo de flujo de gases en tuberías

Ecuaciones de flujo de gas

En los inicios de la industria se desarrollaron ecuaciones para el transporte de gas, donde las ecuaciones usadas para los propósitos de diseño son simples y adecuadas. Sin embargo, con el incremento de presión para conocer la máxima capacidad de demanda, se desarrollaron ecuaciones para conocer los nuevos requerimientos. Probablemente la ecuación más común de flujo en tuberías es la de Weymouth, la cual es aplicable para diámetros pequeños ($D < 15$ pulgadas). Las ecuaciones de Panhandle A y B son usualmente para tuberías de mayor diámetro.⁶

Ecuación de Weymouth

Las bases para la ecuación de Weymouth es la ecuación de balance de energía entre los puntos 1 y 2, figura 2.8.

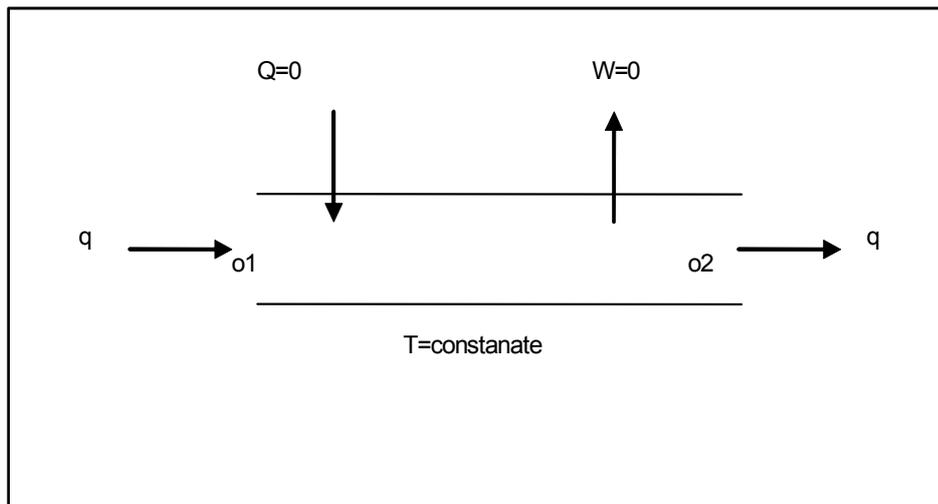


Figura 2.8. Flujo isotérmico en tuberías horizontales

En caso de flujo horizontal los puntos 1 y 2 están en la misma elevación pero no necesariamente la línea que las conecta de forma horizontal. Las suposiciones hechas en esta siguiente situación son:

- 1- En cambio de energía cinética es insignificante y puede ser tomado como cero.
- 2- El flujo está en estado estacionario e isotérmico.
- 3- Flujo es horizontal.
- 4- No hay transferencia de calor del gas a las paredes.
- 5- No hay trabajo por el flujo de gas.

Con estas suposiciones, el balance de energía es solo con el trabajo de expansión y pérdida de trabajo, de tal forma

$$vdp + lw = 0 \quad 2.5$$

Ó

$$144vdp + \frac{fu^2}{2gD} dL = 0 \quad 2.6$$

Donde

v: volumen específico (pie³/lbm)

p: presión (psia)

f: factor de fricción Moody, adimensional

v: velocidad (pie/seg)

d: diámetro de tubería (pie)

l: longitud de tubería (pie)

g: factor de conversión 32.2 (lbm-pie/lbf-seg²)

La velocidad u en la ecuación 2.6 puede ser expresada en términos de el flujo de volumen y el área de la sección transversal de la tubería

$$U(\text{pie/seg}) = \text{pie}^3/\text{seg} \times 1/\text{pie}^2$$

Se ve que q_v el flujo de volumen de gas (pie³/hr), medido a condiciones base T_b(°R) y P_b (psia), entonces:

$$u = \left(\frac{q_h}{3600} \right) \left(\frac{T}{T_b} \right) \left(\frac{p_b}{p} \right) \left(\frac{Z}{1.0} \right) \left(\frac{4}{\pi} \right) \left(\frac{1}{D^2} \right)$$

Para gases reales:

$$v \left(\frac{\text{pie}^3}{\text{lb}_m} \right) = \frac{ZRT}{PM} = \frac{10.732ZT}{29\gamma_g p}$$

Usando ésta en la ecuación 2.6.

$$144 \left(\frac{10.732 Z T}{29 \gamma_g P} \right) dp + \frac{f}{2.3217} \left(\frac{4 q_h T p_b Z}{3600 T_b \pi p D^2} \right)^2 \frac{dL}{D} = 0$$

$$53.24 \left(\frac{Z T}{\gamma_g P} \right) dp + 1.944 \times 10^{-9} \frac{f}{D^5} \left(\frac{q_h T p_b Z}{T_b p} \right)^2 dL = 0$$

Integrando y usando un promedio del valor de Z

$$1.944 \times 10^{-9} \frac{f}{D^5} \left(\frac{q_h T p_b \bar{Z}}{T_b} \right)^2 \int_0^L dL = 53.29 \frac{\bar{Z} T}{\gamma_g} \int_{p_1}^{p_2} p dp$$

$$q_h^2 = \frac{53.29}{1.9444 \times 10^{-9}} \left(\frac{T_b}{p_b} \right)^2 \frac{(p_1^2 - p_2^2)}{2 f \bar{Z} T \gamma_g L}$$

Si L es en millas y D en pg entonces:

$$q_h^2 = \frac{53.29}{1.9444 \times 10^{-9}} \frac{(p_1^2 - p_2^2) (D/12)^5}{2 f \bar{Z} T \gamma_g (5280 L)}$$

Simplificando

$$q_h = 3.23 \frac{T_b}{p_b} \left[\frac{(p_1^2 - p_2^2) D^5}{\gamma_g \bar{Z} T f L} \right]^{0.5} \quad 2.7$$

La ecuación 2.7 es en forma de flujo estacionario e isotérmico en una tubería, es generalmente atribuida a Weymouth en donde

q_h : gasto de gas a p_b y T_b

T_b : temperatura base (°R)

p_b : presión base (psia)

p_1 presión de entrada

p_2 : presión de salida

d : diámetro interno de tubería (pg)

γ_g gravedad específica del gas (aire=1)

T : temperatura promedio de flujo ($^{\circ}R$)

f : factor de fricción Moody (adim)

L : longitud de tubería (millas)

Z : factor de desviación a las condiciones promedio de p y T .

Ecuación de Panhandle (Panhandle A)

La ecuación A de Panhandle supone que f varía de acuerdo a la siguiente expresión:

$$f = \frac{0.085}{N_{Re}^{0.147}} \quad 2.8$$

La ecuación de flujo en la tubería es la siguiente

$$q = 435.87 \left(\frac{T_b}{p_b} \right)^{1.07881} \left(\frac{p_1^2 - p_2^2}{TLZ} \right)^{0.5394} \left(\frac{1}{\gamma_g} \right)^{0.4604} D^{2.6182} \quad 2.9$$

Donde

q : flujo de gas (pie³/día) @ T_b y p_b

Los otros términos son los de la ecuación de Weymouth

Ecuación de Panhandle modificada (Panhandle B)

Esta ecuación es la más comúnmente extensamente usada para tuberías largas utilizadas para el transporte y recolección. La ecuación modificada de Panhandle asume que f varía con la siguiente expresión:

$$f = \frac{0.015}{N_{Re}^{0.0392}} \quad 2.10$$

Y el resultado es:

$$q = 737 \left(\frac{T_b}{p_b} \right)^{1.02} \left[\frac{p_1^2 - p_2^2}{TLZ \gamma_g^{0.961}} \right]^{0.510} D^{2.530} \quad 2.11$$

Donde los términos son los mismos que la ecuación 2.7.

Flujo multifásico en tuberías horizontales ⁵

El estudio de flujo multifásico en tuberías horizontales data desde mediados del siglo XIX, pero ha sido en los últimos años cuando se le ha dedicado especial interés y atención.

La comprensión de los mecanismos y características del flujo de dos o más fases, en una sección del sistema de producción, tiene como finalidad optimizar el diseño de la sección en particular y del sistema en general, para obtener la máxima producción con las menores pérdidas de energía.

La capacidad de flujo de un sistema integral de producción, está en función de parámetros tales como: longitud y diámetros de tubería, grado de inclinación, regímenes de flujo, propiedades de los fluidos, condiciones de presión y temperatura, etc., con los que se determinan las pérdidas de presión de las mezclas de fluidos desde el radio de drene del pozo hasta la batería de separación.

Para flujo horizontal, el gradiente de presión debido al cambio de elevación es igual a

cero por lo que la ecuación $\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_T = \left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_e + \left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_{ac} + \left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_f$ se reduce a:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_T = f_{fp} \frac{\rho_m v_m^2}{2g_c d} + \frac{\rho_m \Delta(v_m^2)}{2g_c \Delta L} \quad 2.12$$

En donde f_{fp} , ρ_m y v_m se refieren a la mezcla y son definidos en forma distinta por los autores de las diferentes correlaciones.

Numerosos autores han presentado métodos experimentales de cálculo, conocidos también como correlaciones para evaluar el gradiente de presión en tuberías horizontales dentro de las que destacan:

- Correlación de Beggs y Brill ⁶
- Correlación de Dukler ⁶

El factor de fricción, depende del número de Reynolds; esto es, de las fuerzas viscosas y de inercia de la mezcla de fluidos y de la rugosidad de la tubería. En flujo de dos o más fases, el factor de fricción se denotará f_{tp} y depende, además de las fuerzas anteriores, de las gravitacionales y las interfaciales. Aunque se ha intentado correlacionar el factor de fricción en grupos adimensionales que comprendan estas fuerzas, no se ha tenido éxito completo.

El enfoque que más se ha seguido, es determinar el factor de fricción a partir de datos experimentales y tratar de correlacionarlo con alguna forma del número de Reynolds para dos fases.

CAPITULO 3

OPCIONES PARA MANEJO DEL GAS MARINO

El acondicionamiento del gas producido por la explotación de los campos de la sonda de Campeche se realiza principalmente en los complejos petroquímicos de Ciudad Pemex y Nuevo Pemex. Su envío hacia ellos desde los complejos marinos incluye: compresión en plataforma, transporte a través de dos gasoductos con diámetro nominal de 36 pulgadas, compresión en el CPTG Atasta y un centro de distribución.

Atasta desde su inicio de operación, es la ruta principal para el manejo del gas marino, razón por la que el sistema es altamente vulnerable ante algún hecho fortuito de carácter operativo o intencionado (Atentado).

Con el desarrollo de nuevos proyectos como Crudo Ligero Marino (CLM) la RMSO consideró dentro de su Filosofía operativa en el periodo 2004-2005 aumentar la compresión y transporte de gas en 150 MMPCD las obras consideradas fueron:

Modificar la batería de separación en la TMDB, construcción del gasoducto de 36 pg x 54 km TMDB – La Trinidad y la instalación de equipo de compresión en Cunduacán.

El mismo proyecto consideró la ampliación de la batería Luna a 400 MMPCD para el manejo de la producción de los campos de alta RGA (Costero y May) que desde Agosto del 2006 se puede manejar un porcentaje del gas asociado de estos campos a través de ésta infraestructura.

En la figura 3.1 se muestra esquemáticamente el manejo de gas de las regiones marinas Incluido el Activo Litoral el cual cuenta con la siguiente infraestructura para el manejo de su producción.

- Manejo de la producción del campo May se envía hacia la Batería Luna, 30 000 BPD y 190 MMPCD.
- Manejo de 70 000 BPD y 90 MMPCD en la TMDB vía Línea 4.
- Manejo de 115 000 BPD y 140 MMPCD en los complejos.

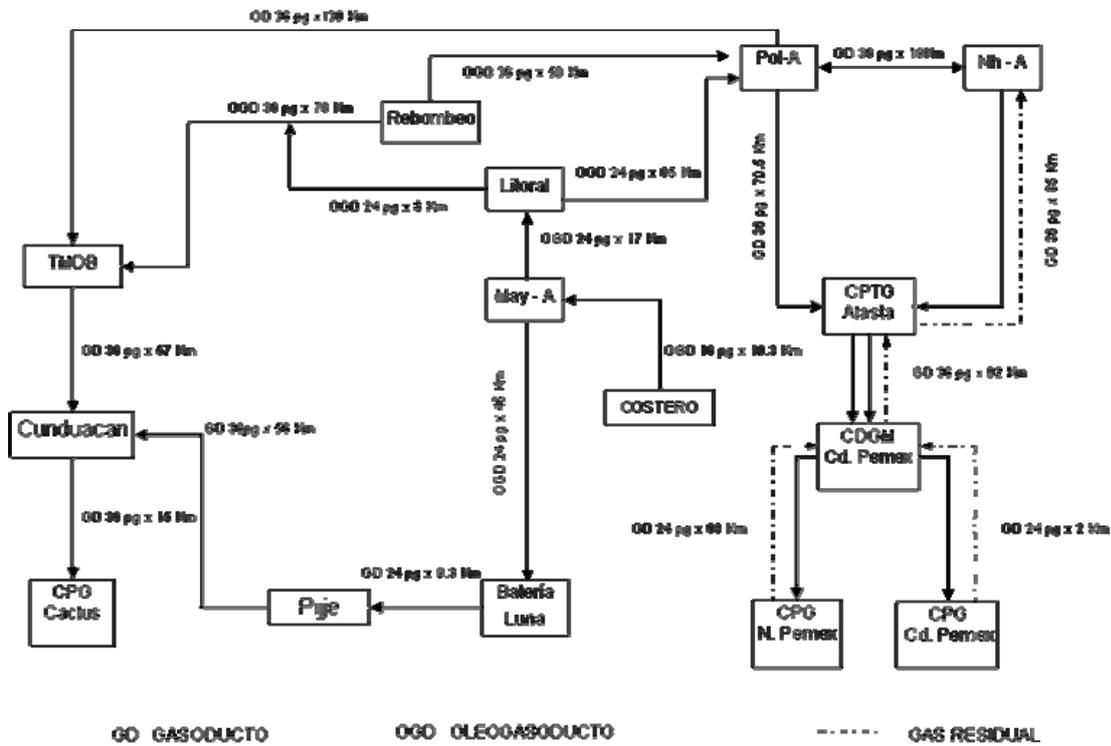


Figura 3.1 Condiciones de flujo actuales del gas marino

El total de volumen manejado en la RMSO es de 850 MMPCD de los cuales 420 MMPCD corresponden al Activo Litoral y el resto al Activo Abkatun-Pol-Chuc.

Problemática

Como se mencionó anteriormente, un amplio porcentaje del gas producido en la Región Marina es manejado en el CPTG Atasta. Sin embargo pueden plantearse diversos escenarios que pudieran repercutir en la entrega del gas hacia este punto:

Falla el gasoducto Atasta Nohoch

En este escenario, el transporte del gas dulce que se ocupa como gas combustible y Bombeo Neumático se ve afectado considerablemente al no poder abastecer a la RMNE y de esta forma mantener la plataforma de producción de Crudo. Sin embargo para poder continuar con las operaciones es posible utilizar el gasoducto Pol- Atasta en sentido inverso y el Gas de la RMSO debe ser enviado hacia el CPQ Cactus por los corredores Luna o Cunduacán.

Falla el gasoducto Nohoch Atasta

En este escenario el transporte de gas húmedo amargo de la RMNE hacia Atasta se ve interrumpido por problemas en el gasoducto Nohoch Atasta. Para continuar con el transporte de gas a las petroquímicas es posible utilizar el gasoducto Pol- Atasta. Por otra parte el gas de la RMSO debe ser enviado hacia el CPQ Cactus para su proceso a través de los corredores de Luna o Cunduacán

Falla en el Gasoducto Pol-Atasta

Tomando en consideración que este corredor es la única salida del gas-húmedo amargo de un amplio porcentaje de gas producido en la RMSO para su entrega a los complejos petroquímicos; es necesario contar con una alternativa para entregar el gas al complejo petroquímico de Cactus utilizando los corredores Luna o Cunduacán.

De no contar con el manejo alterno hacia las petroquímicas se pueden tener repercusiones importantes como:

- Quema de 830 MMPCD de gas

- Desbaste del Mercado Nacional

- Reducción en el envío de gas residual a la RMNE

Opción 1

Manejo de la producción de gas de la RMSO hacia la batería Luna vía campo may

En caso de presentarse una contingencia por el escenario de falla del gasoducto Pol - Atasta, se plantea el uso de la infraestructura del corredor May-Luna para el manejo del resto de la producción de la RMSO ya que una parte importante tiene un manejo distinto al ducto Pol Atasta, como se describió anteriormente.

Para conocer el volumen de gas que puede ser manejado desde la plataforma Litoral hacia Batería Luna y en el corredor hacia el Centro de Almacenamiento y Bombeo (CAB) Cunduacán y CPQ Cactus, se requieren establecer las capacidades disponibles de proceso y transporte actuales y futuras, así como el pronóstico de producción a manejar en Luna, la figura 3.2 muestra los pronósticos de producción y capacidades de manejo en esta instalación para el periodo 2007-2020.

