

UNIVERSIDAD MAYOR DE SAN ANDRÉS
FACULTAD DE INGENIERÍA
CARRERA DE INGENIERÍA PETROLERA



PROYECTO DE GRADO

**EVALUACIÓN DE ALTERNATIVAS TECNOLÓGICAS Y
ECONÓMICAS PARA EL TRATAMIENTO Y ADECUACIÓN
DE LA PRODUCCIÓN DE HIDROCARBUROS CON
CONTENIDO DE CO₂ DEL CAMPO CAIGUA**

POSTULANTE: UNIV. ISABEL RUDDY VILLCA MAMANI

TUTOR: MSc. ING. MARIO DAZA BLANCO

LA PAZ - BOLIVIA

2020



**UNIVERSIDAD MAYOR DE SAN ANDRÉS
FACULTAD DE INGENIERIA**



LA FACULTAD DE INGENIERIA DE LA UNIVERSIDAD MAYOR DE SAN ANDRÉS AUTORIZA EL USO DE LA INFORMACIÓN CONTENIDA EN ESTE DOCUMENTO SI LOS PROPÓSITOS SON ESTRICTAMENTE ACADÉMICOS.

LICENCIA DE USO

El usuario está autorizado a:

- a) Visualizar el documento mediante el uso de un ordenador o dispositivo móvil.
- b) Copiar, almacenar o imprimir si ha de ser de uso exclusivamente personal y privado.
- c) Copiar textualmente parte(s) de su contenido mencionando la fuente y/o haciendo la cita o referencia correspondiente en apego a las normas de redacción e investigación.

El usuario no puede publicar, distribuir o realizar emisión o exhibición alguna de este material, sin la autorización correspondiente.

TODOS LOS DERECHOS RESERVADOS. EL USO NO AUTORIZADO DE LOS CONTENIDOS PUBLICADOS EN ESTE SITIO DERIVARA EN EL INICIO DE ACCIONES LEGALES CONTEMPLADAS EN LA LEY DE DERECHOS DE AUTOR.

Dedicatoria

A mi familia; especialmente a mis padres Apolinar y Cresencia, por su apoyo incondicional, para la culminación de mi formación profesional.

Agradecimientos...

Agradecer primeramente a Dios por fortalecerme día a día, por permitirme gozar de su presencia, por ser la luz que alumbra mi camino, por permitirme cumplir esta meta, gracias mi señor por tu infinita misericordia,

A mis padres, Apolinar y Cresencia, quienes me apoyaron en todo momento de manera incondicional, me siento orgullosa y bendecida por dios por unos padres tan perfectos. Espero algún día recompensar todo el esfuerzo realizado para conmigo,

A Deisy Rosario, Aideé Paola y Marco Antonio, mis hermanitos que me apoyan de alguna u otra manera y me alientan constantemente,

A la Universidad Mayor de San Andrés, mi casa de estudios donde adquirí conocimientos para mi formación profesional,

A mi tutor Ing. Mario Daza Blanco, por guiarme en la realización de este proyecto, por el tiempo y ayuda prestada,

A los catedráticos de la Carrera de Ingeniería Petrolera por impartir su conocimiento y compartir sus experiencias.

A mis amig@s y compañer@s de estudio, compañeros de trabajo por compartir momentos felices y grandes sueños que motivan a escalar y esforzarte más en la vida profesional.

ÍNDICE GENERAL

ÍNDICE GENERAL	III
ÍNDICE DE TABLAS	VII
ÍNDICE DE FIGURAS.....	IX
ÍNDICE DE ECUACIONES	XI
SIMBOLOGÍA Y ACRÓNIMOS	XII
GLOSARIO DE TÉRMINOS.....	XIV
RESUMEN EJECUTIVO.....	XV
CAPITULO I	1
GENERALIDADES	1
1.1. INTRODUCCIÓN.....	1
1.2. ANTECEDENTES	1
1.2.1. ANTECEDENTES DEL CAMPO SAN ROQUE	2
1.2.1.1. DESCRIPCIÓN DE FACILIDADES DE LA PLANTA SAN ROQUE	3
1.2.2. ANTECEDENTES DEL CAMPO CAIGUA	6
1.3. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	7
1.3.1. IDENTIFICACIÓN DEL PROBLEMA.....	7
1.4. FORMULACIÓN DEL PROBLEMA.....	7
1.5. OBJETIVOS Y ACCIONES DE LA INVESTIGACIÓN	8
1.5.1. OBJETIVO GENERAL.....	8
1.5.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS	8
1.6. JUSTIFICACIÓN	8
1.6.1. JUSTIFICACIÓN TÉCNICA.....	8
1.6.2. JUSTIFICACIÓN ECONÓMICA.....	8
1.6.3. JUSTIFICACIÓN AMBIENTAL	9
1.7. ALCANCE	9

1.7.1. ALCANCE TEMÁTICO.....	9
1.7.2. ALCANCE GEOGRÁFICO.....	9
 CAPITULO 2.....	 10
 MARCO TEÓRICO.....	 10
 2.1. INTRODUCCION.....	 10
2.1.1. COMPOSICIÓN DEL GAS NATURAL	10
2.1.2. CARACTERÍSTICAS DE LOS GASES ÁCIDOS	11
2.2. PROCESAMIENTO DEL GAS NATURAL	14
2.2.1. PRE – TRATAMIENTO DEL GAS NATURAL	14
2.2.1.1. SEPARACIÓN AGUAS ARRIBA DEL SISTEMA DE ENDULZAMIENTO.....	15
2.2.2. CONTROL DE PUNTO DE ROCÍO DE HIDROCARBUROS	15
2.2.2.1. EXPANSIÓN JOULE – THOMPSON.....	16
2.2.2.2. REFRIGERACIÓN MECÁNICA CON PROPANO	16
2.2.2.3. TURBO-EXPANDER.....	18
2.2.2.4. TWISTER.....	19
2.2.2.5. COMPARACIÓN DE LOS MÉTODOS DE AJUSTE DE PUNTO DE ROCÍO	20
2.3. ENDULZAMIENTO DEL GAS NATURAL.....	21
2.3.1. ENDULZAMIENTO POR ABSORCIÓN QUÍMICA.....	23
2.3.1.1. ENDULZAMIENTO CON AMINAS.....	23
2.3.1.2. PROPIEDADES FÍSICAS Y QUÍMICAS DE LAS AMINAS	27
2.3.1.3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE LAS AMINAS.....	29
2.3.1.4. PROBLEMAS OPERACIONALES EN EL USO DE LAS AMINAS.....	32
2.3.1.5. SOLVENTES FORMULADOS MIXTOS.....	34
2.3.1.6. ENDULZAMIENTO CON CARBONATO DE POTASIO	34
2.3.2. ENDULZAMIENTO POR ABSORCIÓN FÍSICA.....	36
2.3.3. ENDULZAMIENTO POR ABSORCIÓN FÍSICOQUÍMICA	41
2.3.4. ENDULZAMIENTO POR ADSORCIÓN FÍSICA	43
2.3.4.1. CARACTERÍSTICAS PRINCIPALES DE LA ADSORCIÓN.....	44
2.3.5. ENDULZAMIENTO POR PERMEABILIDAD (MEMBRANAS)	47

2.3.5.1. DESCRIPCIÓN DE MEMBRANAS	49
CAPITULO III.....	53
APLICACIÓN PRÁCTICA.....	53
3.1. UBICACIÓN GEOGRÁFICA	53
3.2. DESCRIPCIÓN DEL CAMPO CAIGUA	53
3.3. CARACTERÍSTICAS DE LA PRODUCCIÓN DEL CAMPO CAIGUA.....	55
3.3.1. COMPOSICIÓN DEL ALIMENTO A PLANTA Y CONDICIONES DE OPERACIÓN PARA EL TRATAMIENTO DEL GAS PROVENIENTE DEL CAIGUA	59
3.4. ESPECIFICACIONES TÉCNICAS DEL PROCESO DE ENDULZAMIENTO	61
3.4.1. ENDULZAMIENTO CON AMINAS.....	62
3.4.1.1. CÁLCULO DE MDEA REQUERIDA PARA LA REMOCIÓN DE CO ₂	62
3.4.2. ENDULZAMIENTO CON MEMBRANAS.....	68
3.4.2.1. DISEÑO DEL PROCESO DE MEMBRANAS:.....	70
3.4.2.2. CÁLCULO DEL % DE REMOCIÓN DE CO ₂ CON MEMBRANAS	71
3.4.3. ANÁLISIS FODA DEL PROCESO DE ENDULZAMIENTO CON AMINAS Y MEMBRANAS	74
3.4.4. VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LOS PROCESOS DE ENDULZAMIENTO CON AMINAS Y MEMBRANAS	77
3.5. CONSIDERACIONES AMBIENTALES.....	78
3.6. SEGURIDAD INDUSTRIAL EN EL PROCESO DE ENDULZAMIENTO	78
3.7. IDENTIFICACION DE ESCENARIOS PROPUESTOS PARA EL TRATAMIENTO Y ADECUACION DEL CAMPO CAIGUA.	79
CAPITULO IV.....	83
EVALUACIÓN ECONÓMICA	83
4.1. PROCEDIMIENTO DEL ANÁLISIS	85
4.1.1. ANÁLISIS ECONÓMICO CAPEX Y OPEX.....	85