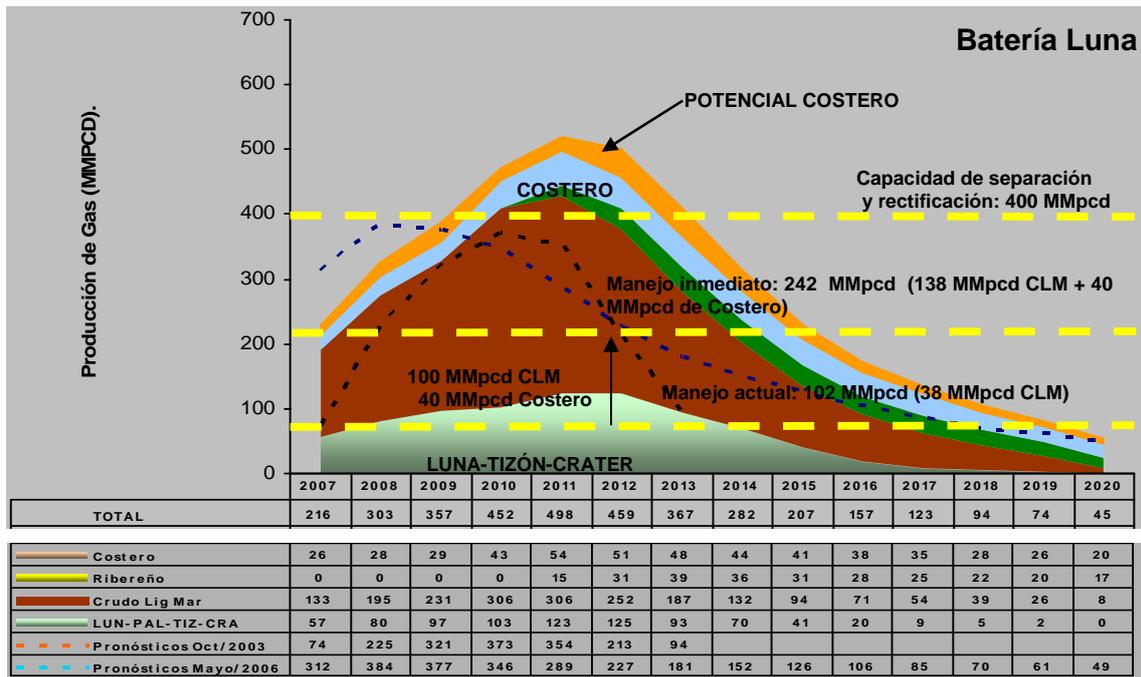


Figura 3.2 Gráfica capacidad de manejo en la batería Luna

La diferencia entre la capacidad de proceso instalada de 400 MMPCD menos la producción esperada figura 3.3 determina la capacidad disponible en batería Luna para el manejo de gas adicional de la RMSO ante cualquier evento en el corredor Pol A – Atasta.

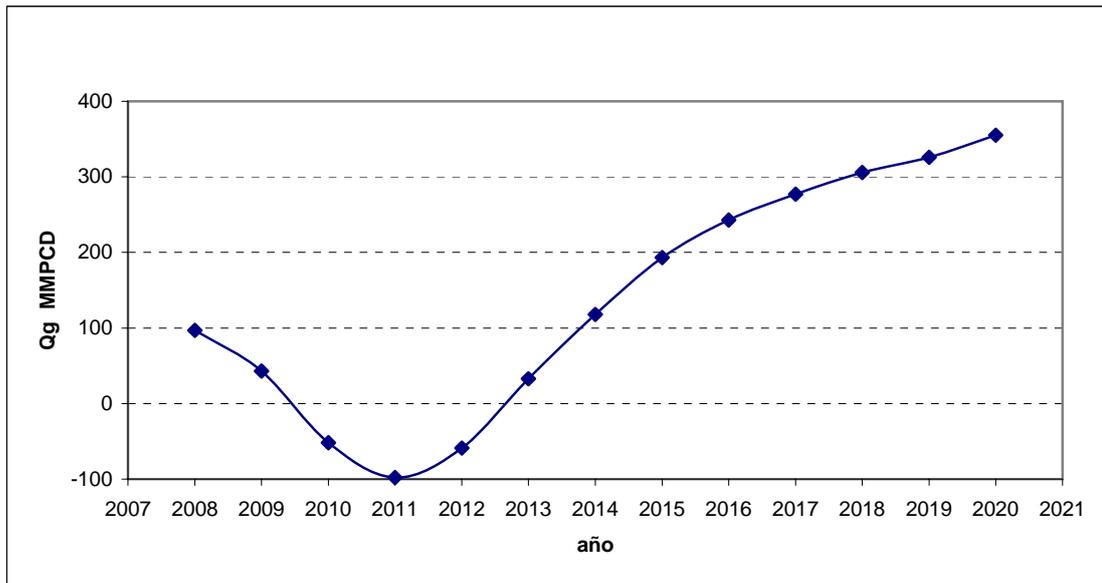


Figura 3.3 Grafica disponibilidad de manejo en la batería Luna

Durante los años 2010 -2013 la batería Luna no tiene la capacidad para recibir una cantidad adicional de gas de la RMSO si se desea utilizar este corredor es necesario complementar la infraestructura que permita:

- a) manejar el excedente de los pronósticos de los campos originales
- b) aumentar la capacidad en equipo y líneas de transporte.

Corredor Luna – Cactus.

El corredor esta conformado por la infraestructura que se describe a continuación:

Gasoducto 20 pg x 9.4 Km Luna – Pijije

Gasoducto 36pg x 14.8 Km Pijije - Sen

Gasoducto 36 pg x 30.8 Km Sen -Oxiacaque

Gasoducto 36pg x 15 Km Oxiacaque - Samaria II

Gasoducto 36pg x 14.9 Km Samaria II - Cactus

El gasoducto descrito sirve como troncal de recolección y transporte del gas producido y separado en las diferentes baterías de la Región Sur hacia el CPQ Cactus. La presión máxima de operación de este ducto es de 84 kg/cm² con la cual puede ser manejada una producción máxima de 400 MMPCD en Batería Luna y al cual se van integrando las corrientes provenientes de las baterías Pijije, Sen y Oxiacaque.

La geometría y condiciones de operación de este corredor se presentan en la figura 3.4.

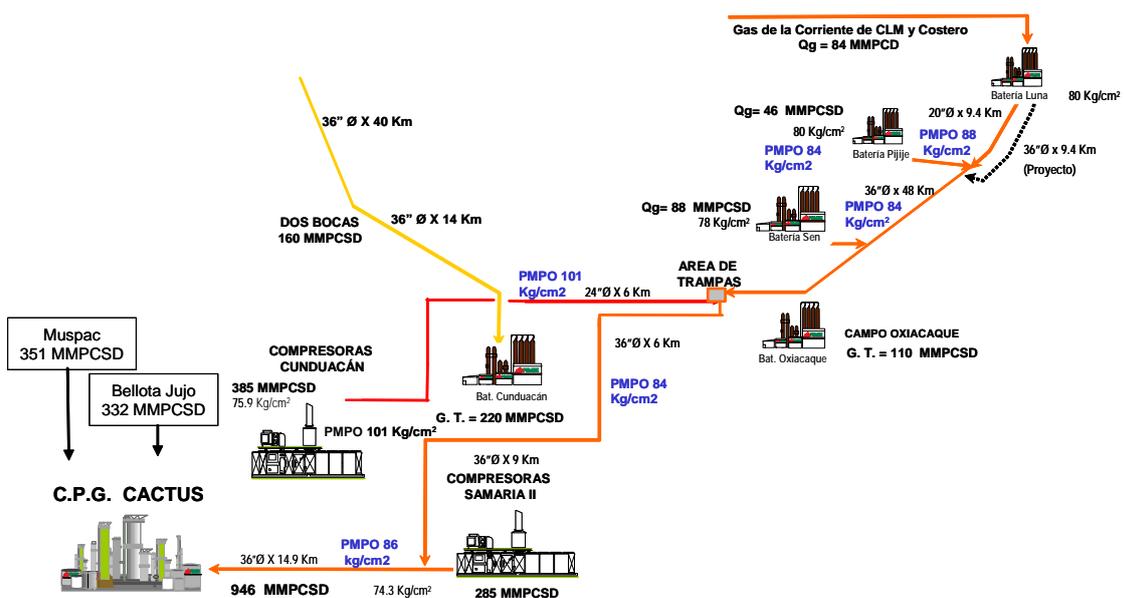


Figura 3.4 Manejo de gas en el corredor Luna Cactus

A manera de comparación la figura 3.5, muestra la capacidad de transporte del gasoducto de 20 pg actual contra el tendido de uno nuevo de 24 o 36 pg. El uso de un

diámetro mayor aumenta la capacidad de transporte desde batería Luna hacia el CPQ Cactus.

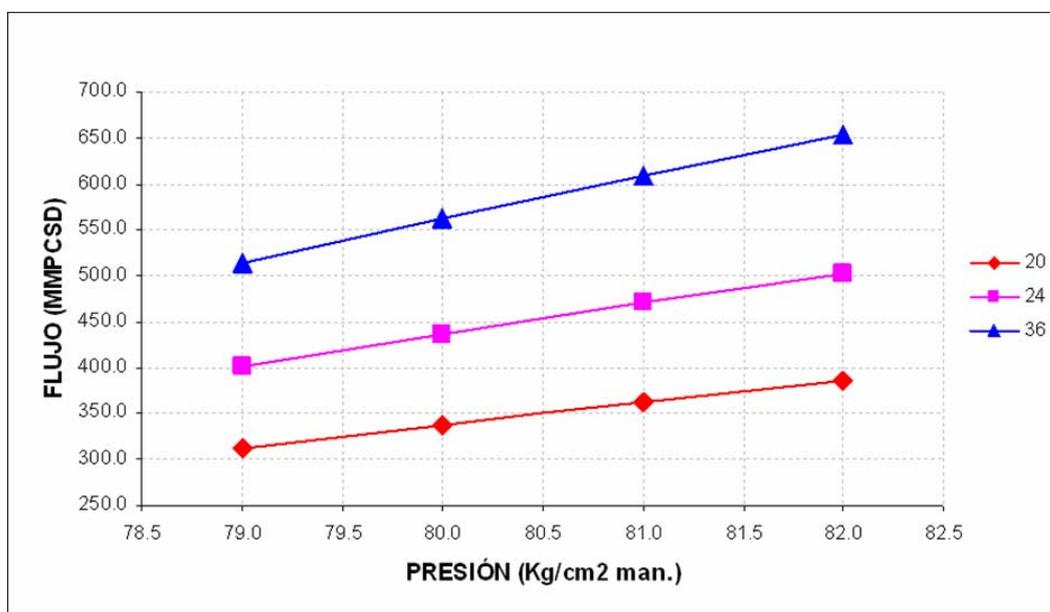


Figura 3.5 Capacidad de transporte del primer tramo Luna - Pijije

Por lo tanto para incrementar el transporte a 650 MMPCD en la salida de la Batería Luna se requiere sustituir el gasoducto de 20 pg x 9.3 Km Luna –Pijije por uno de 36 pg. Esto equivale a un manejo adicional de 250 MMPCD para la RMSO en el corredor Luna – Cactus.

Envío de gas desde la plataforma Pol A hacia batería Luna

Como se vio en la sección anterior la Batería Luna puede manejar 250 MMPCD de gas adicional si se modifica el diámetro de salida del gasoducto Luna – Pijije. En esta sección se analiza el comportamiento de flujo para el envío de los 250 MMPCD desde la plataforma Pol A pasando por Litoral, vía May A. Para entregar este volumen a la Batería Luna es necesario construir un nuevo gasoducto desde May A.

Se descarta usar el oleogasoducto existente de 24 pg x 46 km debido a que la presión de descarga de 75 kg/cm² de los compresores en los complejos marinos no es suficiente para integrar la corriente de gas a esta línea que se maneja a una presión superior a los 80 kg/cm². En la figura 3.6 se muestra el perfil de presión en el corredor Pol A – Litoral – May A – Batería Luna, usando dos diferentes diámetros de línea, se observa que el uso de un gasoducto de 24 pg x 46 km permite tener una mayor presión de llegada en la batería que si se utilizara uno de 20 pg, sin embargo esta presión no es suficiente para integrarse al troncal Luna – Cactus, por lo tanto se requiere un sistema de compresión y sistemas auxiliares en este punto, las presiones de succión y descarga son 50 kg/cm² y 85 kg/cm² respectivamente, sin embargo para garantizar el flujo ante una posible acumulación de líquidos en la línea por condensación se propone que la succión o presión de llegada sea de 35 kg/cm².

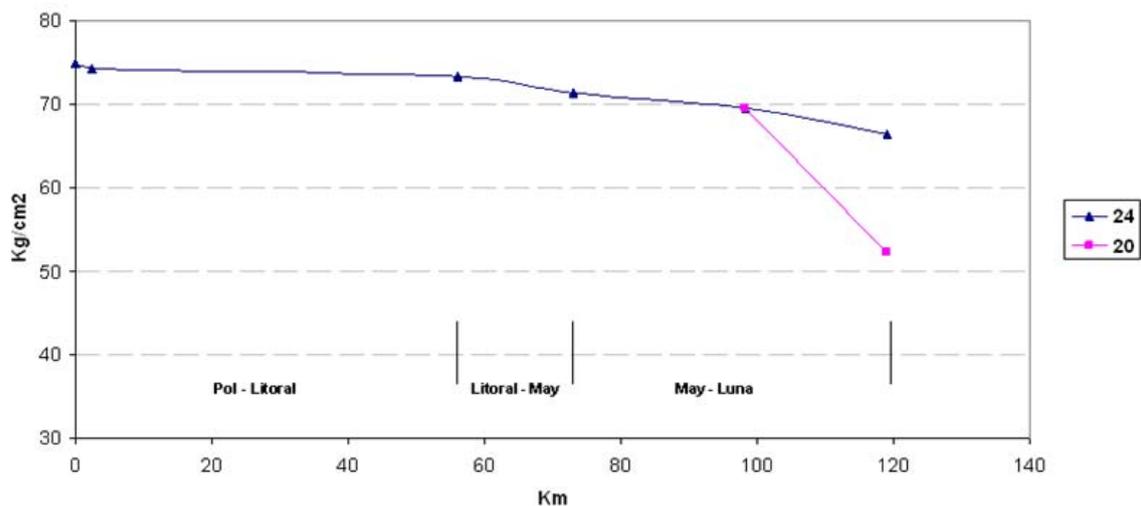


Figura 3.6 Gráfica del perfil de presión corredor Pol-Litoral-May-Luna

En la figura 3.7 se muestra esquemáticamente la distribución para el manejo de la producción de gas de la RMSO hacia la batería Luna vía el campo May.

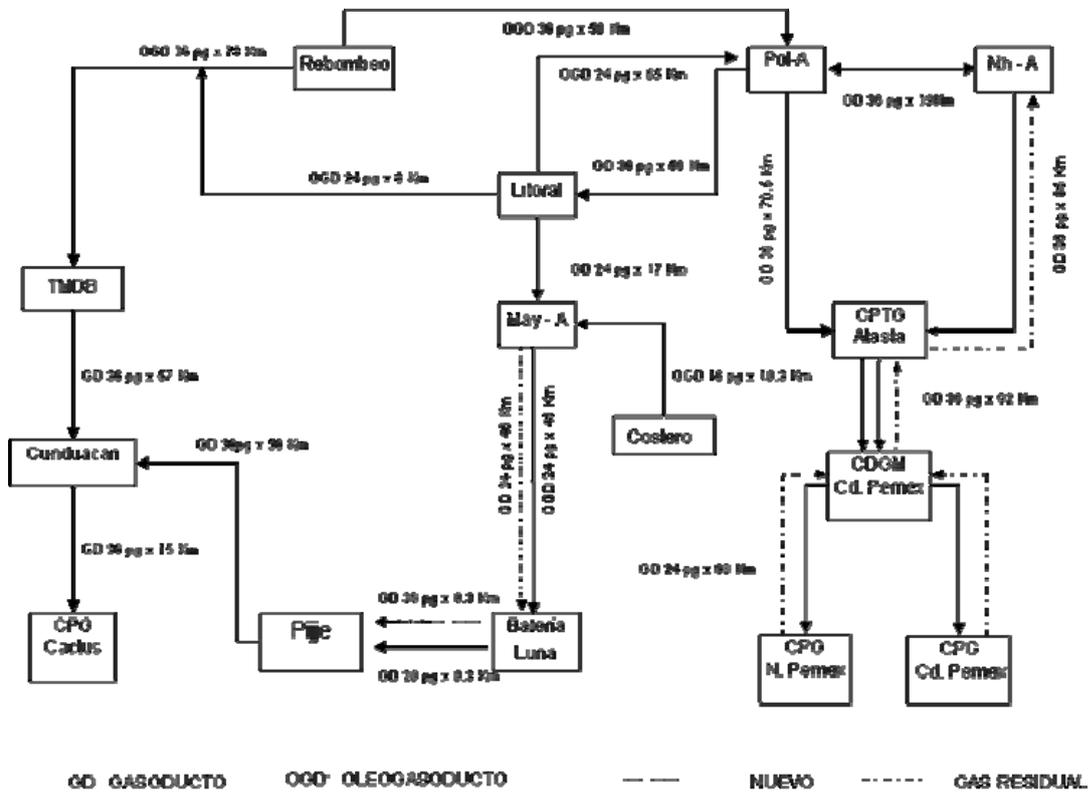


Figura 3.7 Manejo de la producción de gas de la RMSO hacia la batería Luna vía el campo May

Opción 2

Manejo de la producción de gas de la RMSO hacia la batería Luna con la instalación de separadores remotos en las plataformas litoral y may.