4.1.1.1. ESCENARIO 1: Planta San Roque Membranas – Refrigeración Mecánica	86
4.1.1.2. ESCENARIO 2: Planta San Roque Aminas – Refrigeración Mecánica.....	88
4.1.1.3. ESCENARIO 3: Nueva Planta Caigua Amina – Refrigeración Mecánica.....	90
4.1.1.4. ESCENARIO 4: Planta San Roque Membranas – Ajuste del punto de Rocío con la Tecnología TWISTER.....	93
4.1.2. RESUMEN DE RESULTADOS COSTOS DE INVERSION Y DE OPERACIÓN PARA CADA UNO DE LOS ESCENARIOS PROPUESTOS	96
4.2. INGRESOS POR VENTA DE GAS	96
4.3. FLUJO DE CAJA	97
4.3.1. COSTOS FINANCIEROS	97
4.3.1.1. VAN (Valor Actual Neto).....	98
4.3.1.2. TIR (Tasa Interna de Retorno).....	98
4.4. RESULTADOS DE LA EVALUACION ECONOMICA DE LOS ESCENARIOS PROPUESTOS.....	98
 CAPITULO V.....	 101
 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	 101
5.1 CONCLUSIONES.....	101
5.2 RECOMENDACIONES	102
 BIBLIOGRAFÍA	 103
 ANEXOS	 105
 ANEXO A: CROMATOGRAFÍA DEL CAMPO SAN ROQUE.....	 106
ANEXO B: PRINCIPALES CARACTERÍSTICAS DE LOS PROCESOS DE ENDULZAMIENTO PARA LA REMOCIÓN DEL CO ₂	107
ANEXO C: ESPECIFICACIONES DEL GAS DE VENTA.....	108
ANEXO D: FLUJOS DE CAJA DE LOS ESCENARIOS PROPUESTOS.....	109

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1.1. Estado de los pozos productores del Campo San Roque	3
Tabla 1.2. Producción Planta San Roque.....	3
Tabla 2.1. Métodos de ajuste del punto de rocío	20
Tabla 2.2. Métodos de Endulzamiento del Gas Natural con contenido de CO ₂	22
Tabla 2.3. Valores Promedio de los calores de reacción ^a de los gases ácidos en soluciones de amina.....	28
Tabla 2.4. Propiedades físico-químicas de las aminas.....	29
Tabla 2.5. Características de los solventes físicos	39
Tabla 2.6. Comparación de solventes físicos y químicos para el proceso de absorción para la remoción del gas ácido.....	40
Tabla 3.2. Pronósticos de producción Formación Icla y Huamampampa	56
Tabla 3.3. Pronósticos de producción Formación Santa Rosa.....	57
Tabla 3.4. Alimentación de Gas a la Planta	59
Tabla 3.5. Composición de alimento de la planta y condiciones de operación	60
Tabla 3.6. Especificaciones de las condiciones operativas.....	61
Tabla 3.7. Condiciones operativas para la producción del Campo Caigua	62
Tabla 3.8. Propiedades físicas de las alcano-aminas	63
Tabla 3.9. Propiedades de trabajo de las aminas	63
Tabla 3.10. Aplicaciones de módulos diseñados para la separación de distintas fases de gases	72
Tabla 3.11. Balance de materia para el endulzamiento del gas por membranas	73
Tabla 4.1. Costos de Inversión CAPEX – Escenario 1	87
Tabla 4.2. Costos de operación OPEX – Escenario 1	88
Tabla 4.3. Costos de inversión CAPEX – Escenario 2	89
Tabla 4.4. Costos de operación OPEX – Escenario 2.....	90
Tabla 4.5. Costos de inversión CAPEX – Escenario 3	91
Tabla 4.6. Costos de operación OPEX – Escenario 3.....	93
Tabla 4.7. Costos de inversión CAPEX – Escenario 4	94

Tabla 4.8. Costos de operación OPEX – Escenario 4.....	95
Tabla 4.9. Resumen de resultados de cada uno de los escenarios propuestos	96
Tabla 4.10. Ingresos por venta de gas y condensado.....	97
Tabla 4.11. Indicadores financieros para los escenarios propuestos	99

INDICE DE FIGURAS

Figura 1.1. Esquema propuesto inicialmente para el envío de la producción de Caigua a la planta San Roque en el cual no se tiene previsto una unidad de Endulzamiento. .	2
Figura 1.2. Tanques de almacenamiento de la Planta de San Roque.....	5
Figura 1.3. Historial de Producción de campo Caigua entre los años 1972 a 1986.....	6
Figura 2.1. Pitting por la presencia de H ₂ S.....	12
Figura 2.2. Válvula Joule Thompson.....	16
Figura 2.3. Diagrama del proceso de refrigeración mecánica con propano.....	16
Figura 2.4. Diagrama del proceso del flujo de refrigeración	17
Figura 2.5. Principio de funcionamiento del Turbo-expander.....	18
Figura 2.6. Vista en corte de un Twister.....	19
Figura 2.7. Estructura molecular de la Monoetanolamina.....	24
Figura 2.8. Estructura molecular de la Dietanolamina	25
Figura 2.9. Estructura molecular de la Diglicolamina	25
Figura 2.10. Estructura molecular de la Metildietanolamina.....	26
Figura 2.11. Estructura química de la Di-isopropanolamina	27
Figura 2.12. Estructura química de la trietanolamina	27
Figura 2.13. Diagrama típico de endulzamiento del gas por absorción química.....	30
Figura 2.14. Proceso con carbonato de potasio: de una sola etapa.....	35
Figura 2.15. Esquema típico de la absorción física	37
Figura 2.16. Esquema del proceso de absorción físico- química SULFINOL	42
Figura 2.17. Diagrama de flujo de un proceso con tamiz molecular	44
Figura 2.18. Diagrama típico del proceso de óxido de hierro.....	46
Figura 2.19. Vista en corte de los dos tipos de los dos módulos usados en membranas de fibras ahuecadas.....	48
Figura 2.20. Esquema del Proceso de Membrana de una etapa.....	50
Figura 2.21. Esquema del proceso de Membrana de dos etapas.....	50
Figura 2.22. Tratamiento simple antes de la permeación con membranas	51

Figura.2.23. Tratamiento máximo antes de la permeación con membranas.....	51
Figura 3.1. Ubicación Geográfica del Campo Caigua; pozo CAI-X1001D	54
Figura 3.2. Pronósticos de producción de la Formación Icla - Huamampampa	56
Figura 3.3. Gráfica de los Pronósticos de producción de la formación Santa Rosa	58
Figura 3.4. Diagrama de bloques del procesamiento del Gas Natural con Aminas.....	68
Figura 3.5. Diagrama de bloque del procesamiento del Gas Natural con Membranas.....	69
Figura 3.6 Proceso de dos etapas en un sistema de membranas	71
Figura 3.7. Análisis FODA del endulzamiento con MDEA	75
Figura 3.8. Análisis FODA del endulzamiento de gas con Membranas	76
Figura 4.1. Esquema del procesamiento propuesto para el Escenario 1: Planta San Roque – Membranas - Dew Point por refrigeración mecánica	83
Figura 4.2. Esquema del procesamiento propuesto para el Escenario 2: Planta San Roque – Aminas – Dew Point por refrigeración mecánica	84
Figura 4.3. Esquema del procesamiento propuesto para el Escenario 3: Nueva planta Caigua aminas y Dew Point por refrigeración mecánica	84
Figura 4.4. Esquema de procesamiento propuesto para el Escenario 4: Planta San Roque Membranas – ajuste del punto de rocío con TWISTER	85

ÍNDICE DE ECUACIONES

Ecuación 3.1. Flujo molar de la corriente de gas.....	64
Ecuación 3.2. Flujo másico de la solución de amina	66
Ecuación 3.3. Caudal de MDEA requerido en la torre contactora para la remoción de gases ácidos.	66
Ecuación 3.4. Selectividad de la membrana	70
Ecuación 3.5. Grado de separación.....	70
Ecuación 3.6. Relación de presiones entre la presión de alimentación y del permeato.....	70
Ecuación 3.7. Composición del CO ₂ presente en la corriente del permeato.	71

SIMBOLOGÍA y ACRÓNIMOS

SÍMBOLO	DESCRIPCIÓN
CO ₂	Dióxido de Carbono
RSR	Mercaptanos
CAI-X11	Pozo Caigua X11
CAI-X1001D	Pozo Caigua direccional X1001
SNQ	San Roque
HCB	Hidrocarburos
VGR	Planta Vuelta Grande
YABOG	Gasoducto Yacuiba
KOD	Sistema de Venteo (Knock Out Drums)
MEG	Monoetilenglicol
IDH	Impuesto directo de los hidrocarburos
GNL	Gas Natural licuado
TK	Tanque
P	Presión
T	Temperatura
d	Día
kg	Kilogramo
m ³	Metro cubico
g, mg	Gramos, miligramos
°F, °C	Grados Farenheit, Grados Celcius
bar	Bares
MMscfd	Millones de pies cúbicos standard por día

Bbl/día	Barriles por día	
Lbmol/ hr	Libra-mol por hora	
Lb/gal	Libras por galón	
Lb/hr	Libras por hora	
GPM	Galones por minuto	
Q_{MDEA}	Flujo de amina a circular	[GPM]
ρ	Densidad	[lb/ gal]
\dot{Q}	Flujo molar	[Lb-mol / hr]
Q_{GAS}	Caudal de gas	[MMscfd]
\dot{m}	Flujo másico	[lb / hr]
m	Masa	[lb]
α	Selectividad	[adimensional]
θ	Grado de separación	[adimensional]
P_o, P_l	Presión de alimentación, Presión del permeato	[PSI]
n_{jo}, n_{io}	Composición molar de la alimentación (CH ₄) y (CO ₂)	[% molar]
n_{il}	Composición molar del permeato (CO ₂)	[% molar]
n_{jl}	Composición molar del permeato (CH ₄)	[% molar]
P_i	Permeabilidad del componente i (CO ₂)	[Barrer]
P_j	Permeabilidad componente j (CH ₄)	[Barrer]
φ	Relación de presión de alimentación y presión del permeato	[adimensional]
TIR	Tasa interna de retorno	[adimensional]
VAN	Valor actual neto	[adimensional]
\$us	Dólares estadounidenses	

GLOSARIO DE TÉRMINOS

Aminas. Un grupo de sustancias químicas orgánicas que son análogas del amoníaco (NH_3), en las que uno, dos o tres átomos de hidrógenos del amoníaco son reemplazados por radicales orgánicos. Las aminas son bases orgánicas (ligeramente alcalinas) y reaccionan con ácidos formando sales orgánicas nitrogenadas.

Barril. Término usado como medición estándar de un volumen de crudo y gran número de productos refinados en la industria petrolera

Condensado. Líquido de gas natural con una presión de vapor baja comparada con la gasolina natural y el gas de petróleo licuado. Los condensados se componen principalmente de propano, butano, pentano y fracciones más pesados de hidrocarburos.

Corrosión. Pérdida de metal debida a reacciones químicas o electroquímicas, la cual, a la larga, podría destruir una estructura.

Dew point o punto de rocío. Presión a la cual sale el primer líquido condensado de solución de un gas condensado.

Endulzamiento. Es un proceso de endulzamiento del gas natural mediante el cual se ajusta el contenido de gases ácidos de las corrientes que salen del fondo de pozo, a valores permitidos según especificaciones.

Gas ácido. Gas que puede formar soluciones ácidas cuando se mezcla con el agua. Los más comunes son el H_2S y CO_2 , ambos gases producen corrosión.

Membranas. Polímeros utilizados para remoción de gases ácidos.

Permeato. Fluido que penetra o traspasa un cuerpo (polímero).

RESUMEN EJECUTIVO

El gas natural está formado por una mezcla de hidrocarburos, principalmente por metano (86%-90%), así como de impurezas tales como el vapor de agua, compuestos sulfurados, dióxido de carbono, nitrógeno y mercurio; en composiciones que varían según al yacimiento del que fue extraído. Sin embargo, este recurso, para ser transportado y posteriormente utilizado debe cumplir con las especificaciones de venta de cada país, para ello, el gas natural debe ser tratada previo al consumo; uno de los procesos más importantes para el tratamiento del gas es el denominado **endulzamiento**.

En el proyecto se consideró realizar un diagnóstico general de los métodos de endulzamiento respecto a sus características particulares, aplicaciones, ventajas y desventajas que presenta cada una de ellas.

Para el caso de estudio, se consideró evaluar alternativas para el tratamiento y adecuación de la producción del Campo Caigua que presenta un contenido de CO₂ (3.2%) por encima del nivel permitido según las especificaciones de venta¹; donde según las condiciones operativas de presión y temperatura se identificó dos métodos para el endulzamiento del gas que mejor se aplican a las características del Campo Caigua.

Por otra parte, para la producción del Campo Caigua, se identificó cuatro escenarios, en el cual se incorporó la unidad de endulzamiento y el ajuste del punto de rocío, también se incluye en el análisis, los costos de tubería para las facilidades de producción del Campo Caigua ya sea en la zona Caigua o San Roque. Para la selección del mejor escenario se realizó un análisis económico basado en los indicadores VAN, TIR y Costo/Beneficio que muestran la rentabilidad o pérdida que se genera en cada uno de los escenarios propuestos; finalmente a partir de este análisis se propone el mejor escenario para el tratamiento de la Producción del Campo Caigua.

¹ Ver Anexo C (Gerencia de Redes de Gas y Ductos - YPFB, 2014)

CAPITULO I

GENERALIDADES

1.1. INTRODUCCIÓN

En el pozo CAI-X11, perforado por YPFB en el año 1979, se descubrió gas y condensado en los niveles profundos del sistema Devónico, específicamente en las formaciones Icla y Santa Rosa, quedando el pozo cerrado en reserva. Durante la gestión 2013, el pozo fue intervenido para ampliar baleos existentes y habilitados a producción en los reservorios Icla y Santa Rosa. En 2014 se perforo el pozo exploratorio CAI-X1001D, en el cual se hicieron las pruebas de producción, las cuales resultaron positivas.

Para la producción del Campo Caigua se tenía previsto el transporte de la producción de Caigua a la planta San Roque.² No obstante, según la cromatografía preliminar de la producción de los pozos CAI- X11 y CAI-X1001, en los reservorios de Santa Rosa – Icla – Huamampampa, se verifica un incremento del CO₂ por encima del 3%.

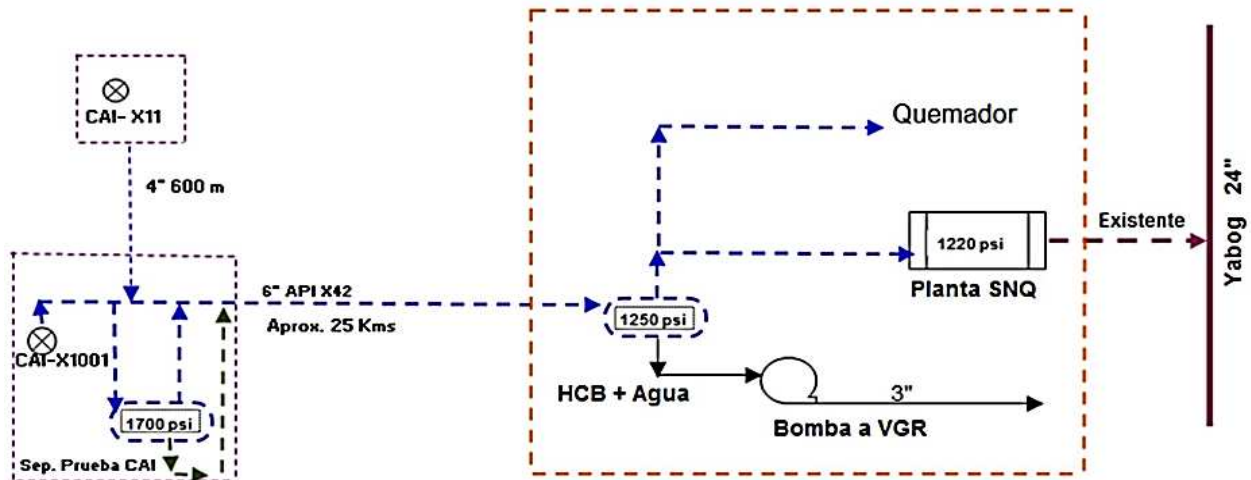
En la actualidad, la Planta San Roque alimentada por el Campo San Roque, se dedica actualmente a la producción de gas, condensados, gasolina natural (obtenido de la planta Dew Point) y agua de formación, atrapados en el área de separadores. Esta planta no cuenta con una unidad de endulzamiento.

1.2. ANTECEDENTES

Ante la presencia del CO₂ por encima del 2% molar en la producción del Campo Caigua, surge la problemática de dónde, cómo y qué método de endulzamiento se aplicará en el Campo Caigua, para el transporte y posterior venta del gas. Inicialmente se tenía previsto el transporte de la producción de Caigua a la planta San Roque (Figura1.1). Pero ante la distancia entre uno y otro campo (aprox. 25 km. de Caigua) se vio factible analizar cuatro escenarios que contemplen una unidad de endulzamiento y el ajuste del punto de rocío.

² (CHACO S.A., Campo Caigua, 2015)

Figura 1.1. -Esquema propuesto inicialmente para el envío de la producción de Caigua a la planta San Roque en el cual no se tiene previsto una unidad de Endulzamiento.



Fuente: (IPE Bolivia Energy Movers, Informe Estudio de alternativas- facilidades del tratamiento del gas 2014)

1.2.1. ANTECEDENTES DEL CAMPO SAN ROQUE

El Campo San Roque fue descubierto por YPFB en septiembre de 1981, con la perforación del pozo exploratorio SNQ-X1, geográficamente se encuentra en el departamento de Tarija, Provincia Gran Chaco. Fue desarrollado por YPFB hasta el año 1997; Se perforaron un total de 22 pozos con objetivos gasíferos y petrolíferos en los niveles Petaca, Castellón, Cangapi y San Telmo de los cuales el SNQ-5 y 9 resultaron secos³. Las características de cada uno de estos pozos se detallan en la Tabla 1.1., actualmente 11 pozos están en producción.

El Campo San Roque, está ubicado al Sureste de la cuenca sub-andina, que es parte del lineamiento estructural San Antonio-Taiguati-San Roque. La estructura es de tipo anticlinal con fallas, limitado al Este por una falla regional. El Campo tiene aproximadamente 4.5 Km de longitud por 1.6 Km de ancho. Las formaciones productoras más importantes son: Petaca y Castellón (gas) y Chaqueña y Navidad (petróleo). Para la adecuación de la producción del Campo San Roque se montó una planta de Dew Point (refrigeración mecánica con propano) y deshidratación con MEG (mono etilenglicol, un solvente químico), para llevar el gas natural a especificaciones de venta. También cuenta con un sistema de estabilización de condensado, para su posterior transporte mediante tuberías a la Planta de GNL -Vuelta Grande.

³ (CHACO S.A., Campo San Roque, 2015)

Tabla 1.1. Estado de los pozos productores del Campo San Roque

FORMACIÓN	RESERVORIO	PROFUNDIDAD MEDIA TVSS	FLUIDO PRODUCIDO	LINEAS DE PRODUCCION	ESTADO DEL RESERVORIO
TARIQUIA	Tariquia	-536	Gas	1	En producción
YECUA	Yecua	-910	Gas Condensado	2	
PETACA	Petaca	-1187		7	
CASTELLÓN	Castellón	-1233		1	
TAPECUA	Tapecua	-1248	Gas Condensado	0	Cerrados
VITIACUA	Vitiacua	-1587	Petróleo	0	
CANGAPI	Rosillas	-1726		0	
	Año Nuevo	-1768		0	
	Chaqueña	-1827		0	
SAN TELMO	Navidad	-1960		0	

Fuente: (CHACO S.A., Campo San Roque, 2015)

1.2.1.1. DESCRIPCIÓN DE FACILIDADES DE LA PLANTA SAN ROQUE

La Planta está diseñada para recibir hasta 35 MMscfd. El proceso está diseñado para separar el agua de formación, los hidrocarburos líquidos (condensado) y gas, el condensado, gasolina natural y el agua se transporta hasta el Campo Vuelta Grande para su respectivo tratamiento y disposición.

Tabla 1.2. Producción Planta San Roque

PRODUCTO	Producción Actual (promedio)
GAS	6.663 millones de pies cúbicos por día (MMscfd)
CONDENSADO	25 barriles por día (bbl/d)
GASOLINA	77 barriles por día (bbl/d)
AGUA	9 barriles por día (bbl/d)

Fuente: (CHACO S.A., Campo San Roque, 2015)

El gas residual que cumple con las especificaciones de venta es entregado a YPFB Transporte por la línea YABOG para su posterior comercialización. La Tabla 1.2. describe la producción de cada una de las corrientes que se separan a partir del tratamiento en la Planta San Roque.