Tomando en consideración el análisis realizado en la opción anterior, donde se determinó que solo 250 MMPCD de la RMSO enviados a una presión de descarga de 75 Kg/cm² través del gasoducto Pol A- Litoral que tiene una geometría de 36 pg x 56 km. y que pueden ser recibidos como flujo adicional hacia la batería Luna.

En esta sección se propone que el manejo de las corrientes producidas por el Activo Litoral se apoye en dos separadores remotos ubicados en las plataformas Litoral y May A.

Estas plataformas actualmente conjuntan y distribuyen diferentes corrientes hacia la TMDB, Abkatun - D o Batería Luna dependiendo de la capacidad de proceso y transporte, esta flexibilidad ha evitado diferir producción ante diversas contingencias.

El uso de separadores remotos, tiene como beneficio adicional al manejo de gas poder reducir la presión de salida de las plataformas satélites y con ello alargar el horizonte de producción de los campos involucrados.

Filosofía de operación

La corriente de aceite obtenida en forma semiestabilizada en la plataforma Litoral se envía a Dos Bocas por la línea cuatro a través de la interconexión submarina a dos kilómetros de rebombeo, el gas por su parte se transporta hacia la plataforma de compresión Pol A para su envío hacia la batería Luna utilizando el corredor del Campo May.

Cuatro etapas de separación se utilizan en este esquema para obtener las fases que componen la mezcla formada por los campos del CLM, excepto May, el cual incluye una etapa adicional para un total de cinco.

Las etapas de separación se distribuyen de la siguiente manera:

Primera etapa; separación remota del campo May a una presión de 67 kg/cm^2 y una temperatura de 60°C .

Segunda etapa en Litoral con los campos del CLM a una presión de 35 kg/cm^2 y una temperatura de 57°C .

Tercera etapa TMDB a una presión de 17 kg/cm^2 y una temperatura de 33°C .

Cuarta etapa en TMDB estabilizado a una presión de 0.5 kg/cm^2 y una temperatura de 33°C .

Quinta etapa en TMDB almacenamiento a condiciones atmosféricas.

Bajo esta filosofía existe la flexibilidad de poder enviar parte de la producción de aceite hacia los complejos de la RMSO, utilizando el ducto existente $24\text{pg} \times 65\text{km}$ Litoral - Pol A y que puede ser utilizado en caso de una contingencia en la TMDB.

En la figura 3.8 se muestra esquemáticamente el diagrama para este manejo alternativo en esta opción.

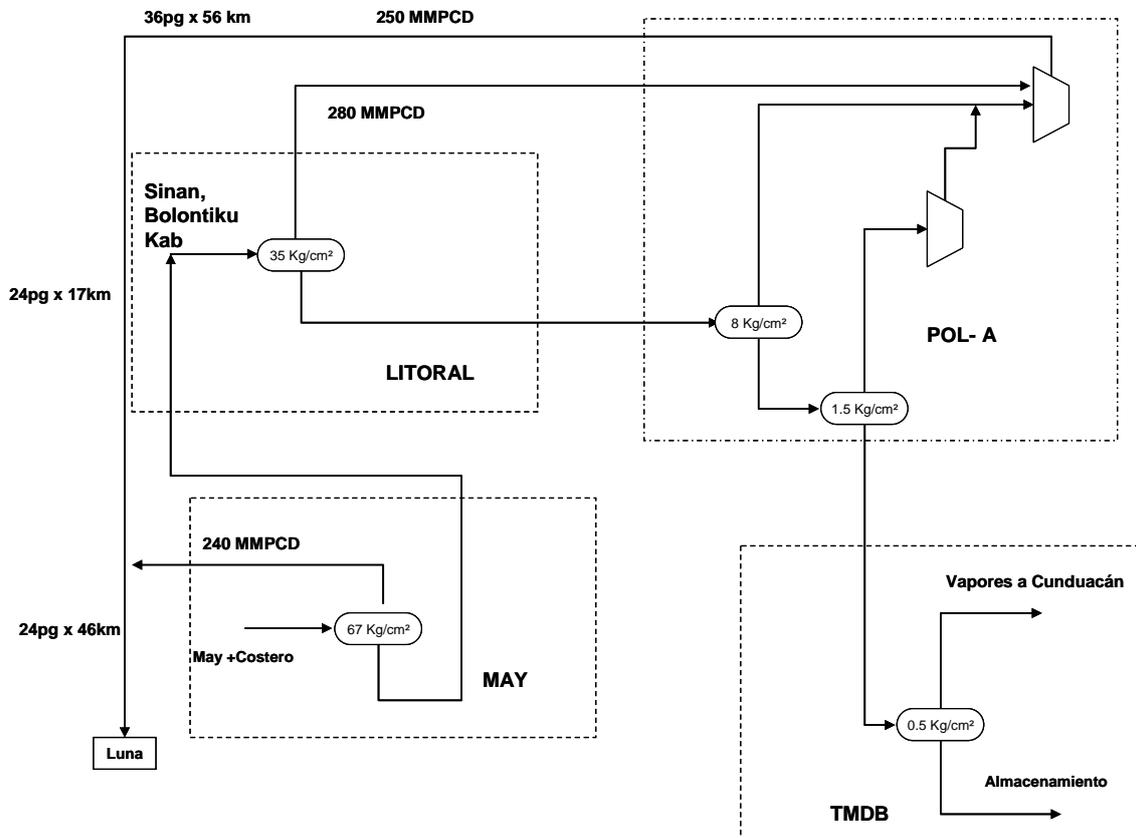


Figura 3.8 Diagrama para el manejo alternativo de la producción de aceite vía Pol A

El transporte y manejo de la producción.

De la separación remota ubicada en la plataforma May A se obtiene una corriente de aceite semiestabilizada que se integra en la plataforma Litoral a través un oleoducto de 24 pg x 17 km (nuevo), con las corrientes de los campos Bolontiku, Sinan y Kab para

alimentar el separador instalado en Litoral, el Líquido obtenido en este punto se envía a través de la línea con geometría 24 pg x 8 km hacia la TMDB para su estabilización.

Por su parte el gas separado en forma remota en la plataforma Litoral que incluye los campos (Bolontiku, Sinan, Kab) se envía a través de un gasoducto 24 pg x 16 km (nuevo) hacia Pol A para su tratamiento y recompresión.

Mientras que la corriente de gas obtenida en la plataforma May A incorpora 240 MMPCD adicionales a los de 250 MMPCD de la RMSO, para un envío total de 490 MMPCD hacia la batería Luna.

Para integrar la corriente de gas hacia el corredor de gasoductos desde Luna hasta Cactus, es necesario considerar rectificación, compresión y sistemas auxiliares así como sustituir el tramo de 20 pg por uno de 36 pg para incrementar a la capacidad requerida de 490 MMPCD adicionales.

Debido a la limitante de la batería Luna en el manejo de la producción de gas de solo 250 MMPCD adicionales, esta opción propone utilizar como gasoducto la línea con geometría de 24 pg x 46 km May Luna (existente) que tiene una capacidad máxima de manejo de 500 MMPD como se muestra en la figura 3.9.

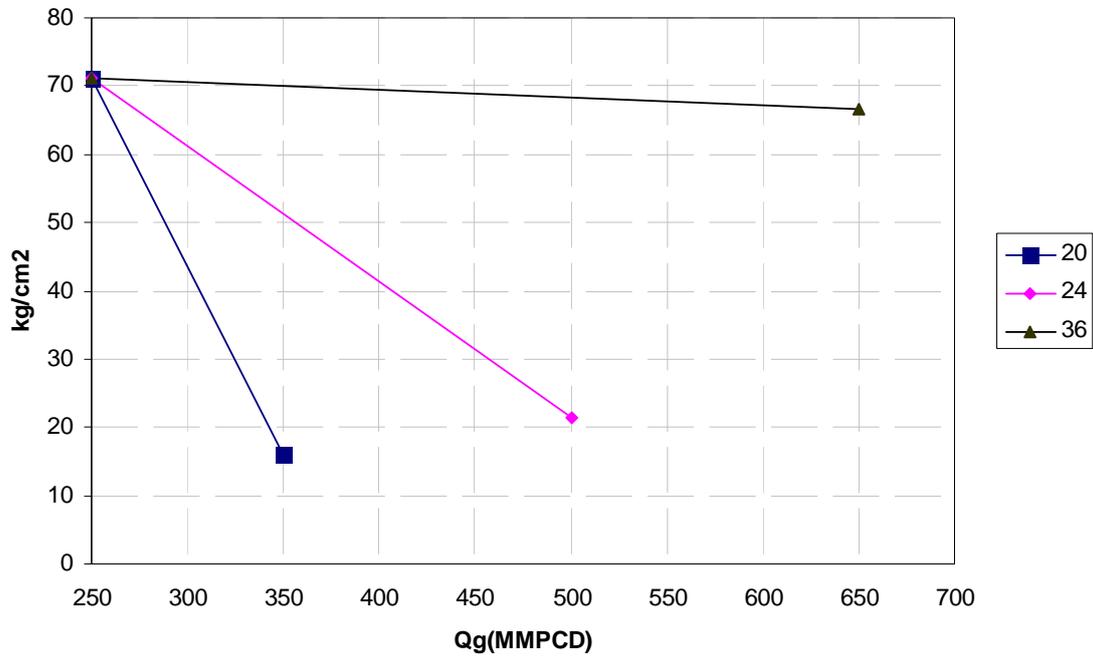


Figura 3.9 Capacidad de manejo en la Línea May-Luna

En resumen las obras necesarias para desarrollar esta opción son: tendido de oleogasoducto de 24pg x 17 km desde May A hacia Litoral y un gasoducto de 24 km x 16 km de Litoral a interconexión Rebombeo Pol A.

La figura 3.10 muestra esquemáticamente el transporte descrito para el manejo de gas de la RMSO hacia la batería Luna con la instalación de separadores remotos.

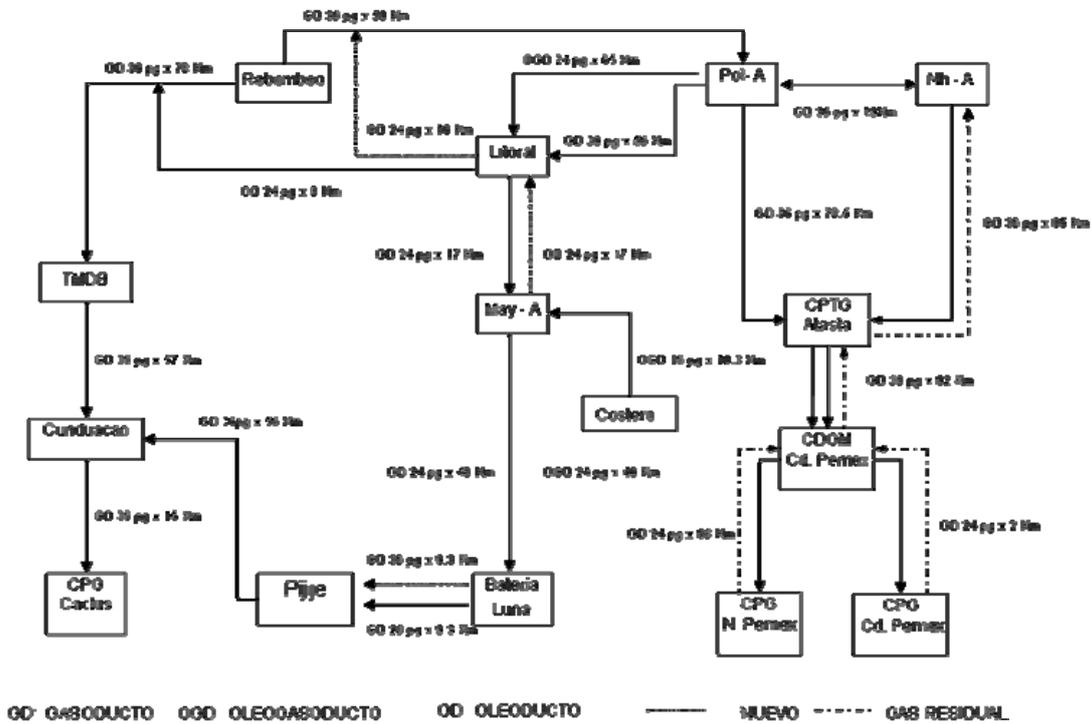


Figura 3.10 Manejo de la producción de gas de la RMSO hacia la batería Luna con la instalación de separadores remotos

Opción 3

Manejo de la producción de gas de la RMSO hacia la batería Luna con la instalación de un complejo en litoral.

De acuerdo a los pronósticos de producción de aceite para los campos que integran el Activo Litoral tiene un comportamiento como se muestra en la figura 3.11

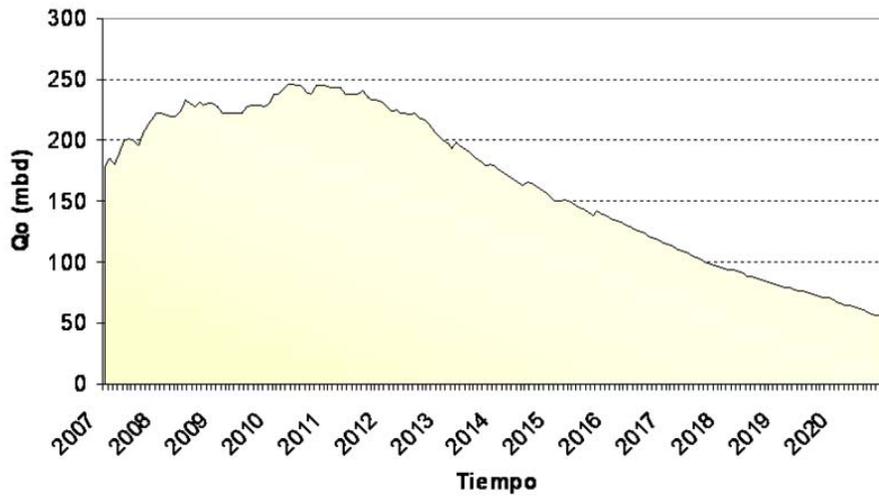


Figura 3.11 Gráfica pronósticos de producción de Litoral

En ella se puede observar que el punto máximo de desarrollo se espera en el año 2011 con una producción de 245 000 BPD en donde la mayor parte de sus campos productores son de alta RGA.

De forma análoga se muestra en la figura 3.12 los pronósticos de producción de gas de la RMSO.

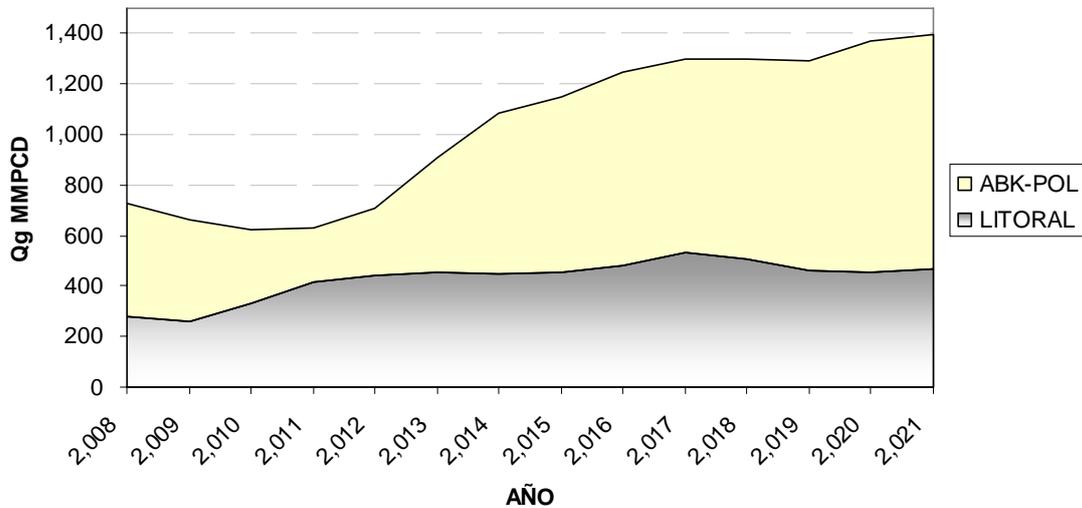


Figura 3.12 Gráfica de pronóstico de producción de gas de la RMSO

De la grafica anterior, sin considerar el campo May se observa que el total de la producción de gas del Activo Litoral corresponderá a casi un 50 % de la RMSO

Para el planteamiento de esta opción se propone la instalación de un complejo de producción el cual consta de dos plataformas una de producción y otra de compresión.

Plataforma de producción

La función principal de esta plataforma es la separación de la mezcla gas-aceite-agua proveniente de los campos Sinan, Citam, Bolontiku, Yum, y Kab.

En la figura 3.13 se presenta esquemáticamente la distribución de la plataforma de producción.