La Planta San Roque cuenta con las siguientes áreas para el procesamiento del gas natural provenientes de los pozos del Campo San Roque⁴:

a) Sistema de recolección

El sistema de recolección es mediante líneas de recolección de 3” como diámetro nominal que comunican a los pozos que están distribuidos en diferentes planchadas del Campo San Roque y los colectores que están ubicados en la planta. La longitud de las líneas de recolección que están en operación es de aproximadamente 10,3 kilómetros.

b) Sistema de separación

Las corrientes individuales de algunos pozos productores de este Campo ingresan a la Planta al sistema de separación de alta 1100 psi y los restantes son separados a 200 psi. También se cuenta con otro tren de separación que permite realizar prueba individual de cualquiera de los pozos.

El condensado, gasolina natural y agua de producción es enviada al Campo Vuelta Grande para realizarles los tratamientos correspondientes y disposición en tanques de almacenaje. Los gases ricos en hidrocarburos condensables producidos en los sistemas de separación de Baja presión son re-comprimidos hasta la presión de operación de la unidad de Dew Point.

c) Sistema de deshidratación del gas

El gas producido de planta es dirigido hacia sistema de secado mediante el uso de mono etilenglicol (MEG) para evitar la formación de hidratos, este producto también cumple la función de anticongelante.

d) Unidad de Dew Point

El gas ingresa al proceso pasa por intercambiadores para luego dirigirse al Chiller, lugar en el cual por reducción de la temperatura se llega a condensar los compuestos más pesados del gas que se está procesando, utilizando el gas propano como refrigerante, de esta manera se obtiene la gasolina natural. El gas despojado de la gasolina es entregado a la transportadora.

⁴ (CHACO S.A., Campo San Roque, 2015)

e) Sistema de almacenamiento de productos

Se cuenta con tres tanques para el almacenaje con capacidad nominal de 1000 barriles cada uno. En la Figura 1.2 se muestra dos tanques de almacenamiento que son de forma vertical de techo flotante.

Figura 1.2. Tanques de almacenamiento de la Planta de San Roque



Fuente: www.yfbchaco.com; página web Chaco S.A.

f) Sistema de agua contra incendios

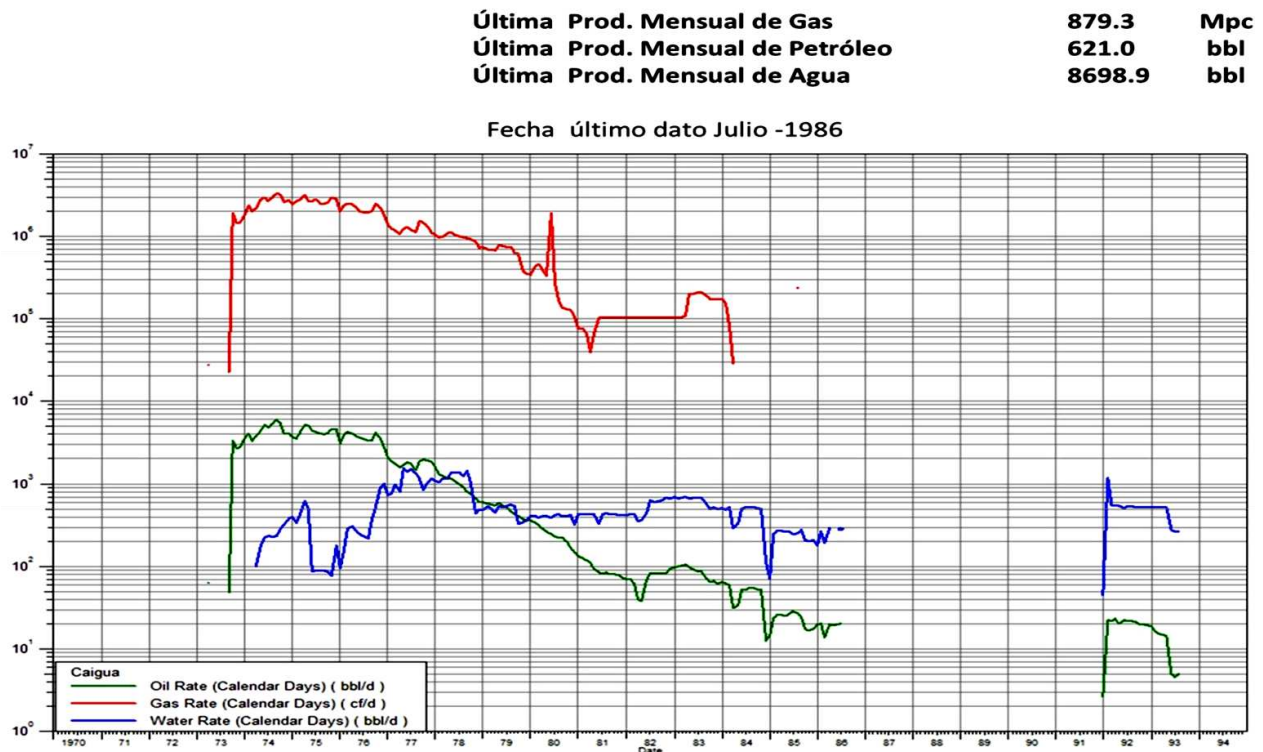
El agua se obtiene de un pozo de agua y se almacena en un tanque con una capacidad nominal de 1000 barriles. El agua es bombeada con dos bombas centrífugas hacia el sistema de distribución de agua contra incendios. Se tiene monitores e hidrantes localizados en diferentes áreas de la planta. Para los tres tanques de condensado se posee un sistema de espuma.

Estas instalaciones dependen completamente del gas producido en los pozos del Campo San Roque para todas las fuentes de energía y combustible. La electricidad se genera usando moto-generadoras.

1.2.2. ANTECEDENTES DEL CAMPO CAIGUA⁵

El Campo Caigua está ubicado en la provincia Gran Chaco del departamento de Tarija, en la Serranía del Aguarañe. Se desarrolla en una estructura anticlinal largada de Sur a Norte, dentro del lineamiento estructural Los Monos-Caigua-Camatindi- Machareti, en el extremo Sur de la Faja Sub-andina de Bolivia.

Figura 1.3. Historial de Producción de Campo Caigua entre los años 1972 a 1986



YPFB, en el año 1973, perforo el pozo CAI-X2, que determino la existencia de acumulaciones comerciales de petróleo en la formación Huamampampa. Para el desarrollo de la arena, se perforo 12 pozos, de los cuales 9 con resultados positivos. La producción del Campo Caigua se inició en septiembre de 1973, prolongándose sin interrupción hasta julio de 1986, tiempo en el que alcanzó una producción acumulada de 6,25 MMBbl de petróleo, tal como se muestra en la Figura 1.3., luego muchos de estos pozos fueron cerrados por invasión de agua, poniéndose en reserva para su posterior reactivación.

⁵ (CHACO S.A., Campo Caigua, 2015)

En la gestión 2013 el pozo CAI- X11 fue intervenido para ampliar baleos existentes y habilitados para la producción en los reservorios Icla y Santa Rosa.

Durante la gestión 2014, se perforo el pozo exploratorio CAI- X1001D, con el objetivo de investigar la arenisca Tarabuco, que resulto acuífera. Las pruebas de producción en Icla y Santa Rosa resultaron positivas. El pozo fue terminado con arreglo simple para la arenisca Santa Rosa, quedando Icla en reserva.

1.3. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

1.3.1. IDENTIFICACIÓN DEL PROBLEMA

Se realizó pruebas de producción a los pozos CAI-X11 y CAI-X1001D del Campo Caigua resultando positivas. En un inicio se tenía previsto transportar la producción de Caigua a la Planta San Roque para su tratamiento. Sin embargo, la cromatografía obtenida de la producción de los pozos CAI-X11 y CAI-X1001D en la Zona de Santa Rosa – Icla – Huamampampa, muestra un incremento de CO₂ por encima del 3% en porcentaje molar. Considerando las especificaciones de venta del gas, el cual contempla un contenido máximo de CO₂ en la corriente de venta en 2% en porcentaje molar; se requiere un sistema de endulzamiento para remover el CO₂ de la corriente de gas del Campo Caigua por ser altamente corrosivo ante la presencia de agua.

La Planta San Roque alimentada por el Campo San Roque, no cuenta con un sistema de endulzamiento del gas, porque el Campo San Roque está exento de gases ácidos como el CO₂ (anexo A). Por ello, la necesidad de un estudio evaluativo para identificar escenarios para el tratamiento del gas del Campo Caigua, que considere una unidad de endulzamiento y una unidad de ajuste del punto de rocío.

1.4. FORMULACIÓN DEL PROBLEMA

Una vez se tiene identificado el problema, surge la siguiente interrogativa:

¿Cuál de las tecnologías de endulzamiento del gas natural será la adecuada para implementar en la Zona CAIGUA o en la Planta SAN ROQUE según las características de los pozos del Campo Caigua?

1.5. OBJETIVOS Y ACCIONES DE LA INVESTIGACIÓN

1.5.1. OBJETIVO GENERAL

- ✚ Evaluar alternativas de procesamiento y adecuación de la producción de hidrocarburos con contenido de CO₂ del Campo Caigua.

1.5.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- ✚ Comparar las metodologías de endulzamiento y de dew point para el tratamiento del gas natural.
- ✚ Analizar técnicamente los métodos de endulzamiento que mejor apliquen para la producción del Campo Caigua
- ✚ Determinar la ubicación más recomendable para las facilidades de producción del Campo Caigua de acuerdo a los indicadores económicos.

1.6. JUSTIFICACIÓN

1.6.1. JUSTIFICACIÓN TÉCNICA

La presencia de gases ácidos (CO₂ y H₂S) en la corriente del gas natural, ocasiona innumerables problemas que afectan directamente en el adecuado desempeño de las operaciones de producción y transporte de este energético. Por ello, la necesidad de tratar la producción del Campo Caigua con contenido de CO₂, para evitar la corrosión de equipos y la disminución del poder calorífico que intervienen en el costo operativo.

1.6.2. JUSTIFICACIÓN ECONÓMICA

La selección del mejor sistema de endulzamiento favorece al Estado, percibiendo mayores ingresos económicos en cuestión de Impuesto Directo a los Hidrocarburos (IDH) así como para el titular del campo, ya que incrementaría sus ingresos considerablemente. Un análisis costo-beneficio favorecerá en la decisión final, entre la implementación y/o adecuación del sistema de endulzamiento, ya sea en la zona del Campo Caigua o en la Planta San Roque, evitando gastos innecesarios.