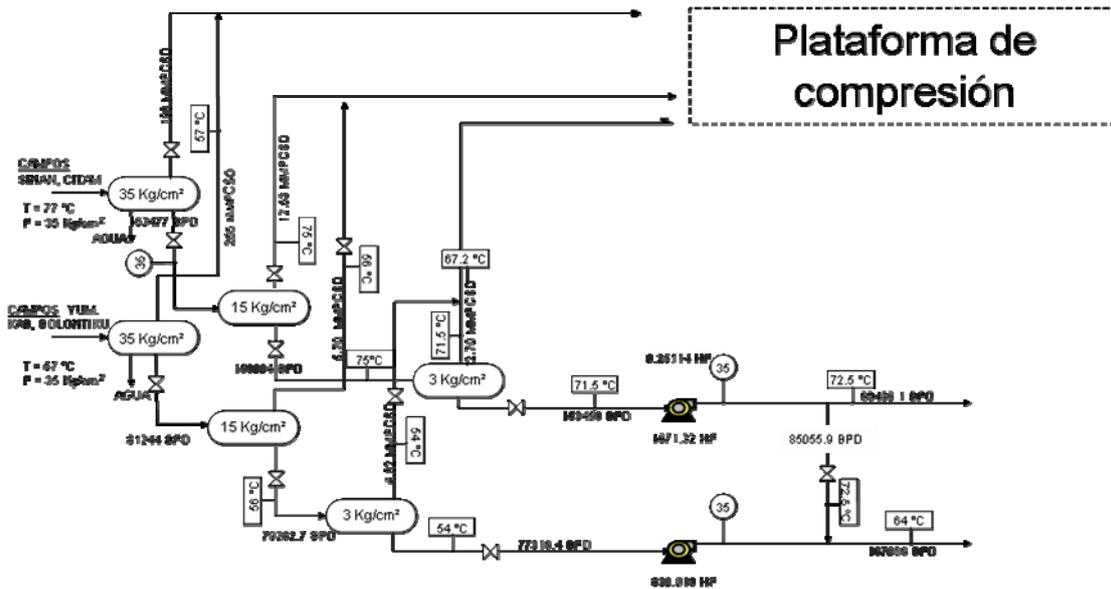


Figura 3.13 Diagrama de distribución de la plataforma de producción

Esta plataforma recibe las corrientes de alimentación a través de dos cabezales desde la plataforma de enlace. Un cabezal maneja la producción de los campos Sinan y Citam (crudo ligero), y el otro cabezal la producción de los campos, Yum, Kab y Bolontiku (crudo superligero). Cada cabezal alimentará a un tren de separación, que esta constituido de tres etapas operando a distintas presiones. En la primera etapa se utilizan separadores trifásicos a una presión 35 kg/cm², en la segunda etapa 15 kg/cm² y en tercera etapa 3 kg/cm² respectivamente.

El gas obtenido en las etapas de separación será enviado a la Plataforma de Compresión para su tratamiento y transporte a tierra.

La corriente de aceite semiestabilizado obtenido de los trenes de separación entra a un sistema de bombeo, que incrementa su presión para su transporte hasta la TMDB.

Plataforma de Compresión

Esta Plataforma recibirá tres corrientes de gas cada una con características de presión, temperatura y composición particulares. Estas corrientes estarán integradas por los gases separados en la Plataforma de Producción. Cada corriente de gas llegará a un cabezal del cual se distribuirá a cuatro módulos de compresión de gas, tres módulos tendrán la capacidad de manejar el total de 550 MMPCD y el cuarto módulo se dispondrá como respaldo

En la figura 3.14 se muestra esquemáticamente la distribución de la plataforma de compresión.

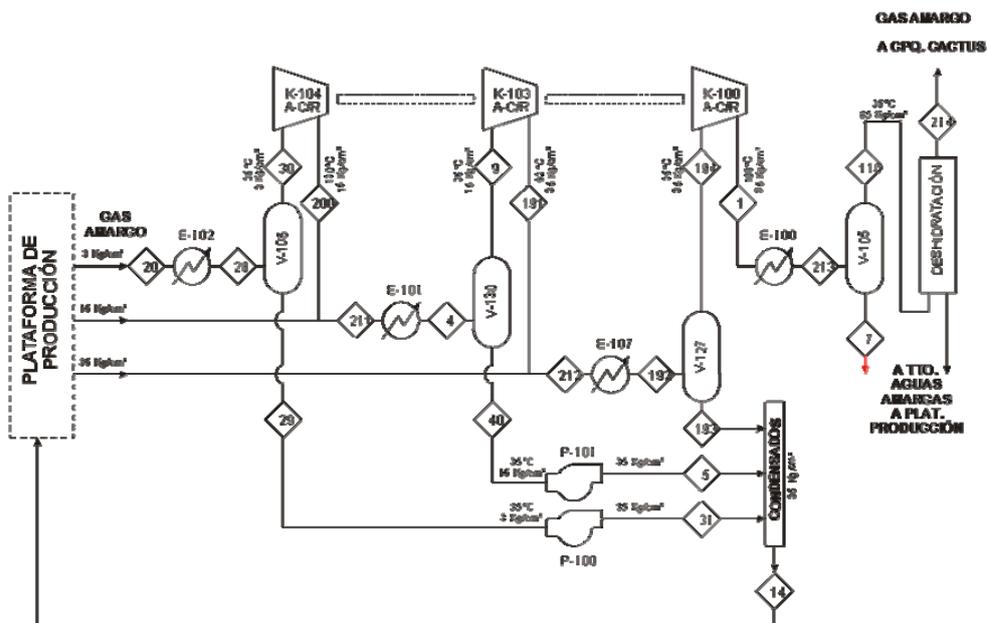


Figura 3.14 Diagrama de distribución de la plataforma de compresión

Cada módulo constará de tres etapas de compresión con enfriamiento y separación de condensados en la toma, interetapas y en la descarga. Los condensados serán recolectados en un cabezal y retornados a la Plataforma de Producción.

El gas de descarga de los módulos se recolectará en un cabezal y posteriormente se hará pasar por un proceso de deshidratación para su posterior envío al CPQ Cactus vía el corredor May Luna.

Debido a la limitante de la Batería Luna en el manejo de la producción se propone la construcción de un gasoducto de 24 pg x 46 km May - Luna debido a que el gasto máximo que puede manejar la tubería es de 500 MMPCD como se puede observar en la figura 3.15 y la restricción de la Batería Luna para manejar la producción.

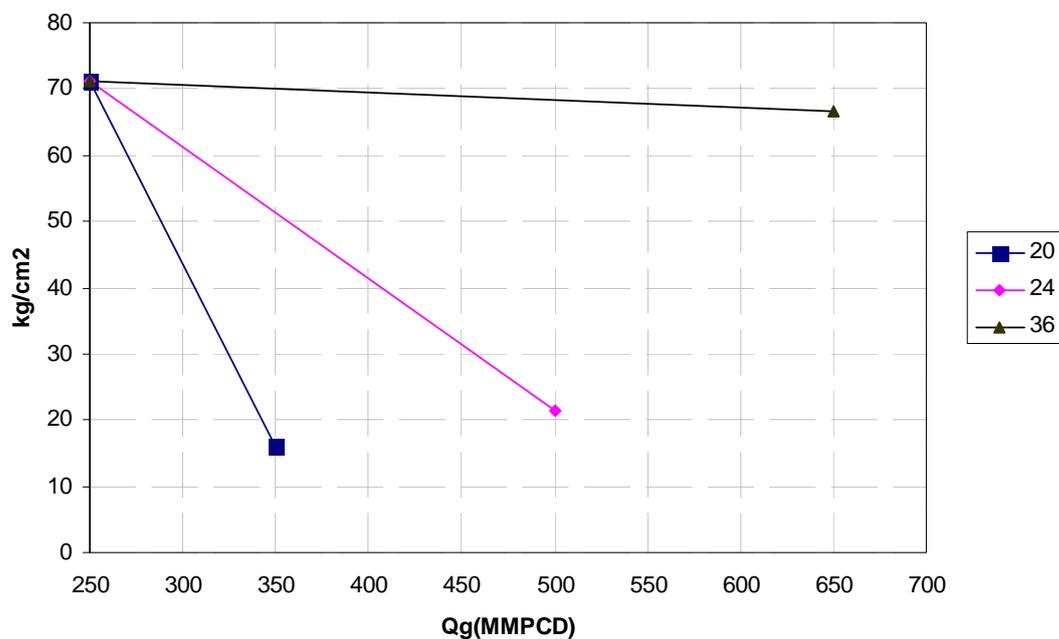


Figura 3.15 Gráfica de capacidad máxima de manejo de gas en el tramo May-Luna

Para el manejo de esta opción se plantea que el aceite obtenido en forma semiestabilizada se envía hacia la TMDB por la línea de 24 pg x 8 Km por la interconexión Rebombéo - TMDB existente, mientras que el envío de la producción de los campos Costero y May se trata como un sistema con llegada independiente hacia la Batería Luna.

De manera similar a las opciones uno y dos se puede establecer que la limitante de manejo de gas en la batería Luna se debe a su capacidad de transporte en la descarga hacia el corredor Luna - Cactus, el cual fue descrito anteriormente. Sin embargo esta opción fue considerada en el desarrollo de esta Tesis como propuesta para la reducción de volúmenes de gas quemado y contrapresión en la red de transporte así como contar con un centro de proceso destinado para el manejo de la producción con alta Relación Gas Aceite.

En resumen la infraestructura necesaria para el manejo de la producción de gas de la RMSO con esta opción es la siguiente:

Gasoducto 24pg x 46 Km May - Luna (nuevo)

Gasoducto 36pg x 9.3 Km Luna - Pijije (nuevo)

Equipo de Compresión para 550 MMPCD y Bombeo para 250 000 BPD

En la figura 3.16 se muestra esquemáticamente el proceso descrito para el manejo de gas de la RMSO con esta opción.

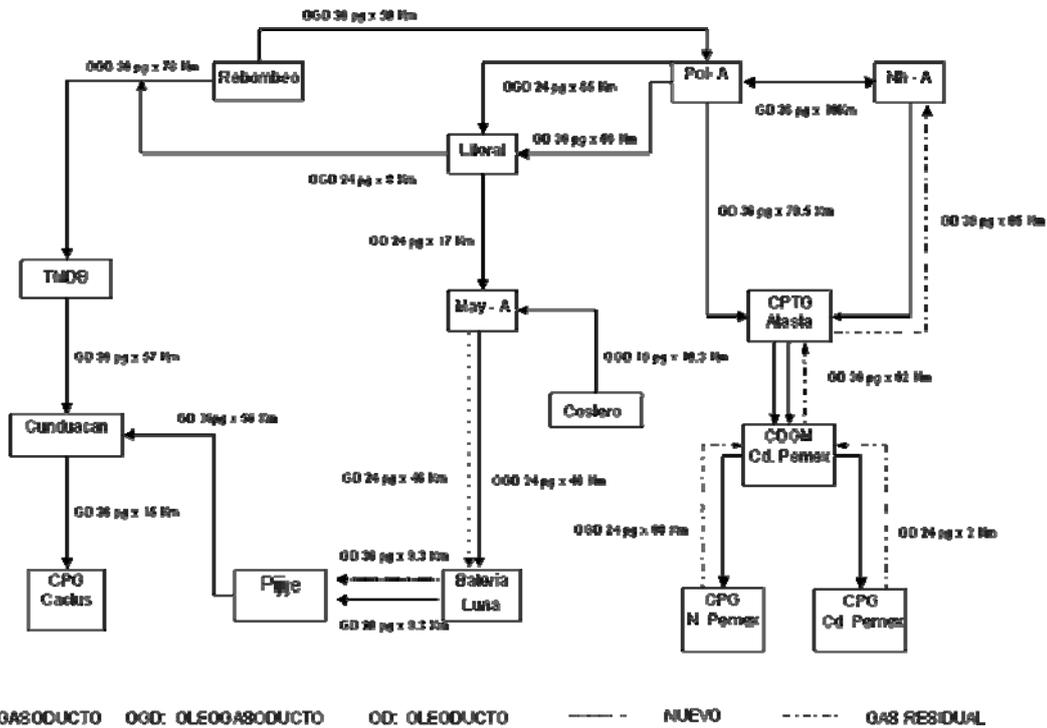
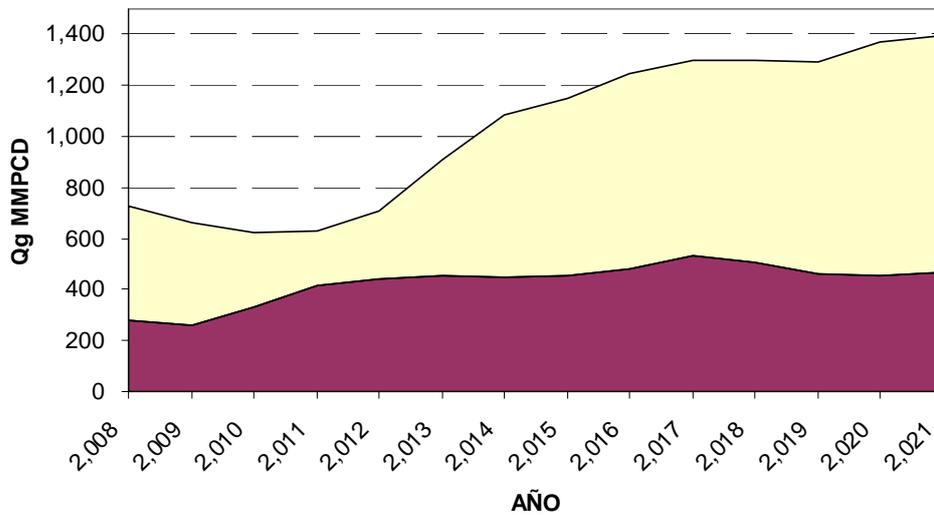


Figura 3.16. Manejo de la producción de gas de la RMSO hacia la batería Luna con la instalación de un Complejo en Litoral

Opción 4

Manejo de la producción de gas de la RMSO vía Litoral hacia TMDB

De acuerdo a los pronósticos de producción de gas de la RMSO como se muestra en la figura 3.17 incrementara paulatinamente a partir de 2012 y tomando en consideración la limitante de utilizar el corredor Luna, se plantea en esta opción, el manejo de la producción de gas de la RMSO vía el corredor TMDB.



**Gráfica 3.17 Pronóstico de la producción de gas de la RMSO
sin considerar May**

De la grafica anterior no se considero el campo May debido a que su punto de entrega es la Bateria Luna y se trata como un sistema independiente.

El corredor propuesto para el manejo de gas de la RMSO hacia la TMDB vía Litoral esta constituido por la siguiente infraestructura.

Gasoducto 36pg x 78 Km Litoral -TMDB (nuevo)

Gasoducto 36pg x 57 Km TMDB -Cunduacán

Gasoducto 36pg x 15 Km Cunduacán- Cactus

En la grafica 3.18 se compara la presión de llegada a la TMDB contra el gasto manejado en el gasoducto 36 pg x 77 Km Litoral - TMDB ya que para los tramos previos a este ya están construidos.

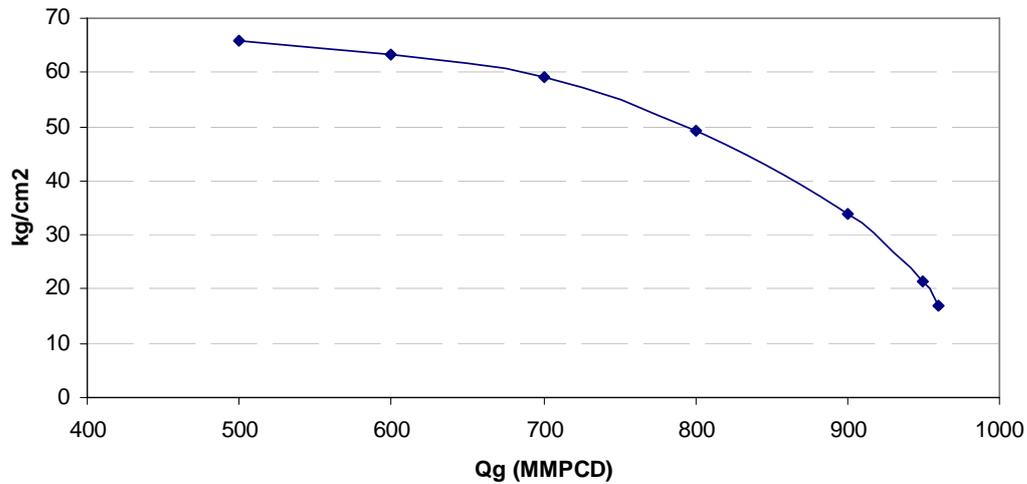


Figura 3.18 Gráfica gasto manejado contra presión de llegada en la TMDB gasoducto 36pg x 77 km.

De la grafica anterior se observa que es posible manejar la mayor parte de la producción de la RMSO con un gasoducto de 36pg en el tramo Litoral TMDB. Sin compresión en la plataforma Litoral, es decir con la presión de descarga de los módulos desde Pol A como lo indica en la grafica 3.18.

Filosofía de operación

El gas de los campos de la RMSO separado en sus complejos de producción se envía a la presión de descarga de compresores de 75 Kg/cm² desde la plataforma Pol-A hacia la Plataforma Litoral a través de un gasoducto de 36 pg x 56 Km

En la plataforma Litoral se incorpora la corriente de gas obtenida por la separación remota de la corriente de los campos del CLM (Bolontiku, Sinan, Kab) que opera a 67 kg/cm².