1.6.3. JUSTIFICACIÓN AMBIENTAL

La necesidad de obtener combustibles limpios para uso comercial, ha impulsado al desarrollo de procesos de endulzamiento más selectivos para evitar emisiones de gases tóxicos a la atmósfera.

1.7. ALCANCE

1.7.1. ALCANCE TEMÁTICO

El proyecto se centra, en la evaluación de alternativas para el tratamiento y adecuación de la producción del Campo Caigua con contenido de CO₂ por encima del nivel permitido para su distribución; comparando las metodologías de endulzamiento, y seleccionando la mejor alternativa para el tratamiento, según sus características particulares, aplicación, ventajas y desventajas que presentan cada una de ellas.

1.7.2. ALCANCE GEOGRÁFICO

El estudio evaluativo se centra en el pozo Caigua X-11, operado por el equipo SAI 379, ubicado en la provincia Gran Chaco de Tarija. Debido a su contenido de CO₂ por encima de las especificaciones de venta, se determinará cual la ubicación recomendable para la instalación u adecuación de una unidad de endulzamiento ya sea en el Campo Caigua o en la Planta San Roque.

CAPITULO 2

MARCO TEÓRICO

2.1. INTRODUCCION

El gas natural es un energético natural de origen fósil que se encuentra normalmente en el subsuelo continental o marino. Se formó hace millones de años cuando una serie de organismos descompuestos como animales y plantas quedaron sepultados bajo lodo y arena, en lo más profundo de antiguos lagos y océanos. En la medida que se acumulaba lodo, arena y sedimento, se fueron formando capas de roca a gran profundidad. La presión causada por el peso sobre estas capas más el calor de la tierra, transformaron lentamente el material orgánico en petróleo crudo y en gas natural. El gas natural se acumula en bolsas entre la porosidad de las rocas subterráneas. Pero en ocasiones, el gas natural se encuentra atrapado debajo de la tierra por rocas sólidas que evitan que el gas fluya, formándose lo que se conoce como un yacimiento⁶.

El gas natural se puede encontrar en forma “asociado”, cuando en el yacimiento aparece acompañado de petróleo, o gas natural “no asociado” cuando está acompañado únicamente por pequeñas cantidades de otros hidrocarburos o gases.

2.1.1. COMPOSICIÓN DEL GAS NATURAL

La composición del gas natural incluye diversos hidrocarburos gaseosos, con predominio del metano, por sobre el 90%, y en proporciones menores etano, y más pesados. Además, contiene cantidades menores de gases inorgánicos, como el Nitrógeno (N₂), el Dióxido de Carbono (CO₂), Sulfuro de Hidrógeno (H₂S), Monóxido de Carbono (CO), Oxígeno (O₂), Vapor de Agua (H₂O), di sulfuro de Carbono (CS₂), Dióxido de sulfuro (SO₂), mercurio, etc. Todos estos componentes son considerados impurezas del gas natural, algunas de estas impurezas como el dióxido de carbono, el sulfuro de hidrógeno o el monóxido de carbono causan verdaderos problemas operacionales, tales como la corrosión en los equipos y en las tuberías de transporte. (G.P.S.A., 2004).

⁶ http://www.montevideogas.com.uy/uc_9_1.html

Estas impurezas deben ser removidas del gas⁷:

- ✚ Por razones de seguridad.
- ✚ Para satisfacer las especificaciones de venta.
- ✚ Permitir un procesamiento “aguas abajo” apropiado. Este es el caso del proceso criogénico (el CO₂ puede congelarse a temperaturas cercanas a los 70 °C bajo cero).
- ✚ Control del proceso de corrosión.
- ✚ Impedir la formación de hidratos.
- ✚ Disminuir los costos del proceso de compresión.
- ✚ Satisfacer las normas de gestión ambiental.
- ✚ Evitar el envenenamiento de los catalizadores.

2.1.2. CARACTERÍSTICAS DE LOS GASES ÁCIDOS

El gas ácido es un gas que puede formar soluciones acidas cuando se mezcla con agua. A continuación, se describe las características principales de los contaminantes que presenta el gas natural extraído desde los yacimientos.

a) **Dióxido de carbono (CO₂)**

Es un gas sin color, olor ni sabor que se encuentra presente en el gas natural; no es tóxico, pero es el causante efecto invernadero. La toxicidad o contaminación del dióxido de carbono está relacionado fundamentalmente, con la reacción que se produce entre el dióxido de carbono y el agua, para formar sustancias corrosivas, como los carbonatos y bicarbonatos.

Como uno de los mayores contaminantes del gas natural, el CO₂ debe ser removido de manera óptima, ya que reduce el poder calorífico del gas y por ende el precio de venta del gas natural. Además, este puede llegar a ser ácido y corrosivo en presencia de agua de manera que dañaría seriamente las tuberías de transporte y todo el sistema que este en contacto con este. En la planta de procesamiento del GNL, cuando se está congelando el gas natural a temperaturas muy bajas, el CO₂ se congela y bloquea todo el sistema de tubería generando problemas de transporte (D. DORTMUNDT, 1999).

⁷ GPSA Engineering Data Book, 12th ed. 2004

b) **Ácido sulfhídrico o sulfuro de hidrogeno (H_2S)**

Este es un gas contaminante presente en el gas natural, este representa una impureza que debe ser eliminada antes de ser inyectado en el sistema de tubería, ya sean de transporte o distribución; ya que es causante de la corrosión que pueda existir en los equipos si no se lo trata. En la parte de salud, se tiene que tener en cuenta que los efectos a una exposición de sustancias tóxicas dependen de la dosis, la duración, la forma como se realice la exposición, como también a los hábitos, características personales y de la presencia de otras sustancias químicas. La exposición a niveles bajos por periodos prolongados puede causar irritación de los ojos, dolor de cabeza y fatiga (G.P.S.A., 2004).

Cuando se libera en forma de gas se convierte en anhídrido sulfúrico (SO_4), para luego convertirse en ácido sulfúrico (H_2SO_4), por lo que puede causar graves problemas operacionales, ya que el ácido sulfúrico interviene muy activamente en los procesos corrosivos.

Los tipos de corrosión normalmente observados son:

- *Corrosión general y Pitting.* Muchas de las fallas observadas se encuentran en metales de alta dureza, sometidos a condiciones de stress. En condiciones de alta velocidad de penetración de H_2 , el metal puede llegar a presentar ampollamiento, acelerando el tiempo de deformación y rotura. En la Figura 2.1. se tiene un ejemplo de pitting por la presencia de H_2S causando el desgaste de las tuberías de transporte.

Figura 2.1. Pitting por la presencia de H_2S



Fuente: <https://www.google.com/imgres>

- *Corrosión microbiana (BSR)*. La presencia de BSR principalmente se presenta en zonas de ausencia de oxígeno, como son tanques de proceso o almacenamiento, producen altas tasas de corrosión en cortos períodos.

c) **Monóxido de carbono (CO)**

Es el producto de la combustión incompleta en condiciones de deficiencia de oxígeno. Se considera que el (CO) es un contaminante primario.

d) **Nitrógeno (N₂)**

Este elemento ocasiona una reducción del poder calorífico. En grandes concentraciones genera la formación de óxidos de nitrógeno, lo que puede conducir a la formación de ozono (O₃) en la atmosfera y resultan en compuestos contaminantes. El fenómeno tiene lugar en reacciones de elevada temperatura.

¿Por qué remover el N₂?⁸

- Incrementar el poder calorífico del gas.
- Costos de compresión.

e) **Di-sulfuro de carbono (CS₂)**

Compuesto altamente toxico. Participa en forma activa, en la gran mayoría del proceso de corrosión, causando un grave problema ambiental. Explota fácilmente en el aire y enciende con facilidad, el mismo se evapora rápidamente al ser liberado al medio ambiente. A niveles muy altos el di-sulfuro de carbono puede ser fatal debido a sus efectos sobre el sistema nervioso.

f) **Mercurio (Hg)**

Es un componente del gas altamente toxico. Debido a su alta presión de vapor ($163 \times 10^{-3} Pa$), se evapora fácilmente a temperatura ambiental: a 20 °C su concentración en el aire puede alcanzar hasta 0,014 g/m³, y a 100 C hasta 2,4 g/m³.

⁸ (INSTITUTO ARGENTINO DEL PETROLEO Y GAS (TECNA), 2011)

¿Por qué remover el Mercurio?⁹

- Veneno de catalizadores.
- Daño al medio ambiente y toxicidad.

g) **Vapor de agua (H_2O)**

Es una de las impurezas más común en el gas natural y puede causar una serie de problemas operacionales, como por ejemplo interrupción del flujo de gas o bloqueo de válvulas e instrumentos por formación de hidratos de gas, como también participa en la reducción del valor calorífico del gas, y también causa corrosión interna en las instalaciones por acción entre el dióxido de carbono u sulfuro de hidrógeno, los cuales reaccionan con el agua condensada.

En lo que concierne a impurezas del gas de producción- en Bolivia, generalmente se tiene la presencia de dióxido de carbono (CO_2), ácido sulfhídrico (H_2S), nitrógeno (N_2) y vapor de agua (H_2O).¹⁰

2.2. PROCESAMIENTO DEL GAS NATURAL

2.2.1. PRE – TRATAMIENTO DEL GAS NATURAL

Todas las unidades de endulzamiento del gas deben contar con instalaciones de pre-tratamiento bien diseñadas. Remanente de salmuera o hidrocarburo líquido (como baches o partículas) de las operaciones de producción aguas arriba puede causar problemas para el tratamiento de gas y el equipo de procesamiento aguas abajo.

El pre tratamiento incluye la separación primaria de los componentes principales del gas extraído del yacimiento, tales como el agua, gas y condensado, además de restos de arena que se presentan por la extracción de este recurso natural. La separación de estos contaminantes, sobre todo de los sólidos en suspensión reduce de sobremanera problemas operativos que se pueden presentar en las plantas de procesamiento.

⁹ (INSTITUTO ARGENTINO DEL PETROLEO Y GAS (TECNA), 2011)

¹⁰ Análisis cromatográfico proporcionado de las operaciones de YPF Corporation.

2.2.1.1. SEPARACIÓN AGUAS ARRIBA DEL SISTEMA DE ENDULZAMIENTO.¹¹

Si el arrastre de líquido bruto desde una instalación de aguas arriba es posible, se recomienda un slug catcher (captador de contaminantes), para una separación primaria de los componentes de 3 fases.

Si las partículas son una preocupación, un separador de filtro de entrada es necesario. Los elementos de filtro seleccionados pueden eliminar partículas de hasta 0,3 micras de diámetro.

Nótese que la eficacia de un separador de filtro puede ser mejorada mediante la implementación de un pequeño polímero en la corriente de gas aguas arriba del filtro. En lugar de un separador de filtro de entrada, una columna de lavado con agua puede ser colocada por delante de la unidad de endulzamiento.

Para el tratamiento de hidrocarburo líquido, un filtro coalescente puede ser utilizado para eliminar el agua suspendida o glicol antes del procesamiento.

2.2.2. CONTROL DE PUNTO DE ROCÍO DE HIDROCARBUROS

El punto rocío de una mezcla de hidrocarburos depende de la composición del gas y también de la presión y temperatura a la cual los hidrocarburos de dicha mezcla, comenzarán a condensarse y pasar a fase líquida. Para convertir el gas natural en líquido, se enfría el gas hasta aproximadamente de -161 °C, que es la temperatura a la cual el metano (su componente principal) se convierte a forma líquida. La remoción de hidrocarburos pesados se realiza para evitar atascamientos aguas abajo y/o para cumplir con las especificaciones del gas de venta, además de recuperar estos hidrocarburos pesados para la producción GLP y gasolinas.

Los métodos para condensar los hidrocarburos pesados de una corriente de gas son:

- Expansión Joule-Thomson
- Tecnología de refrigeración (propano)
- Turbo expansión
- Twister

¹¹ GPSA Data Book, 2004

2.2.2.1. EXPANSIÓN JOULE – THOMPSON

El efecto de **Joule-Thomson** o **efecto Joule-Kelvin** es el proceso en el cual la temperatura de un sistema disminuye o aumenta al permitir que el sistema se expanda libremente manteniendo la entalpía constante. En la siguiente Figura 2.2. se tiene un ejemplo de la válvula Joule-Thompson, en el cual se observa un cambio brusco de las variables de presión y temperatura.

Figura 2.2. Válvula Joule Thompson

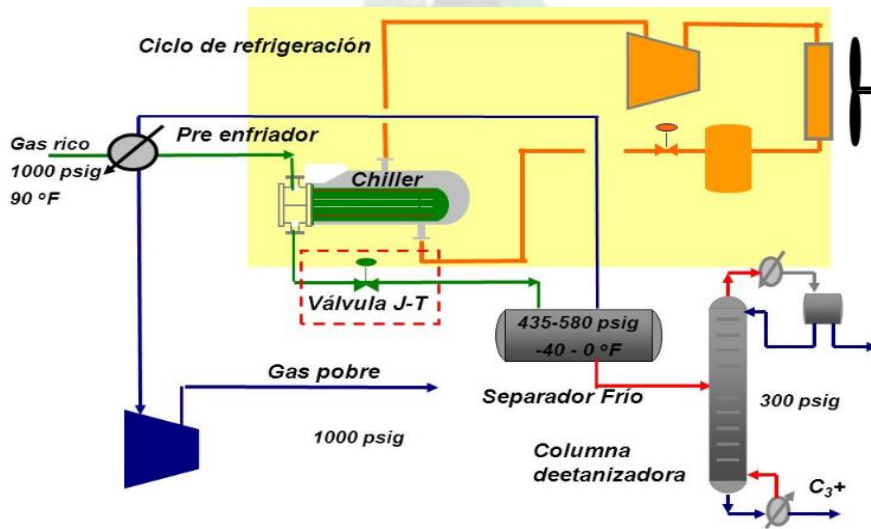


Fuente: www.wikipedia.com

2.2.2.2. REFRIGERACIÓN MECÁNICA CON PROPANO

La refrigeración mecánica con propano es una técnica de intercambio de calor en la cual el propano aporta el calor requerido para el proceso de enfriamiento del gas natural. El proceso se realiza en el intercambiador de calor tipo CHILLER.

Figura 2.3. Diagrama del proceso de refrigeración mecánica con propano



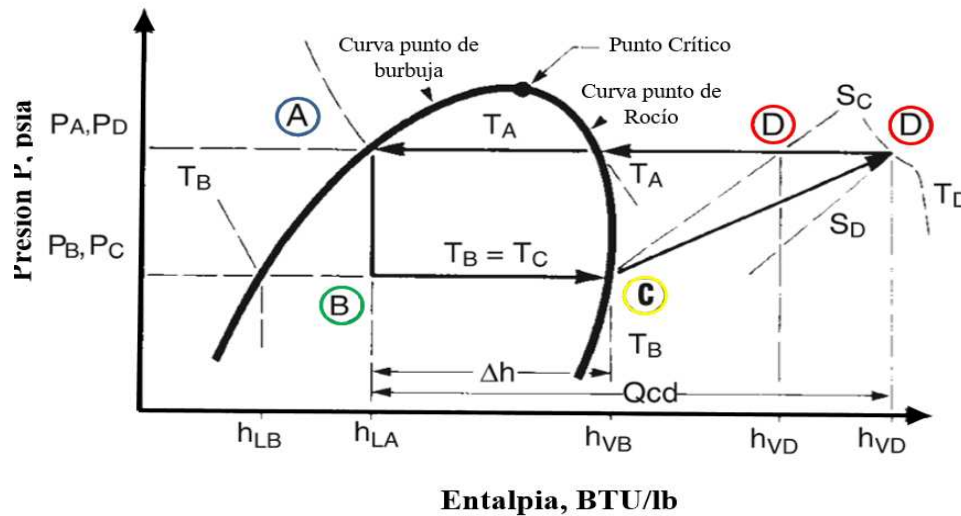
Fuente: www.repsol.com/refrigeración mecánica

En la Figura 2.3 se muestra el diagrama del proceso de refrigeración con propano, donde el gas rico pasa por un Chiller y el propano pasa en contracorriente sin contacto directo por fuera de la carcasa para enfriar el gas, para luego recuperar los líquidos condensables.

El ciclo de refrigeración consiste de cuatro etapas; que son mostrados en la Figura 2.4.:

1. **Expansión.** El punto **A** representa la formación de líquido en el punto de burbuja a su presión de saturación P_A y entalpia h_{LA} . En la expansión, la presión y temperatura se reducen a través del control de la válvula Joule Thompson para su enfriamiento y condensación del refrigerante en el punto **B**.
2. **Evaporación.** El calor es absorbido del proceso por el fluido a enfriar mediante la evaporación del líquido del refrigerante. El intercambio de calor ocurre a temperatura y presión constante (**B-C**)
3. **Compresión.** El vapor del refrigerante liberado del chiller a la presión de saturación P_C y temperatura T_C debe ser comprimido isoentrópicamente (entropía constante, S) hasta una Presión P_A , a lo largo de la línea **C-D'**.
4. **Condensación.** El refrigerante caliente liberado del compresor es enfriado hasta cerca del punto de rocío. Entonces el vapor del refrigerante comienza a condensarse a temperatura constante (**D-A**).

Figura 2.4. Diagrama del proceso del flujo de refrigeración



Fuente: GPSA, Engineering Data Book, 2004.

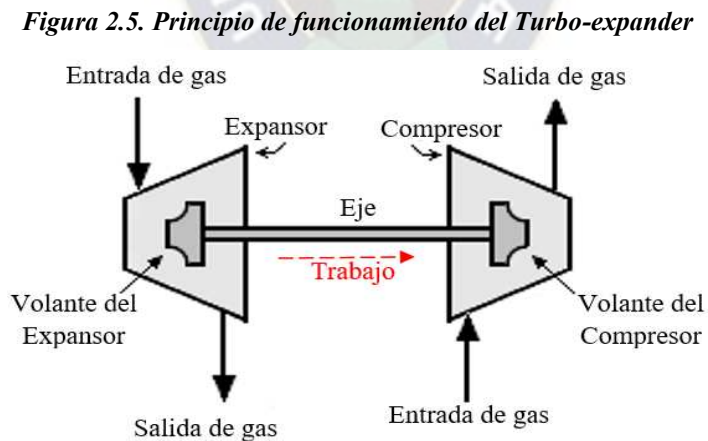
2.2.2.3. TURBO-EXPANDER

La selección de un proceso turbo-expander se indica cuando existen uno o más de las siguientes condiciones¹²:

- ✚ Caída de presión libre la corriente de gas.
- ✚ Gas pobre
- ✚ Requerimientos de alta recuperación de etano. (por encima del 30%).
- ✚ Requerimientos compactos de distribución de plantas.
- ✚ Flexibilidad de operación (fácilmente adaptable a amplio rango de presión y productos)

Hay múltiples factores además de los indicados arriba que afectan la selección del proceso final. Si dos o más de las condiciones de arriba existen, generalmente un proceso de turbo-expander será la mejor elección.

Los turbo-expanders son compresores centrífugos que trabajan inversamente. Al contrario de la expansión de Joule Thompson los turbo-expanders se mantienen trabajando durante el proceso. Mientras la Expansión J-T es un proceso isoentálpico, ideal termodinámicamente reversible, mientras que el turbo-expander es isentrópico.¹³



¹² GPSA, Engineering Data Book, 2004

¹³ Fundamentals Gas Processing, 2006

En la Figura 2.5., se muestra el principio de funcionamiento de un Turbo-expander, en la cual el gas a alta presión se expande generando trabajo hacia el compresor mediante un eje.