En la figura 3.19 se presenta el perfil de las caídas de presión a lo largo del corredor Pol A - TMDB.

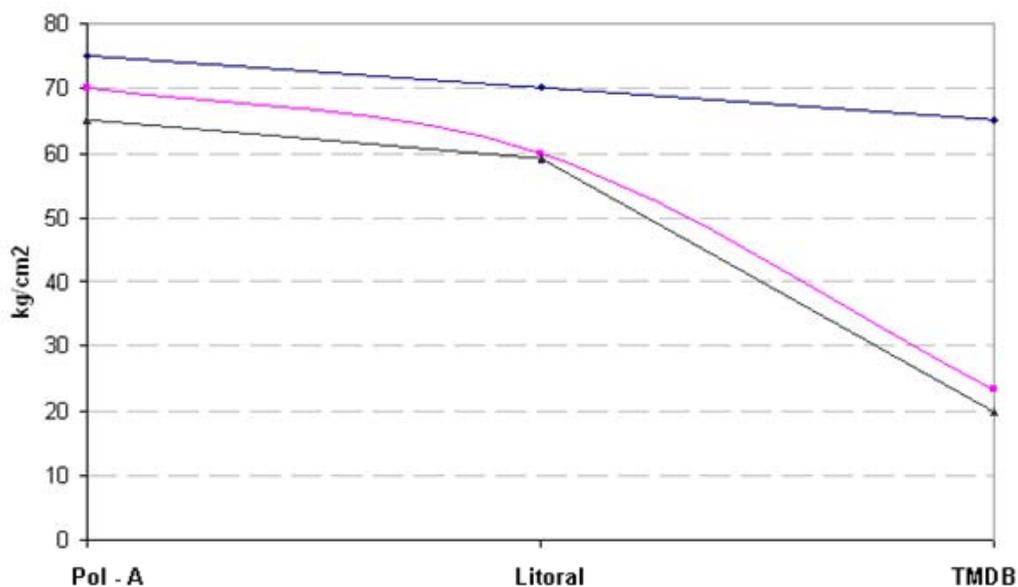


Figura 3.19 Gráfica perfil de presión en el corredor Pol A - TMDB

De la grafica anterior se puede determinar que la presión requerida en el separador remoto instalado en la plataforma Litoral es de 60 kg/cm². Esto para no utilizar equipo de compresión y hacer llegar la corriente de gas hasta la TMDB.

En esta condición, el aceite obtenido en forma semiestabilizada en la plataforma Litoral se envía a la TMDB a través de la interconexión submarina en el tramo rebombeo - Dos

Bocas y como se menciona anteriormente la producción de los campos May y Costero se trata como un sistema con llegada independiente hacia la Batería Luna.

La figura 3.20 muestra esquemáticamente el proceso descrito para el manejo de gas de la RMSO via Litoral hacia TMDB.

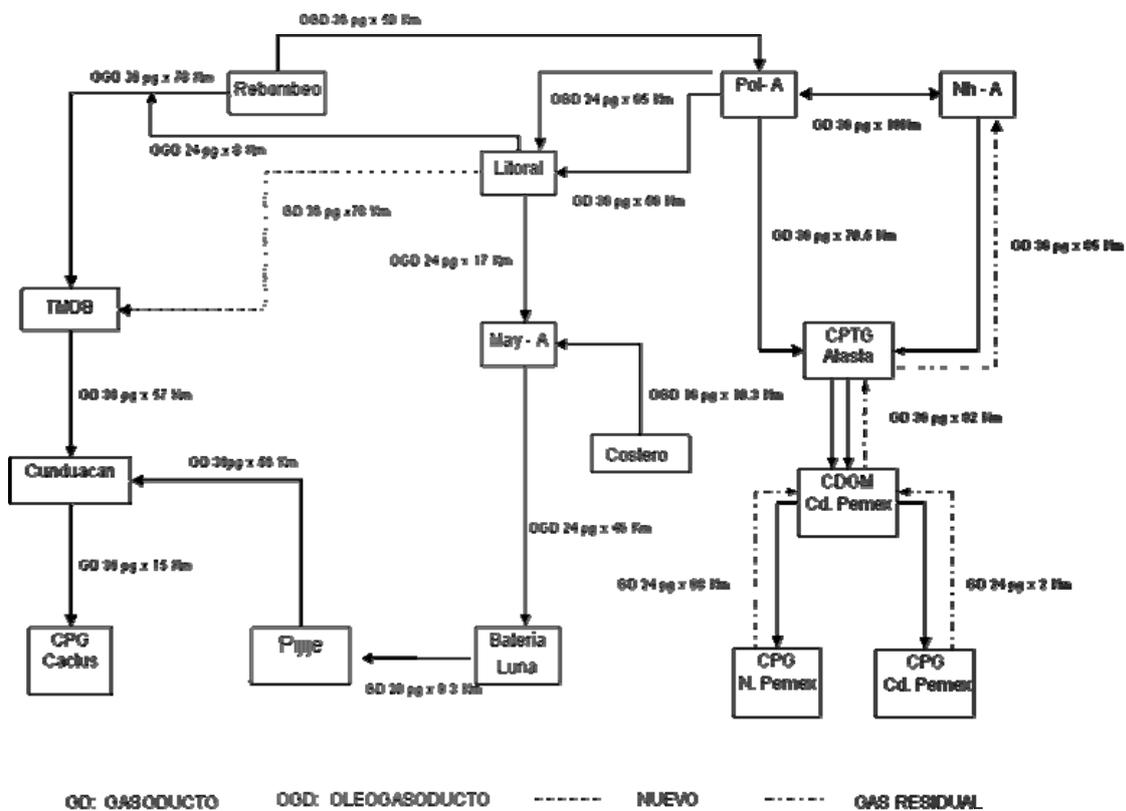


Figura 3.20 Manejo de la producción de gas de la RMSO vía TMDB

La opción de manejar la producción de gas de la RMSO vía TMDB permite el hacerlo en forma totalmente independiente de la estación de compresión Atasta y una reducción significativa de contrapresión en la red de transporte.

Cada una de las opciones planteadas en este capítulo representan una alternativa en el manejo de gas de la RMSO para garantizar de esta forma la continuidad operativa sobre el manejo de gas marino.

En la tabla 3.1 se muestra en forma de resumen las opciones de los diferentes casos planteados anteriormente.

OPCION	GAS MANEJADO MMPCD	INFRAESTRUCTURA REQUERIDA	BENEFICIO OBTENIDO
Manejo de gas de la RMSO Via Campo May	250	GASODUCTO 24pg X 46 Km	Manejo de una Línea Exclusiva como gasoducto
		GASODUCTO 36pg X 9.3 Km	Incrementar el manejo en 250 MMPCD en Batería Luna
Manejo de gas de la RMSO con la instalación de separadores remotos en Litoral y May	250	OLEODUCTO 24pg X 17Km	Manejo de la producción de Aceite desde May
		GASODUCTO 24pg X 16Km	Manejo de la producción de gas de los campos del proyecto CLM
Manejo de gas de la RMSO con la instalación de un complejo en Litoral	250	Compresión y Bombeo para 550 MMPCD y 250 MBPD	Instalación diseñada para manejo de campos de alta RGA,
		GASODUCTO 24pg X 46Km	Manejo de gas independiente hacia Batería Luna
		GASODUCTO 36pg x 9.3Km	Incrementar el manejo en 250 MMPCD en Batería Luna
Manejo del gas de la RMSO por el corredor Dos Bocas - Cunduacan	900	GASODUCTO 36pg X 78Km	Manejo en su totalidad de la producción de gas
		Equipo de Compresión 1600 MMPCD	Manejo de gas por la RMSO y entrega directa al CPQ Cactus

Tabla 3.1 Resumen de opciones

En el siguiente capítulo se realizará la evaluación técnica de cada una de las opciones planteadas que permita contar con los elementos técnicos en la toma de decisiones que lleven a garantizar la continuidad en el proceso de manejo de gas de la RMSO ante un evento no deseado.

CAPITULO 4

EVALUACION DE OPCIONES PARA EL MANEJO DEL GAS MARINO

Las cuotas de producción comprometidas por la empresa tienen relación directa con la continuidad operativa de los sistemas de producción (proceso y transporte), por ello se debe contar desde su conceptualización con la flexibilidad requerida, para prevenir algún evento de paro no programado, por ejemplo:

- Bloqueo a instalaciones por la comunidad

- Atentados hacia las instalaciones

- Incidentes por fugas

- Falla en equipos de proceso en las centrales de recolección

- Libranzas o paros programados.

El presente capítulo evalúa de manera técnica las opciones de manejo de gas de la RMSO con las opciones planteadas en el capítulo anterior, adicionalmente el conjunto de las obras requeridas para llevar a cabo cada una de ellas.

Consideraciones para el análisis:

Todas las opciones consideran la falla en el gasoducto Pol-Atasta de 36 pg x 70.5 Km y/o de manera análoga la falla en la estación de compresión Atasta.

En las opciones 1 y 2 se considera la continuidad operativa en Línea 4 como oleogasoducto para transportar 115 MMPCD de gas y 70 000 BPD y el manejo independiente del campo May en la Batería Luna.

Se utilizó la correlación de Beggs - Brill para evaluar las caídas de presión y la ecuación de estado de Peng Robinson para la caracterización del fluido.

Se utilizan los datos del balance de gas de las regiones marinas de Pemex Exploración y Producción.

Para la evaluación y ajuste del modelo se utilizaron simulaciones de proceso y transporte con base composicional, y se consideran condiciones de flujo al mes de Julio del 2008 como se muestra en la tabla 4.1.

INSTALACION	FLUJO DE GAS	CONDENSADOS MANEJADOS	PRESION	TEMPERATURA
POL-A	830 MMPCD	19 280 BPD	75	55°C
ATASTA	800 MMPCD	43 460 BPD	44	30°C

Tabla 4.1 Condiciones de flujo base

La composición tomada para el análisis en este capítulo es una mezcla de las diferentes corrientes de la RMSO que se integra en la plataforma Pol A como punto de envío hacia el CPTG Atasta dicha composición se muestra en la tabla 4.2

COMPONENTE	FRACC MOL	FASE VAPOR	FASE LIQUIDA
N2	0.00773	0.00822	0.00122
H2S	0.02268	0.02260	0.02367
CO2	0.03871	0.04003	0.02132
C1	0.63623	0.66868	0.20679
C2	0.12648	0.12750	0.11293
C3	0.07349	0.06904	0.13247
IC4	0.01100	0.00945	0.03148
nC4	0.03334	0.02734	0.11277
iC5	0.01043	0.00728	0.05201
CORTE 1	0.01561	0.01024	0.08672
CORTE 2	0.00757	0.00363	0.05980
CORTE 3	0.00412	0.00100	0.04542
CORTE 4	0.00010	0.00001	0.00135
CORTE 5	0.00092	0.00044	0.00735
CORTE 6	0.00097	0.00028	0.01012
CORTE 7	0.00675	0.00321	0.05364
CORTE 8	0.00385	0.00105	0.04094

Tabla 4.2 Composición base para el análisis

La evaluación de las opciones hace el comparativo con los siguientes parámetros en el manejo de la producción de gas de la RMSO utilizando los corredores Luna y TMDB:

- Volumen de gas manejado.
- Caída de presión generadas por el transporte.
- Volumen generado de condensados.
- Costos y tiempo aproximados para la ejecución de las obras requeridas para llevar a cabo cada una de las opciones.

De tal manera que estos indicadores permitan ser tomados en cuenta para la toma de decisiones y establecer una alternativa en el manejo de gas de la RMSO.

Análisis del Caso Base

Manejo de la producción de gas de la RMSO hacia el CPTG Atasta vía Pol A

El proceso de separación y acondicionamiento de gas en los complejos marinos junto con las condiciones de presión y temperatura; generan condensación a lo largo del sistema de transporte.

En la figura 4.1 se muestra el diagrama de fases de la corriente de gas de la RMSO que se envía hacia el CPTG Atasta.

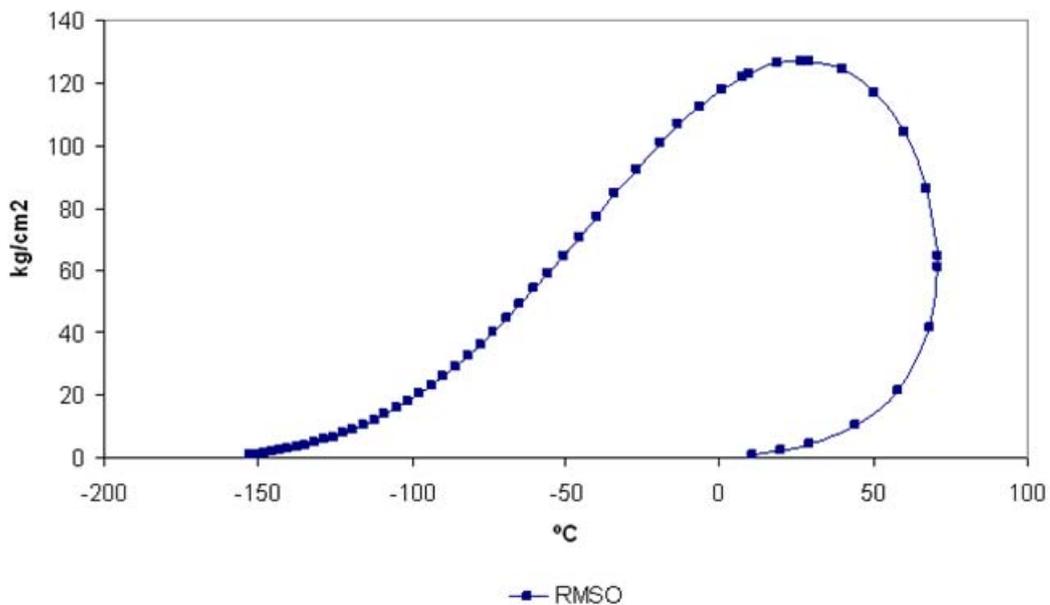


Figura 4.1 Diagrama de fases de la corriente de gas de la RMSO

En general el proceso de separación y acondicionamiento de la corriente de gas también conocida como gas asociado, es través de la separación mecánica de una corriente multifásica que proviene de las plataformas de producción llamadas satélites;

así mismo los líquidos obtenidos por enfriamiento en las inter etapas de compresión son inyectados al gasoducto para su transporte hacia tierra o bien a la corriente de líquido para aumentar la calidad del aceite producido.

Bajo la perspectiva de evaluar el impacto de líquido enviado en el gasoducto se realizó el cálculo de la velocidad de erosión de acuerdo a la norma **API 14-E** con la siguiente expresión:

$$v_e = \frac{c}{\sqrt{\rho}}$$

Donde:

v_e : Velocidad de erosión pie/seg

ρ : Densidad de fluido lb_m/pie³

C : constante entre 75 y 150

Tomando en cuenta las consideraciones anteriores y un valor para la constante C de 100 según la practica recomendada. Se realizo el cálculo de la velocidad de erosión para el caso base con un valor de 47.24 pie/s

De acuerdo a los datos obtenidos de la simulación del transporte de la corriente hacia el CPTG Atasta se observan de manera grafica en la en la figura 4.2:

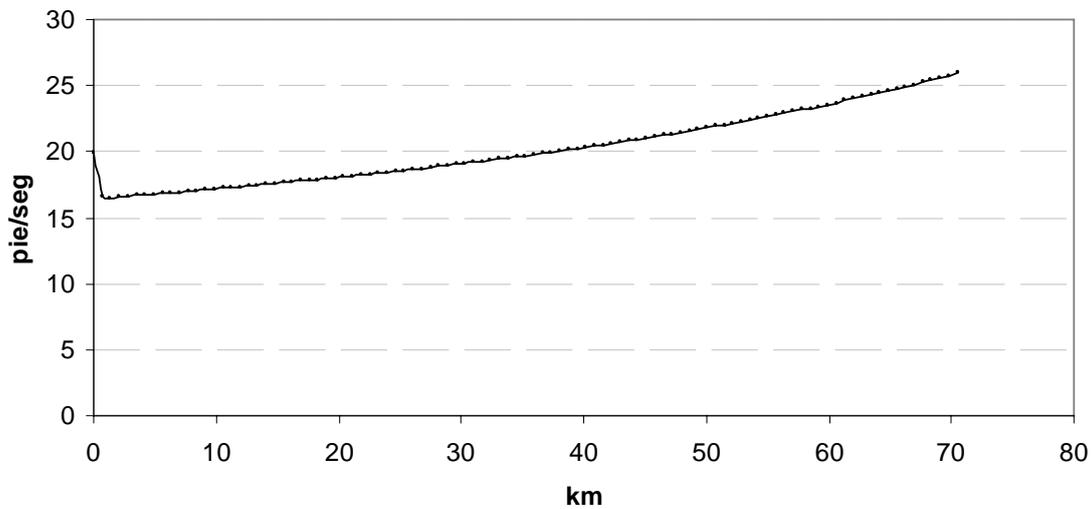


Figura 4.2 Perfil de velocidad de gas

De la grafica anterior se puede observar que la velocidad del gas a lo largo de su transporte hasta su punto de entrega se mantiene por debajo de la velocidad de erosión calculada anteriormente se puede determinar que el manejo de la misma tiene la suficiente turbulencia para arrastrar el líquido sin ningún problema o la posibilidad de causar daño a lo largo de la línea de transporte hasta su punto final Atasta.