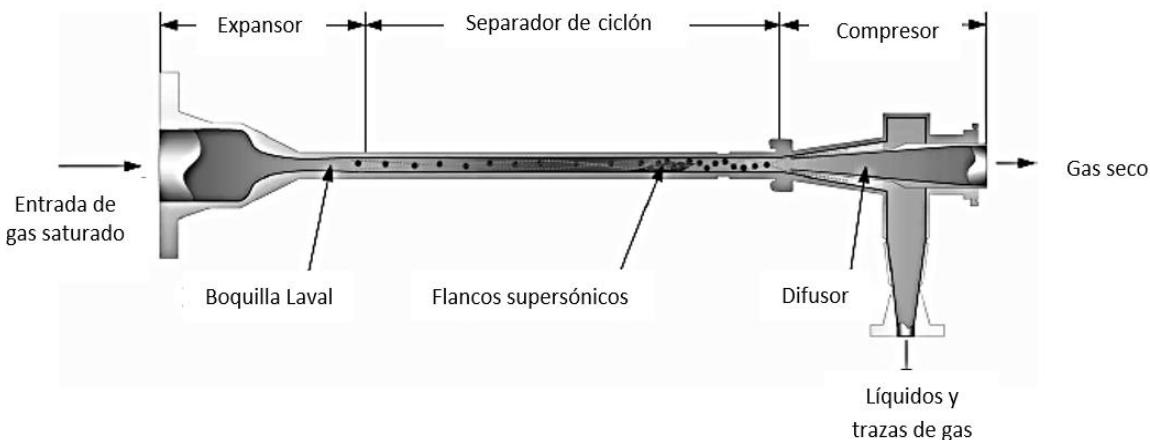
2.2.2.4. TWISTER¹⁴

Es un dispositivo para el control del punto de rocío y la deshidratación. Es muy atractiva para aplicaciones costa afuera debido a su simplicidad, ya que no tiene partes móviles en su diseño, además de su bajo peso y tamaño reducido.

El tiempo de residencia dentro del separador Twister es solamente de milésimas de segundo, lo cual no permite la deposición de sólidos menos la formación de hidratos, evitando así la aplicación de inhibidores químicos.

El proceso de enfriamiento es como sigue; el gas entra y se expande a través de las boquillas a una velocidad sónica, donde las caídas de presión y temperatura causan la formación de gotas. Una mezcla de dos fases que en contacto con la parte interna crea un remolino actuando fuerzas de separación de las fases por fuerza centrífuga. El gas y el líquido son separados en el difusor donde el líquido es recolectado por las paredes y el gas seco atraviesa la parte central del sistema, como se muestra en la Figura 2.6.

Figura 2.6. Vista en corte de un Twister



Fuente: Fundamentals of natural Gas Processing, Cap 6

¹⁴ Fundamentals of Natural Gas Processing

2.2.2.5. COMPARACIÓN DE LOS MÉTODOS DE AJUSTE DE PUNTO DE ROCÍO

Durante el tratamiento del gas natural, es necesario evitar que los hidrocarburos más pesados contenidos en él, se condensen en las cañerías y provoquen inconvenientes en las líneas de transporte y distribución para la comercialización.

Para evitar la condensación de los hidrocarburos es necesario realizar el ajuste del punto de rocío, que implica la reducción de la temperatura hasta que comienzan a producirse condensados.

Tabla 2.1. Métodos de ajuste del punto de rocío

	VENTAJAS	DESVENTAJAS
JOULE - THOMPSON	<ul style="list-style-type: none"> • Proceso auto-refrigerante. • No requiere medio de enfriamiento externo. • Rango de caudales elevado (turn-down). • Operación sencilla. • Bajo costo de capital • Bajo costo de mantenimiento 	<ul style="list-style-type: none"> • Alta caída de presión. • El gas de venta debe ser comprimido • (presión de entrega igual a la presión de entrada), el proceso se penaliza por la • Potencia de re compresión requerida. • Flujo entre 5 a 10 MMSCFD*
REFRIGERACIÓN MECÁNICA CON PROPANO	<ul style="list-style-type: none"> • Baja inversión de capital • Ampliamente utilizado • Baja caída de presión. 	<ul style="list-style-type: none"> • Baja flexibilidad operativa • Si el gas de venta debe ser comprimido, el proceso se penaliza por la potencia de re compresión requerida. • Flujo entre 30 a 90 MMSCFD*
TURBO-EXPANDER	<ul style="list-style-type: none"> • Recuperación de la potencia del expansor para la compresión de gas de venta. • Mayor recuperación de hidrocarburos líquidos 	<ul style="list-style-type: none"> • Alta caída de presión. • Habitualmente el gas de venta requiere re compresión. • Requiere deshidratación exigente aguas arriba. • Flujos mayores a 100 MMscfd
TWISTER	<ul style="list-style-type: none"> • Es compacto y liviano • Bajos costos operativos • Alta Flexibilidad operativa • Sin elementos rotativos 	<ul style="list-style-type: none"> • Altos costos de inversión • Necesita enfriamiento adicional • Elevada Caída de Presión (30 % de la presión de ingreso). • Requiere una alimentación libre de solidos

*Fuente: Elaboración propia a partir de GPSA Engineering Data Book, Fundamentals of Gas Processing, Ipe Bolivia Energy movers e Instituto argentino del Petróleo y Gas. * Apuntes Ing. Marco Calle*

La Tabla 2.1. describe las ventajas y desventajas de los métodos de ajuste de punto de rocío; uno de los factores que se consideran para la selección de un método es, las especificaciones de salida y el volumen de gas a procesar. La comparación nos permite distinguir cual método de ajuste de punto de rocío puede ser aplicado en el Campo Caigua.

2.3. ENDULZAMIENTO DEL GAS NATURAL

El proceso industrial mediante el cual se remueve los llamados “componentes ácidos” se conoce como endulzamiento o “des-acidificación”. Los diferentes procesos de “endulzamiento” del gas a ser aplicados dependen de la calidad y cantidad de los gases ácidos.

Cuatro contextos son posibles para la remoción de gases ácidos del gas natural¹⁵:

- CO₂ cuando es el único contaminante del gas
- H₂S cuando es el único contaminante del gas
- Remoción del CO₂ y H₂S simultáneamente.
- Remoción selectiva del H₂S cuando ambos (CO₂ y H₂S) están presentes en el gas

Existe una variedad de tecnologías para la remoción del gas ácido y la existencia de varias tecnologías conlleva a la selección efectiva de un proceso de endulzamiento. Esto es porque cada uno de los procesos tiene sus propias ventajas y limitaciones con relación a otras.

Algunos de los factores que se deben considerar antes de seleccionar un proceso de endulzamiento son lo siguiente:

- El tipo y la concentración de las impurezas y la composición de los hidrocarburos del gas.
- La presión y temperatura a la cual el gas amargo se encuentra. Altas presiones parciales (50 psi o mayor) de los gases ácidos favorecen el uso de solventes físicos, por otro lado, bajas presiones parciales de los gases ácidos favorecen la selección de las aminas.
- Las especificaciones de salida del gas (bajas especificaciones de salida favorecen a las aminas)
- El volumen de gas procesado.

¹⁵ Fundamentals of Natural Gas Processing, Kidnay – Parrish, 2006

- La selectividad requerida para la remoción del gas natural.
- El capital, costos de operación y ganancias porcentuales del proceso.
- Los reglamentos para el medio ambiente, incluyendo la regulación y disposición del aire contaminado por el uso de productos químicos considerados “peligrosos”.

En la Tabla 2.2 se detalla los procesos de endulzamiento para eliminar el CO₂ de la corriente del gas natural, el tipo de proceso al cual es sometido y el nombre comercial con que es conocido cada uno de los solventes físicos, químicos y mixtos.

Tabla 2.2. Métodos de Endulzamiento del Gas Natural con contenido de CO₂

Mecanismo de remoción de CO ₂	Tipo de proceso	Tecnología	Nombre comercial
Absorción Química	Regenerativo continuo	Aminas	MEA, DEA, MDEA, DIPA, DGA, solventes formulados
		Carbonato de potasio	Benfield, Catacarb, Giammarco-Vetrocoke, etc.
	No regenerativo, continuo (arreglo usual: lead/lag)	Hidróxido de sodio	
Absorción física	Regenerativo continuo	Solventes físicos	Selexol, Rectisol, Purisol, Fluor solvent, IFPexol, etc.
Absorción fisico-química	Regenerativo continuo	Solventes fisico-químicos	Sulfinol, Ucarsol LE 701, 702 & 703, Flexsorb PS, etc.
Adsorción física	Regenerativo continuo (secuencia de adsorción/desorción)	Tamices moleculares	Z5A (Zeochen), LNG-3 (UOP), etc.
Permeación	Continuo	Membranas	Separex, Cynara, Z-top, Medal, etc.

Nota: no se incluyen en este listado procesos de fraccionamiento (típicos de proyectos de recuperación asistida de petróleo donde se busca recuperar el CO₂ del gas para re – inyectarlo), cuyo rango de aplicación está fuera de los casos típicos de procesamiento del gas natural.

Fuente: Tierno y Bergel, Tecnologías de Endulzamiento 2008

Los procesos existentes son los siguientes¹⁶:

- ✚ Absorción química
- ✚ Absorción física
- ✚ Absorción fisico-química
- ✚ Adsorción física
- ✚ Fraccionamiento criogénico
- ✚ Permeado (Membrana)

A continuación, se detalla cada una de ellas:

2.3.1. ENDULZAMIENTO POR ABSORCIÓN QUÍMICA

También es usada una sal alcalina como alternativa a las alcano-aminas, el carbonato de potasio caliente, HPC o “Hot Pot”

La absorción química es un proceso basado en el contacto entre el gas a ser tratado (gas de alimentación) y una solución acuosa que contiene uno de los solventes. El ácido presente en la alimentación es un gas débil que reacciona con la alcano-amina (producto alcalino) o con una sal alcalina (en el caso de Carbonato de Potasio) para crear un Bisulfuro (con H_2S) y Bicarbonato (con CO_2).