En la figura 4.3 se presenta la condensación de líquido durante el transporte de la corriente del gas húmedo amargo desde la plataforma Pol A y su recibo en el CPTG Atasta, como se observa el volumen de condensados generados por día durante el transporte de gas a lo largo del gasoducto puede ser de hasta 24,180 BPD, bajo las condiciones de presión y temperatura mostradas en la tabla 4.1.

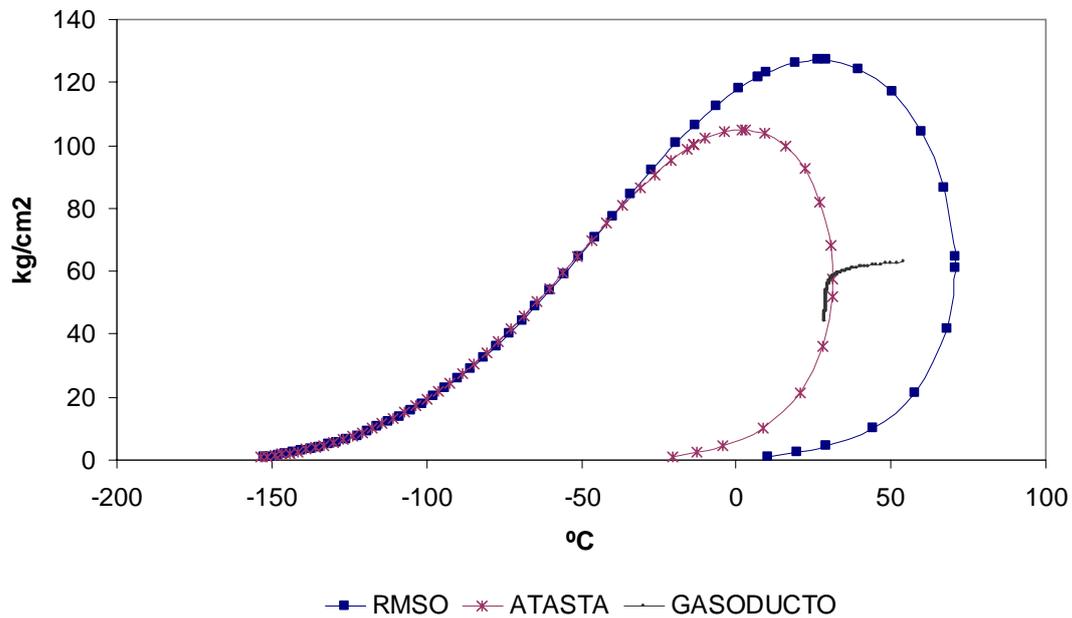


Figura 4.3 Diagrama de Fases comparativo

Los resultados obtenidos se muestran en la tabla 4.3 y se comparan con las mediciones reales de los fluidos recibidos en Atasta, además se calculo el error relativo en la variable de manejo de gas con un valor de 7.98% y para el manejo de condensados de 3.81% estos valores permiten hacer una buena aproximación para realizar las predicciones planteadas en el capítulo anterior.

ESTACION	FLUJO DE GAS MMPCD	CONDENSADOS MANEJADOS BPD	PRESION KG/CM2	TEMPERATURA °C
ATASTA	736.1	45 120	44	29.2

Tabla 4.3 datos obtenidos de la simulación

Análisis de la opción 1

Manejo de la producción de gas de la RMSO hacia la batería Luna vía el campo May

Como se explicó en el capítulo anterior el manejo de la producción de gas de la RMSO vía el campo May considera como punto de entrega la Batería Luna debido a que existe infraestructura que hace posible manejar parte la producción de gas de la RMSO y hacia el CPQ Cactus utilizando este corredor.

Para llevar a cabo este análisis se utilizó una simulación composicional del proceso planteado en la figura 3.7, mostrada en el capítulo anterior.

En la tabla 4.4 se presentan la condensación de líquido durante el transporte de la corriente del gas húmedo amargo desde la plataforma Pol A y su recibo en Luna, como se observa el volumen de condensados generados durante el transporte de gas a lo largo del gasoducto puede ser de hasta 15,870 BPD, bajo las condiciones de presión y temperatura mostradas.

Tabla 4.4 Datos obtenidos en la Opción 1

TRAMO	GEOMETRIA	ENTRADA		SALIDA	
		P (kg/cm ²)	T (°C)	P (kg/cm ²)	T (°C)
Pol - Litoral	36pg x 56 km	75	55	73	30
Litoral - May	24 pg x 17 km	73	30	69	28
May - Luna	24 pg x 46 km	69	28	57	24
CONDENSADOS BPD		19 250		35 120	

Así mismo se muestra en la figura 4.5, la diferencia entre el comportamiento de la mezcla de gas enviada hacia Atasta y la recibida en Luna. Tomando como base el envío de los 250 MMPCD hacia ambos puntos de entrega; se observa que en Luna es donde mayor volumen de condensados se generan durante el transporte, lo anterior debido a la mayor distancia y a las condiciones de entrega en esta instalación con respecto a Atasta.

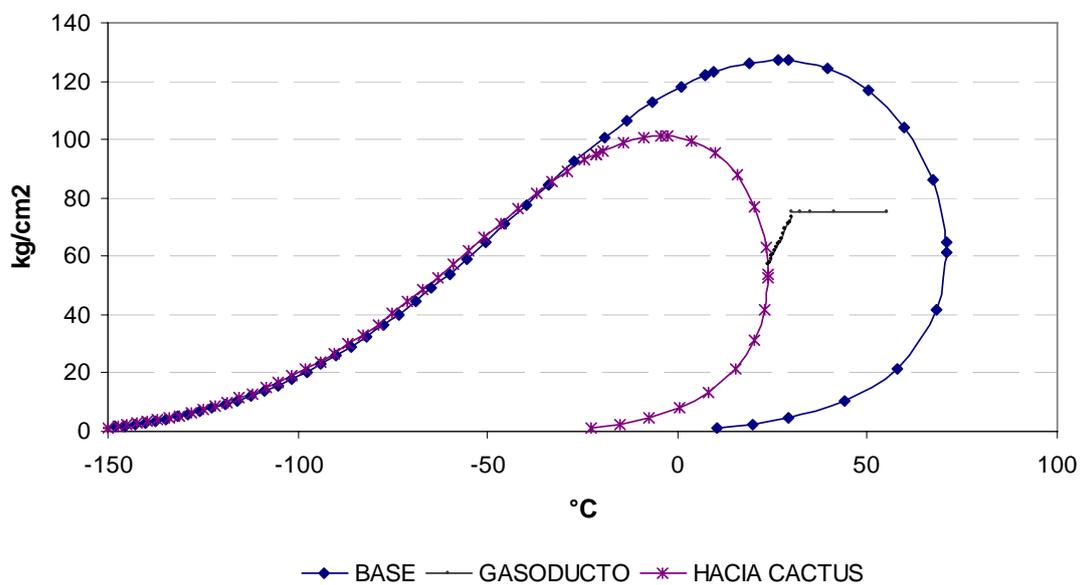


Figura 4.4 Diagrama de fases opción manejo de gas de la RMSO hacia Luna vía el campo May

En la figura 4.5 se establece el perfil de presión a lo largo de los diferentes tramos que integran esta opción de manejo de gas y que fueron descritos anteriormente en el capítulo tres.

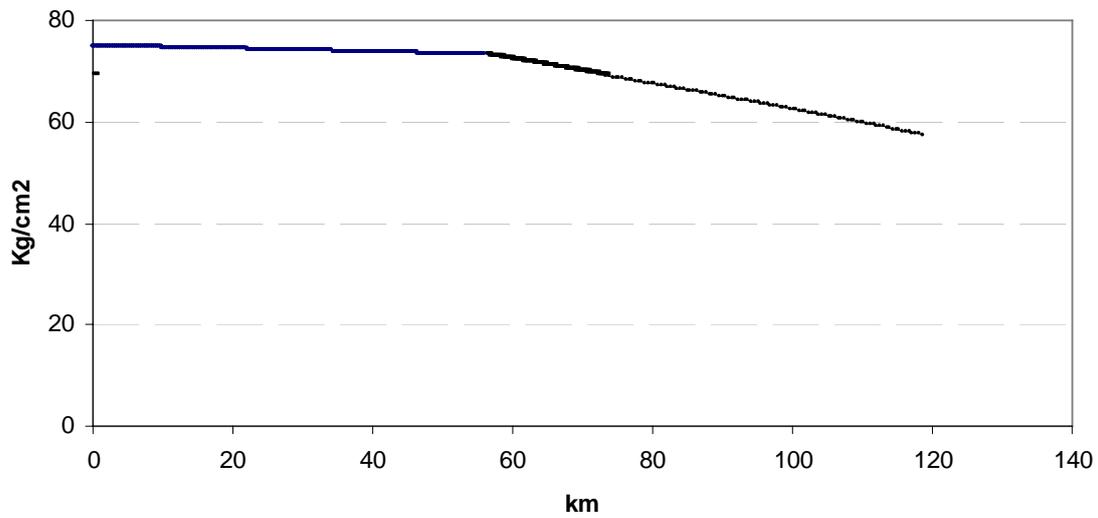


Figura 4.5 Gráfica del perfil de presión

En esta figura se determina que el cambio de diámetro de 36 a 24 pg es el responsable en el incremento de las caídas de presión hacia Luna, sin embargo este diámetro es suficiente para manejar el incremento adicional que puede ser integrado al sistema de transporte desde la batería Luna hacia Cactus, razón por la cual no es conveniente la sustitución hacia una de mayor dimensión.

El perfil de velocidad de esta opción se muestra en la figura 4.6

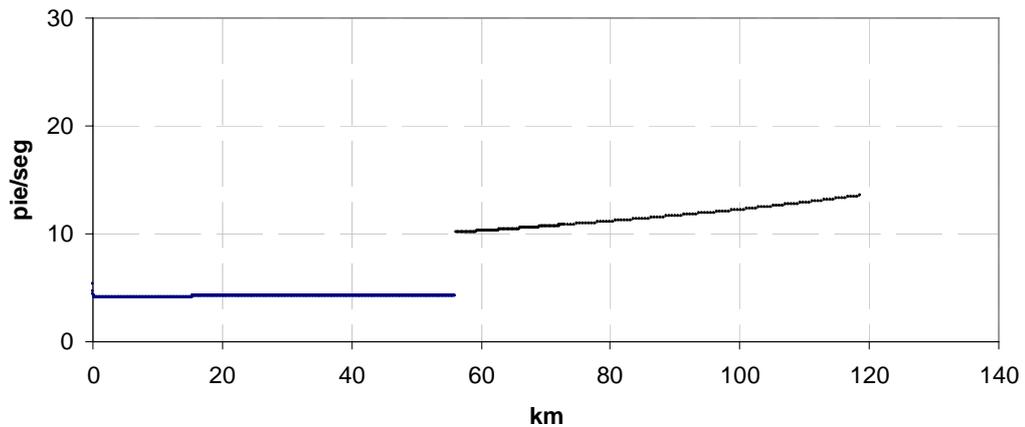


Figura 4.6 Gráfica del perfil de velocidad

La velocidad de erosión tiene un valor de 36.02 pie/s y de acuerdo a la gráfica no existe problema durante el transporte de gas.

Tiempo y costos

De acuerdo al análisis de mercado, experiencia adquirida en la construcción de tuberías y adecuación de equipos, en la tabla 4.5 se muestran de forma resumida las obras requeridas, tiempo aproximado de ejecución y costo.

Tabla 4.5 Análisis de costos de la opción 1

Obra	Tiempo (meses)	Costo (MMUSD)
Gasoducto May-A - Luna (24 pg x 46 Km)	22	105.1
Gasoducto Luna- Pijije (36 pg x 9.3 Km.)	16	25.3
Rectificación para 253 MMPCD	18	1.1
Compresión	22	10.2
Endulzamiento	21	1.9
Total		143.6

Cada uno de los tiempos incluye bases de usuario, Ingeniería, licitación, construcción e interconexiones.

Aunque esta opción no puede manejar toda la producción de la RMSO se analizó ya que equivale a bajar una parte de la producción de Litoral.

Análisis de la opción 2

Manejo de gas de la RMSO hacia la batería Luna con la instalación de separadores remotos en las plataformas Litoral y May.

Para esta opción se considera instalar separadores remotos en las plataformas y Litoral y May, así como entregar la producción de gas en la Batería Luna utilizando la infraestructura existente.

Para llevar a cabo este análisis se utilizó una simulación composicional del proceso planteado en la figura 3.10, mostrada en el capítulo anterior.

En la tabla 4.6 se presentan la condensación de líquido durante el transporte de la corriente del gas húmedo amargo desde la plataforma Pol A y su recibo en Luna, como se observa el volumen de condensados generados durante el transporte de gas a lo

largo del gasoducto puede ser de hasta 14,076 BPD, bajo las condiciones de presión y temperatura mostradas.

Tabla 4.6 Datos obtenidos en opción 2

TRAMO	GEOMETRIA	GAS MANEJADO	ENTRADA		SALIDA	
			P (kg/cm ²)	T (°C)	P (kg/cm ²)	T (°C)
Pol - Litoral	36pg x 56 km	250	75	55	73	30
Litoral - May	24 pg x 17 km	250	73	30	71	29
May - Luna	24 pg x 46 km	480	71	46	19	18
CONDENSADOS		BPD	8 694		22 770	

En la figura 4.7 se muestra en forma comparativa el comportamiento de fases de la corriente de gas a entregar en Atasta de acuerdo al caso base y la obtenida en batería Luna. Así mismo, muestra el comportamiento que sigue la corriente desde los complejos marinos (punto A), hasta el punto de entrega en batería Luna (punto C), dentro del corredor se realiza la incorporación de la corriente proveniente separada en May A (punto B), la cual agrega calor a la mezcla señala gráficamente en la figura como un pequeño salto entre los puntos B y C. El porcentaje de recuperación de condensados es similar al caso base debido a que las condiciones de entrega son similares.

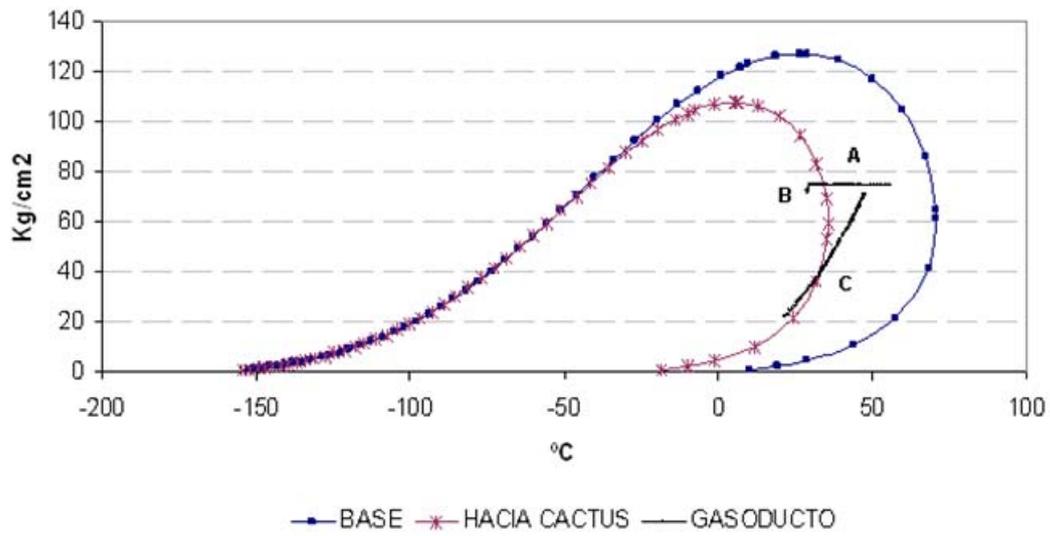


Figura 4.7 Diagrama de Fases opción 2

La reducción de diámetros y el aumento en el flujo por la incorporación de gas obtenido del separador remoto incrementa las caídas de presión a largo del corredor Pol-Luna, de manera gráfica la figura 4.8, representa lo descrito.

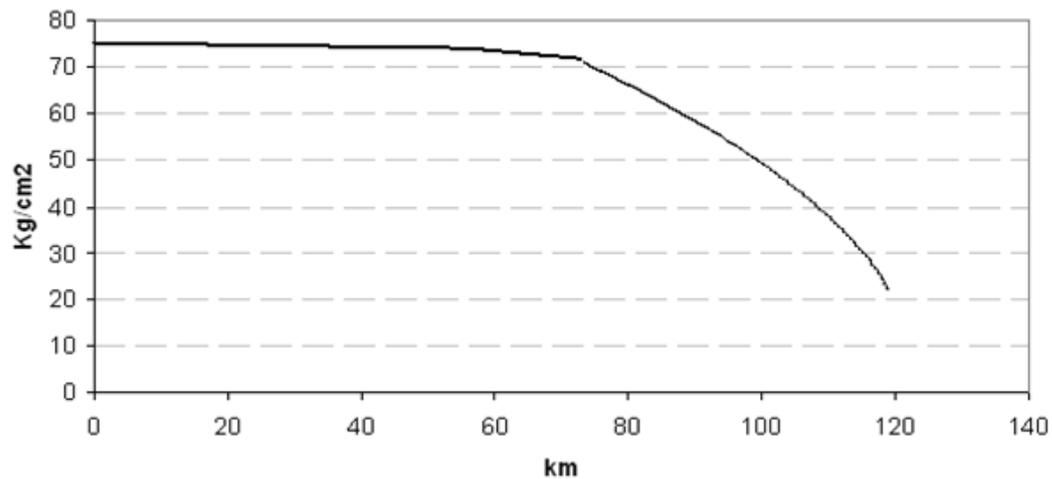


Figura 4.8 Gráfica del perfil de presión opción 2

El cálculo que se realizó para determinar la velocidad de erosión en este corredor de acuerdo a la norma API 14E, arrojó un valor de 40.79 pie/s para el primer tramo y de 37.60 pie/s para el resto del corredor. La figura 4.9 muestra el perfil de velocidades para esta opción del manejo de gas.

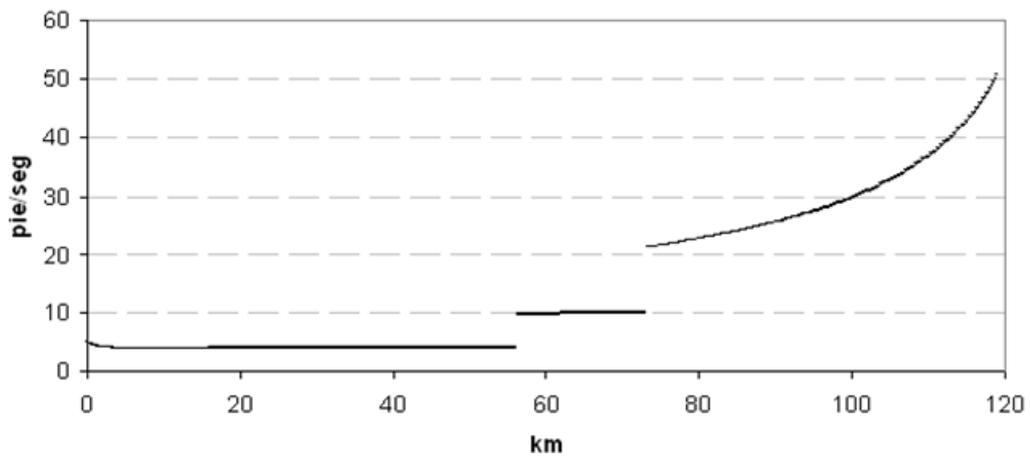


Figura 4.9 Gráfica del perfil de velocidad opción 2

La incorporación de la corriente de gas obtenida en los separadores remotos incrementa la velocidad del gas que supera la velocidad de erosión en el tramo May Luna lo que puede causar daño a la misma si se maneja el gasto propuesto.

Tiempo y costos

De acuerdo al análisis de mercado y la experiencia en la construcción de tuberías y adecuación de equipos en la tabla 4.7 se muestran de forma resumida las obras requeridas, tiempo aproximado de ejecución y costo.

Tabla 4.7 Análisis de costos de la opción 2

Obra	Tiempo (meses)	Costo (MMUSD)
Gasoducto Enlace - interconexión Pol-A (24 pg x 16 Km.)	19	44.8
Separador Remoto Plataforma Litoral	22	52.2
Oleoducto May-A Litoral (24 pg x 17 Km.)	19	46.9
Separador Remoto Plataforma May-A	22	61.7
Endulzamiento	21	1.9
Rectificación 253 MMPCD	18	1.1
Compresión	22	10.2
Gasoducto Luna- Pijije (36 pg x 9.3 Km.)	16	25.3
Total		244.1

Cada uno de los tiempos incluye, bases de usuario, Ingeniería, licitación construcción e interconexiones.

La opción 2 permite reducir la vulnerabilidad de la estación de compresión Atasta ante un evento fortuito y pero no representa una garantía de manejo de la producción de gas marino, no solo a las limitantes de la batería Luna sino a la velocidad de erosión que puede causar daños en la red de transporte en el ultimo tramo de este corredor y representa una condición insegura para el manejo del gas marino.

Análisis de la opción 3

Manejo de la producción de gas de la RMSO hacia la batería Luna con la instalación de un complejo en Litoral

De las opciones planteadas se considero la instalación de un centro de proceso en Litoral que permita un manejo de la producción de gas y con la justificante de reducir la contrapresión hacia los pozos y reducir el transporte hacia los complejos.

Para llevar a cabo este análisis se utilizó una simulación composicional del proceso planteado en la figura 3.16, mostrada en el capítulo anterior.

En la tabla 4.8 se presentan la condensación de líquido durante el transporte de la corriente del gas húmedo amargo desde la plataforma Pol A y su recibo en Luna, como se observa el volumen de condensados generados durante el transporte de gas a lo largo del gasoducto puede ser de hasta 12,506 BPD, bajo las condiciones de presión y temperatura mostradas.

Tabla 4.8 Datos obtenidos en la opción 3

TRAMO	GEOMETRIA	GAS MANEJADO	ENTRADA		SALIDA	
			P (kg/cm ²)	T (°C)	P (kg/cm ²)	T (°C)
Pol - Litoral	36pg x 56 km	250	75	55	73	30
Litoral - May	24 pg x 17 km	400	73	66	63	62
May - Luna	24 pg x 46 km	400	63	62	23	40
CONDENSADOS		BPD	8 694		21 200	

En la figura 4.10 se muestra el comportamiento de fases de la corriente de gas a entregar en Atasta de acuerdo al caso base y obtenida en la batería Luna. Así mismo, el comportamiento que sigue la corriente desde los complejos marinos (punto A) hasta el punto de entrega en la batería Luna (punto C) en el punto B y C, se desplazan hacia la derecha debido al incremento de temperatura ocasionado por la incorporación de la corriente separada de los campos del AILT esto debido también como efecto de la compresión requerida para que el gas sea entregado a su punto final.

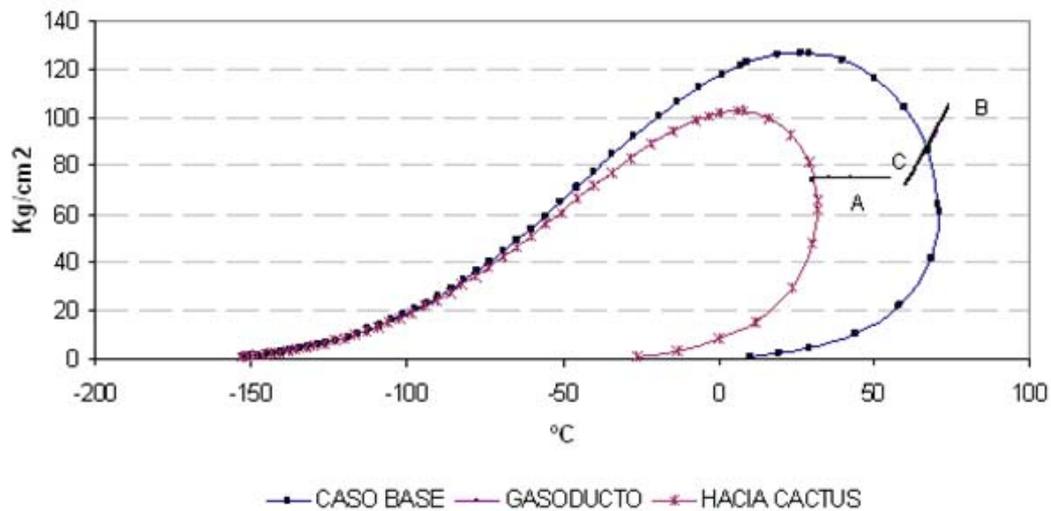


Figura 4.10 Diagrama de fases de la opción 3

En la figura 4.11 se presenta el perfil de presión a lo largo de esta opción

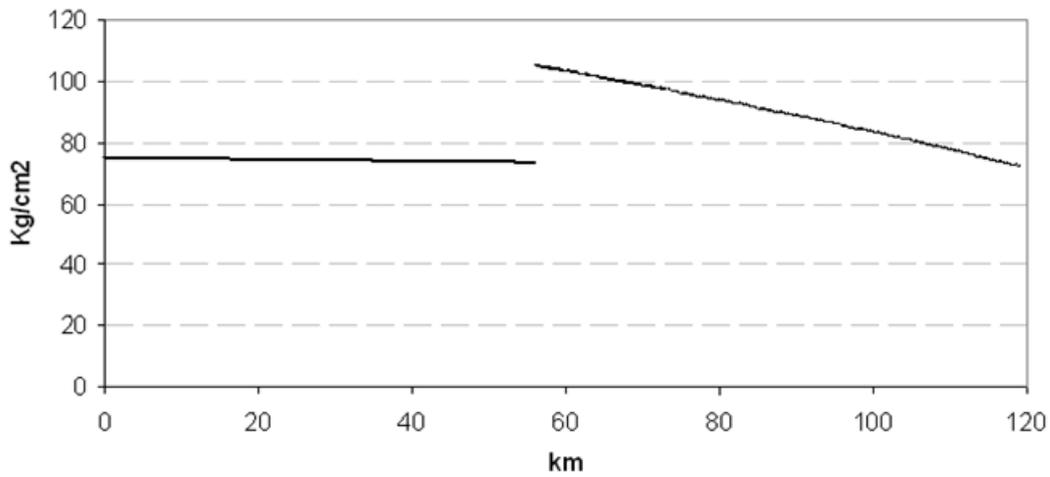


Figura 4.11 Gráfica del perfil de presión de la opción 3

Se observa un incremento en la presión a la incorporación de la corriente de litoral debido a la descarga de los compresores instalados para este centro de proceso.

En la figura 4.12 se presenta el perfil de velocidad del gas obtenido del simulador a lo largo de esta opción.

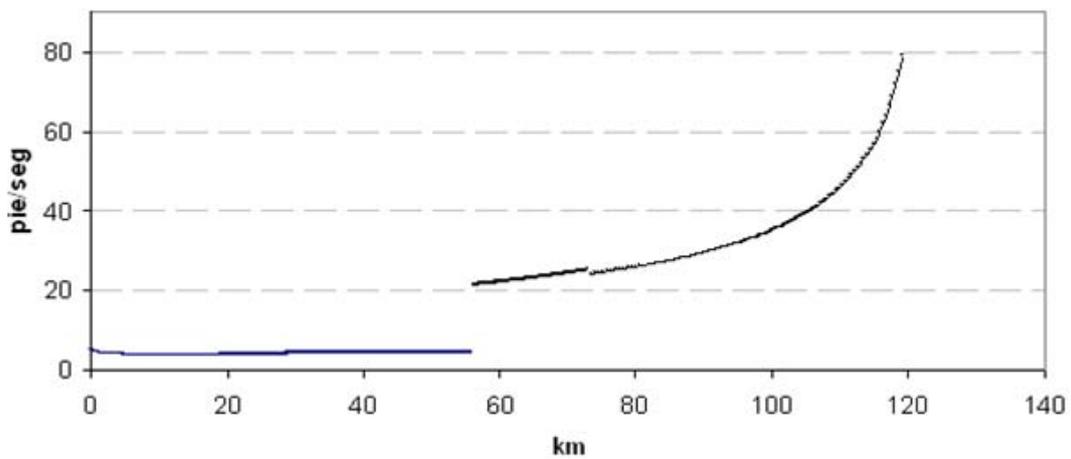


Figura 4.12 Gráfica del perfil de velocidad de la opción 3

El cálculo que se realizó para determinar la velocidad de erosión de acuerdo a la norma API 14E arrojó un valor de 40.75 pie/s para el primer tramo y 45.9 pie/s para el resto del corredor. Esto debido a la incorporación de la corriente de gas obtenida de la plataforma de compresión.

Tomando en consideración estos elementos se puede apreciar que supera la velocidad de erosión de la tubería en el tramo May Luna por lo que puede causar daño a la misma si se maneja el gasto propuesto.

Tiempos y Costos

De acuerdo al análisis de mercado y la experiencia en la construcción de tuberías y adecuación de equipos en la tabla 4.9 se muestran de forma resumida las obras requeridas, tiempo aproximado de ejecución y costo.

Tabla 4.9 Análisis de costos de la opción 3

OBRA	TIEMPO (MESES)	COSTO MMUSD
Centro de proceso Litoral	30	151.2
Gasoducto May-A, Luna (24 pg x 46 Km)	22	105.1
Endulzamiento	21	1.9
Rectificación	18	1.1
Compresión	22	10.2
Gasoducto Luna-Pijije (36 pg x 9.3 Km.)	16	25.3
Total		294.8

Cada uno de los tiempos incluye, bases de usuario, Ingeniería, licitación construcción e interconexiones.

Análisis de la opción 4

Manejo de la producción de gas de la RMSO hacia Dos Bocas

Para poder manejar el gas de la RMSO a través de esta opción se considera que el punto de entrega es la Terminal Marítima Dos Bocas. y como se describió en el capítulo anterior ya existe la infraestructura necesaria para enviar el gas hasta el CPQ Cactus.

Para llevar a cabo este análisis se utilizó una simulación composicional del proceso planteado en la figura 3.20, mostrada en el capítulo anterior.

En la tabla 4.10 se presentan la condensación de líquido durante el transporte de la corriente del gas húmedo amargo desde la plataforma Pol A y su recibo en Luna, como se observa el volumen de condensados generados durante el transporte de gas a lo largo del gasoducto puede ser de hasta 13,580 BPD, bajo las condiciones de presión y temperatura mostradas.

Tabla 4.10 Datos obtenidos en la opción 4

TRAMO	GEOMETRIA	GAS MANEJADO	ENTRADA		SALIDA	
			P (kg/cm ²)	T (°C)	P (kg/cm ²)	T (°C)
Pol - Litoral	36pg x 56 km	600	75	55	69	30
Litoral-TMDB	36pg x 77 km	900	73	66	23	19
CONDENSADOS BPD			13 170		26 750	

En esta figura 4.13 se muestra el comportamiento de fases de la corriente de gas a entregar en Atasta de acuerdo al caso base y obtenida en la TMDB. Así mismo, el comportamiento que tiene la corriente desde los complejos marinos (punto A) hasta el punto de entrega en la TMDB la sección B se desplaza hacia la derecha debido al incremento de temperatura ocasionado por la incorporación de la corriente separada de los campos del AILT.

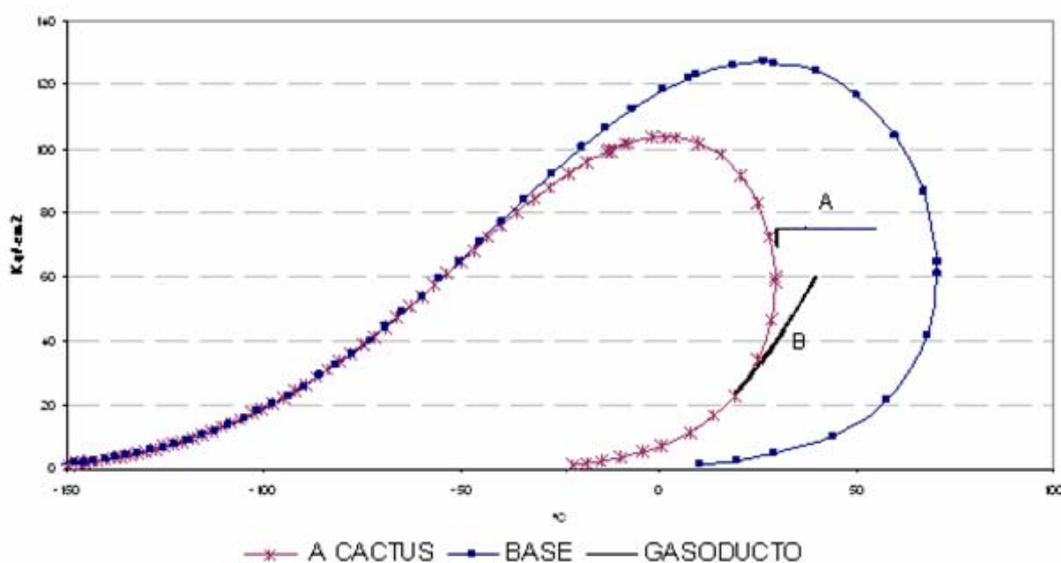


Figura 4.13 Diagrama de fases de la opción 4

En la figura 4.14 se muestra el perfil de presión a lo largo de corredor propuesto en esta opción para cada uno de sus tramos.

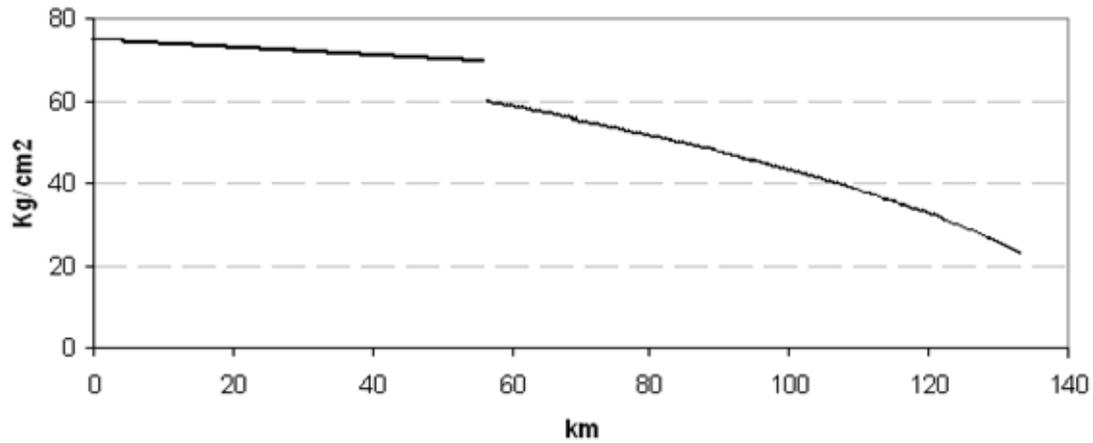


Figura 4.14 Gráfica del perfil de presión de la opción 4

El cálculo que se realizó para determinar la velocidad de erosión en este corredor de acuerdo a la norma API 14 E arrojó un valor de 41.16 pie/s para el primer tramo y 46.11 pie/s para el resto del corredor. La figura 4.15 muestra el perfil de velocidades para esta opción de manejo de gas.

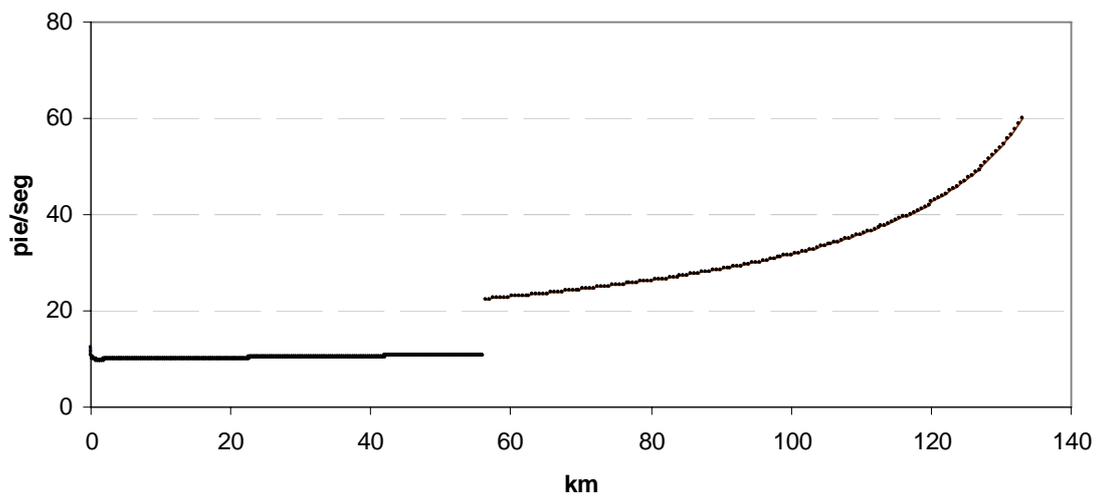


Figura 4.15 Gráfica del perfil de velocidad de la opción 4

Tiempos y costos

De acuerdo al análisis de mercado y la experiencia en la construcción de tuberías y adecuación de equipos en la tabla 4.11 se muestran de forma resumida las obras requeridas, tiempo aproximado de ejecución y costo.

Tabla 4.11 Análisis de costos de la opción 4.

OBRA	TIEMPO (MESES)	COSTO (MM USD)
Oleoducto enlace – Interconexión Rebombeo 24 pg x 16 km	19	44.8
Gasoducto Trinidad-Dos Bocas	18	33.4
Compresión en TMDB	22	13.9
Gasoducto 36 pg x 78 Km (Línea 5)	21	165
Interconexión Enlace	13	0.9
Separación Enlace	22	52.2
Total		310.2

Cada uno de los tiempos incluye, bases de usuario, Ingeniería, licitación construcción e interconexiones.

Se puede observar además que con esta opción se puede manejar de manera alterna el gas de la RMSO sin problemas de capacidad en los equipos y entregarlo directamente en el CPQ de cactus para su proceso.

En la Tabla 4.11 se presenta en forma de resumen de las diferentes alternativas para su evaluación.

Tabla 4.12 Resumen de Opciones

OPCION	GAS MANEJADO DE LA RMSO (MMPCD)	GAS NO APROVECHADO (QUEMADO) MMPCD	CONDENSADOS BPD	LLEGADA		COMPRESION			DESCARGA A CACTUS		INVERSION MMUSD
				P (Kg/cm ²)	TEMP (°C)	No. ETAPAS	HP REQUERIDOS	ENFRIAMIENTO	P(Kg/cm ²)	TEMP (°C)	
CASO BASE	800	15	24.180	44	30	1	26.018	1 SISTEMA	85	60	
MANEJO DE GAS POR CAMPO MAY	285	515	15.870	57	24	1	3.955	1 SISTEMA	82	52.6	143.6
SEPARADORES REMOTOS EN MAY Y LITORAL	480	320	14.076	19	18	2	37.605	2 SISTEMAS	82	76	244.1
SEPARACION Y COMPRESION EN LITORAL	400	400	12.506	23	40	2	29.524	2 SISTEMAS	85	55	294.8
CONSTRUCCION DE GASODUCTO LIT - TMDB	900	10	13.580	23	19	3	77.445	2 SISTEMAS	85	60	310.2

De esta forma se pretende establecer que la opción 4 es la alternativa para el manejo de gas de la RMSO en la que se tienen el menor volumen de gas quemado, el mayor manejo del gas.

- El manejo de gas mediante las opciones Uno, Dos y Tres se encuentran limitadas por capacidad de transporte de la batería Luna hacia el CPQ Cactus y esto equivale a quemar grandes volúmenes de gas de la RMSO al no contar con una opción real de manejo.
- Un programa adecuado de manejo del gas natural de la región marina garantiza un cumplimiento más estricto de los programas operativos que evita penalizaciones de carácter económico ocasionado por incumplimiento de los mismos, además de las repercusiones al medio ambiente por la quema del gas.
- Es recomendable tener una alternativa operacionalmente confiable para reducir la vulnerabilidad del CPTG Atasta, al estar planteada esta como la única salida del gas marino para su proceso en tierra.
- La opción Cuatro que plantea esta Tesis se recomienda como alternativa para el manejo del gas natural de la RMSO ya que garantiza un manejo total de la producción de gas para entregarlo directamente al CPQ Cactus de manera independiente a la red de transporte de la Región Sur.
- El análisis de las diferentes opciones planteadas en esta Tesis es recomendable para ser utilizado como una herramienta Técnica para establecer un plan de respuesta a emergencias en caso de un evento programado o fortuito no deseado.

1. Proyecto para reducir la vulnerabilidad de Atasta, Subdirección de Planeación Pemex, 2001.
2. Manning F., Thompson R E., "Oilfield Processing of Petroleum, volume one: Natural Gas", Penwell Books, 1991.
3. Ortega A.J.M., "Procesamiento de Gas Asociado Costafuera, "Tesis Maestría Ingeniería Petrolera UNAM, 2002.
4. Limón H. J.T., "Simulación de Flujo de una Fase en Redes de Tuberías", Revista IMP, Enero 1976.
5. Sanchez A. F., "Diseño de una Red de gas mediante programas de computo", Revista IMP, Octubre 1978.
6. Ikoku Chi U, "Natural Gas Production Engineering" Krieger Publishing Company, 1992.
7. Saeid M, Poe W., Speight J., "Handbook of Natural Gas Transmission and Processing", Gulf Professional Publishing, 2006.
8. Kumar S. "Gas Production Engineering" Gulf Publishing Company, 1987
9. Campos P., Reyes A., "Estrategia Integral en el manejo de gas y condensados (RMSO), AIPM, Marzo, 2001
10. Evrenos A.I., Rahouz G L., Vest G.L., "Recent Advances in Gas Network Synthesis", SPE 3622, 1971.
11. Edgar T.F., Himmelblau D.M., Bickel T.C, "Optimal Design of Gas Transmission Networks", SPE 6034, 1976.
12. Adewumi M.A., Mucharam L, Watson R.W., "Field Study and Modelling of Condensation in a Gas Distribution Pipeline", SPE 19811, 1989.

13. Ramial V., Boopsingh T.M., "A financial Analysis of the Natural Gas Industry of Trinidad and Tobago", SPE 27039, 1994.
14. Norris H.L. Hissong D.W., "Consequence Analysis in production and Transportation of Oil and Gas", SPE 27962, 1994.
15. Adewumi M.A. "Natural Gas Transportation Issues", SPE 37369, 1995.
16. Zhou J., Adewumi M.A. "Gas Pipeline Network Analysis Using an Analytical Steady-State Flow Equation", SPE 51044, 1996.
17. Wei Z., Liang C., Wang A., Luo X., " A Method study of Economic Evaluation for Development program Project", SPE 64785, 2000.
18. Economides M.J., Oligney R.E., "Natural Gas: Beyond All Expectations", SPE 71512, 2001.
19. Rivas R H " Modelo de optimización de costos en redes de tuberías", Tesis Maestria Ingeniería Petrolera UNAM, 1986.
20. Contreras C. A. "Simulador de flujo en sistemas de producción", Tesis Maestría Ingeniería Petrolera UNAM, 1997.
21. Arsegianto A., Apri M., "Non-Linear Optimization for Gas Transmission Sytem: A Case of Grissik-Duri Pipeline", SPE 80506, 2003.
22. Wayne L. "investigación de operaciones", Cuarta Edición, Ed. Thomson, México, 2005.

CORRELACION DE BEGGS Y BRILL

La correlación de Beggs y Brill fue desarrollada para tuberías inclinadas o flujo direccional y puede ser usada para tuberías con cualquier ángulo de inclinación, incluyendo flujo corriente abajo. Los datos para la correlación fueron tomados de una prueba a escala con tuberías de 1 y 1½ pulgadas con agua y aire como fluidos. Los tres regímenes de flujo que estaban considerados y las consideraciones para el colgamiento y factor de fricción. El régimen de flujo usado para el caso de tubería horizontal. El colgamiento de líquido es calculado primero para flujo horizontal y luego corregido por el ángulo de inclinación.

La correlación es exactamente para cualquier dirección y flujo inclinado, puede ser usado para flujo horizontal y vertical la tendencia para predecir la presión en flujo corriente abajo si el patrón de flujo es estratificado.

Los regímenes de flujo o estratificado son usados en este trabajo se ilustran en la figura 7.16. El mapa de patrón de flujo fue ligeramente modificado para incluir una zona de transición entre régimen de flujo segregado e intermitente la modificación del patrón de flujo fue superpuesta en la original figura 7.17

La determinación del patrón de flujo correcto requiere calcular números adimensionales, incluye el número de Froude. Estas variables son usadas para determinar en el cual es el régimen de flujo en la tubería que estaba en posición horizontal. Este será el

régimen de flujo actual solo en flujo horizontal y usado como un parámetro en la correlación para el otro ángulo de inclinación.

Numero de Froude (N_{FR})

$$N_{FR} = \frac{\bar{\mu}_m^{-2}}{gD}$$

Donde $\bar{\mu}_m$ es la velocidad de la mezcla en pie/s

Fracción de líquido de entrada (λ_L)

$$\lambda_L = \frac{\mu_{SL}}{\mu_m}$$

Donde μ_{SL} es la velocidad superficial de líquido en pie/s

Parámetros límites

$$L_1 = 316\lambda_L^{0.302}$$

$$L_2 = 0.0009252\lambda_L^{-2.4682}$$

$$L_3 = 0.10\lambda_L^{-1.4516}$$

$$L_4 = 0.5\lambda_L^{-6.738}$$

Los límites para flujo horizontal son:

Segregado $\lambda_L < 0.01$ y $N_{FR} < L_1$

O en su caso

$\lambda_L \geq 0.01$ y $N_{FR} < L_2$

Transición

$\lambda_L \geq 0.01$ y $L_2 < N_{FR} \leq L_3$

Intermitente

$$0.01 \leq \lambda_L < 0.4 \quad \text{y} \quad L_3 < N_{FR} \leq L_1$$

O en su caso

$$\lambda_L \geq 0.4 \quad \text{y} \quad L_3 < N_{FR} \leq L_4$$

Distribuido

$$\lambda_L < 0.4 \quad \text{y} \quad N_{FR} \geq L_1$$

O en su caso

$$\lambda_L \geq 0.4 \quad \text{y} \quad N_{FR} > L_4$$

El colgamiento depende de el régimen de flujo y esta dado por

$$H_{L(\theta)} = H_{L(0)} \psi$$

Donde $H_{L(0)}$ es el colgamiento a las mismas condiciones en tuberías horizontales y ψ es el factor de corrección de la tubería por inclinación.

$$H_{L(0)} = \frac{a \lambda_L^b}{N_{FR}^c}$$

Con la limitante $H_{L(0)} \geq \lambda_L$. Los valores de las constantes a, b y c para cada régimen de flujo están dados por la tabla siguiente

Régimen de Flujo	a	b	c
Segregado	0.98	0.4846	0.0868
Intermitente	0.845	0.5351	0.0173
Distribuido	1.065	0.5824	0.0609

Cuando el flujo falla en el régimen de transición, el colgamiento de líquido es tomado como promedio de los valores de segregado e intermitente:

$$H_L(\text{transicion}) = A \times H_L(\text{segregado}) + B \times H_L(\text{int ermitente})$$

Donde

$$A = \frac{L_3 - N_{FR}}{L_3 - L_2}$$

$$B = \frac{N_{FR} - L_2}{L_3 - L_2} = 1 - A$$

La corrección inclinación de la tubería esta dado por

$$\psi = 1 + C \left[\text{sen}(1.8\theta) - 0.333 \text{sen}^3(1.8\theta) \right]$$

Donde θ es el ángulo de inclinación a la horizontal y

$$C = (1 - \lambda_L) \text{Ln}(d \lambda_L^e N_L^f N_{FR}^g)$$

Con la constante $C \geq 0$ El número de la velocidad de líquido se calcula usando

$$N_{LV} = 1.938 \left(\frac{\mu_{SL}}{\sigma_L} \right)^{0.25}$$

Donde σ_L es la tensión superficial de liquido en dina /cm² la tensión superficial del liquido puede ser calculada de valores de aceite y agua.

$$\sigma_L = \sigma_o f_o + \sigma_w f_w = \sigma_o \left(\frac{1}{1 + WOR} \right) + \sigma_w \left(\frac{WOR}{1 + WOR} \right)$$

Las constantes d, e, f, g están dadas por la siguiente tabla

Régimen de Flujo	d	e	f	g
Segregado corriente arriba	0.011	-3.768	3.539	-1.614
Intermitente corriente arriba	2.96	0.305	-0.4473	0.0978
Todos los regimenes corriente abajo	4.70	-0.3692	0.1244	-0.056

Una vez que $H_{L(\theta)}$ es determinado, la densidad de las dos fases se determina de la siguiente forma:

$$P_{TP} = \rho_L H_L + \rho_g (1 - H_L)$$

El gradiente de presión por elevación esta dado por la siguiente expresión

$$\left(\frac{dp}{dL} \right)_{el} = \frac{g}{g_c} \rho_{TP} \text{Sen} \theta$$

El gradiente de presión por fricción esta dado por

$$\left(\frac{dp}{dL} \right)_f = \frac{f_{TP} \rho_o \bar{\mu}_m^2}{2 g_c D}$$

La densidad sin resbalamiento se calcula con la siguiente expresión

$$\rho_o = \rho_L \lambda_L + \rho_g (1 - \lambda_L)$$

El factor de fricción

$$f_{TP} = \frac{f_{TP}}{f_o} \times f_o$$

Para una sola fase o el factor de fricción sin resbalamiento f_o es determinado del diagrama de Moody usando la expresión para calcular el numero de Reynolds

$$N_{Re} = \frac{D \bar{\mu}_m \rho_o}{\mu_o}$$

Donde μ_o es la viscosidad sin resbalamiento

$$\mu_o = \mu_L \lambda_L + \mu_g (1 - \lambda_L)$$

La relación f_{TP}/f_o es calculado de

$$\frac{f_{TP}}{f_o} = e^s$$

Donde

$$s = [Ln(y)] / \left\{ -0.0523 + 3.182 Ln(y) - 0.8725 [Ln(y)]^2 + 0.01853 [Ln(y)]^4 \right\}$$

Y

$$y = \frac{\lambda_L}{[H_{L(\theta)}]^2}$$

Los valores de s están limitados en el intervalo de $1 < y < 1.2$ y deberán ser calculados en este intervalo de

$$s = Ln(2.2y - 1.2)$$

El gradiente de aceleración es

$$\left(\frac{dp}{dL} \right)_{acc} = \frac{\rho_{TP} \bar{\mu}_{sg}}{g_c \bar{P}} \left(\frac{dp}{dL} \right)$$

Donde μ_{sg} es la velocidad superficial en pie/seg

El gradiente de presión total puede ser calculado usando

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_{total} = \frac{\left(\frac{dp}{dL}\right)_{el} + \left(\frac{dp}{dL}\right)_f}{1 - E_k}$$

Donde E_k es el término por aceleración.

$$E_k = \frac{\rho_{TP} \bar{\mu}_m \mu_{sg}}{g_c P}$$