2.3.1.1. ENDULZAMIENTO CON AMINAS

Los alcano-aminas utilizados en la industria de “endulzamiento” del gas son:

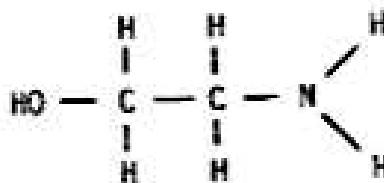
- Monoetanolamina o MEA
- Diglicolamina o DGA
- Dietanolamina o DEA
- Di-isopropanolamina o DIPA
- Metildietanolamina o MDEA
- Trietanolamina o TEA

¹⁶ Fundamentals of Natural Gas Processing, Kidnay and Parrish, 2006

MONOETANOLAMINA (MEA)

También conocidas como Amina primaria (Figura 2.7); las soluciones de monoetanolaminas son apreciablemente más corrosivas que las soluciones con otras aminas, especialmente si la concentración de aminas excede el 20%¹⁷. Debido a estos problemas de corrosión, la carga de gas ácido se debe limitar entre 0,30–0,35 moles de gas ácido por moles de amina en equipos de acero de carbón.

Figura 2.7. Estructura molecular de la Monoetanolamina



Fuente: Campbell, Gas Conditioning and Processing, 2000

La MEA es la base más fuerte de todas las aminas, por tanto, la MEA es la que reacciona más rápido con el gas ácido. Esta amina al tener un bajo peso molecular arrastra más gas ácido que los demás con menor cantidad de solución de la MEA; además la MEA es químicamente estable por lo que minimiza la degradación de la solución¹⁸.

DIETANOLAMINA (DEA)

Conocido como Amina secundaria, recomendada para el tratamiento de altas cantidades de H₂S. Las soluciones acuosas de dietanolaminas se utilizaron por muchos años en el tratamiento de gases de refinería que normalmente contiene cantidades apreciables de COS y CS₂, además de H₂S y CO₂ (Figura 2.8).

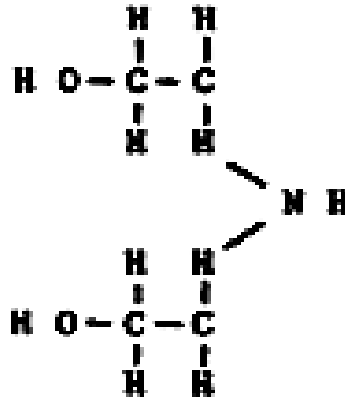
Las aminas secundarias son menos reactivas con COS y CS₂ que las aminas primarias y los productos de reacción son menos corrosivos que en el caso de la MEA. Entre las desventajas están: para recuperar la solución contaminada puede requerir una destilación al vacío. Otra desventaja es que las DEA se someten a numerosas reacciones irreversibles con el CO₂, formando productos de

¹⁷ Gas Purification Khol and Nielsen, 1997

¹⁸ (CAMPBELL, Gas Conditioning and Processing, 2000)

degradación corrosivos, y por esta razón, las DEA no son una buena opción para el tratamiento de gases que contienen altas concentraciones de CO₂.¹⁹

Figura 2.8. Estructura molecular de la Dietanolamina

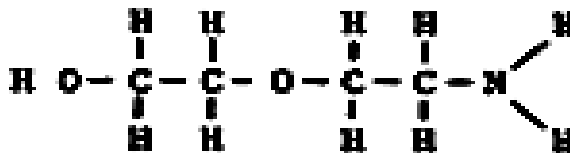


Fuente: CAMPBELL, Gas Conditioning and Processing, 2000

DIGLICOLAMINA (DGA)

Diglicolamina (DGA) o Amina primaria, este solvente es, en muchos aspectos, similar a las monoetanolaminas excepto por su baja presión de vapor (Figura 2.9). Esto permite que se pueda utilizar en mayores concentraciones (50 – 70%) disminuyendo su caudal de circulación y el consumo de vapor. Las DGA son particularmente útiles para purificar grandes volúmenes de gas a bajas presiones ya que puede operar a temperatura ambiente y puede producir gas endulzado a moderadas presiones. Al ser una amina secundaria, mantiene la misma ventaja de concentraciones bajas en el gas ácido residual para la regeneración de solución como la DEA.

Figura 2.9. Estructura molecular de la Diglicolamina



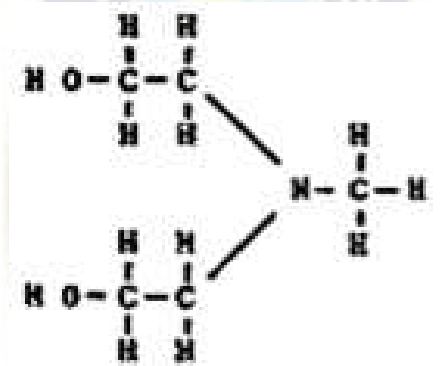
Fuente: CAMPBELL, Gas Conditioning and Processing, 2000

¹⁹ (CAMPBELL, Gas Conditioning and Processing: Gas and Liquid Sweetening, 1982)

METILDIETANOLAMINA (MDEA)

Metildietanolamina (MDEA) o Amina terciaria (Figura 2.10). Remueve selectivamente el H₂S y aplicado para remover grandes volúmenes de CO₂. Debido a su baja presión de vapor, la MDEA puede ser usada en concentraciones entre 20 – 50 % en peso, sin pérdidas por evaporación apreciables. Además, como son poco corrosivas pueden tener cargas de gas ácido entre 0,7 – 0,8 moles de gas ácido por moles de aminas en equipos de acero al carbón. Otras ventajas de estas aminas sobre las primarias y secundarias incluyen: bajos calores de reacción (alrededor de 600 BTU/lb CO₂ y 522 BTU/lb H₂S) y alta resistencia a la degradación térmica y química.

Figura 2.10. Estructura molecular de la Metildietanolamina



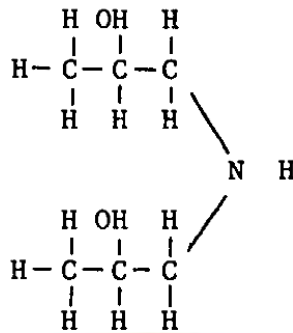
Fuente: CAMPBELL, Gas Conditioning and Processing, 2000

Las MDEA han aumentado su importancia como solventes no selectivos para la remoción de altas concentraciones de gas ácido, especialmente de CO₂, debido a sus bajos requerimientos energéticos, su alta capacidad, excelente estabilidad. Su principal desventaja es la baja velocidad de reacción (y por lo tanto de absorción) con CO₂. La adición de una amina primaria o secundaria, tales como MEA o DEA, aumenta la velocidad de absorción sin disminuir las ventajas de la MDEA.

DI-ISOPROPANOLAMINA (DIPA)

Es una amina secundaria, este componente ha sido utilizado conjuntamente con un solvente orgánico. La DIPA se caracteriza por tener bajos requerimientos de vapor para la regeneración de la solución y no ser corrosivo. Este solvente (Figura 2.11) es utilizado principalmente para la remoción de sulfuro de carbonilo.

Figura 2.11. Estructura química de la Di-isopropanolamina

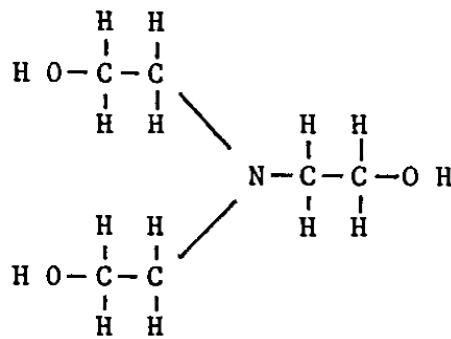


Fuente: CAMPBELL, Gas Conditioning and Processing, 2000

TRIETANOLAMINA (TEA)

La TEA es una amina terciaria altamente selectiva hacia el H₂S (Figura 2.12), ya que la reacción con el CO₂ es muy lenta, y desde luego la formación de bicarbonatos y carbonatos es también lenta. A causa de los problemas tradicionales que existe para conseguir las especificaciones de venta, la TEA no es usada para el endulzamiento del gas²⁰.

Figura 2.12. Estructura química de la trietanolamina



Fuente: CAMPBELL, Gas Conditioning and Processing, 2000

2.3.1.2. PROPIEDADES FISICAS Y QUIMICAS DE LAS AMINAS

La magnitud de los calores de reacción exotérmica, es importante conocerlo porque es dato importante para la regeneración de la amina. Por lo que, un bajo calor de reacción se traduce como

²⁰ (CAMPBELL, Gas Conditioning and Processing, 2000)

un requerimiento mínimo de energía de regeneración. La Tabla 2.3. indica los valores aproximados de los calores de reacción de las aminas. El calor de reacción que presenta cada amina es un factor que influye mucho en la elección de la amina a usar, a más calor de reacción mayor energía para la regeneración se requerirá.

Tabla 2.3. Valores Promedio de los calores de reacción^a de los gases ácidos en soluciones de amina.

AMINA	CALOR DE REACCIÓN	
	H ₂ S, Btu/lb (KJ/kg)	CO ₂ , Btu/lb (KJ/kg)
MEA	610(1420)	825(1920)
DEA	555(1290)	730(1700)
DGA	674(1570)	850(1980)
MDEA	530(1230)	610(1420)

^a Los calores de reacción refieren tanto a los calores de solución de reacción; cómo podemos ver en la tabla la reacción con MDEA genera menos calor de reacción, lo que significa menos energía para la regeneración de la amina.

Fuente: *Fundamentals of Natural Gas Processing, Kidnay and Parrish.*

La Tabla 2.4. muestra la capacidad de absorción y algunas propiedades fisico-químicas de las aminas comúnmente utilizadas para el proceso de remoción del gas ácido²¹. Además, se muestra la temperatura de congelación de las aminas, por ejemplo, el MDEA tiene una temperatura de congelación de -21 °C; por lo que no se requiere el calentamiento previo del gas para el endulzamiento del gas. La MEA, debido a su peso molecular bajo, reacciona rápidamente con el gas ácido liberando mayor calor de reacción.

En fin, las propiedades fisicoquímicas mostradas en la anterior tabla, permitirán seleccionar la amina más apropiada según las condiciones de operación a la cual se someterá el gas a tratar - además de la composición inicial del gas para cumplir con las especificaciones de venta del gas natural.

²¹ Campbell & Maddox, Gas Conditioning and Processing, 2007

Tabla 2.4. Propiedades físico-químicas de las aminas

	MEA	DEA	DGA	DIPA	MDEA
	HOC₂H₄NH₂	(HOC₂H₄)₂NH	H(OC₂H₄)₂NH₂	(HOC₃H₆)₂NH	(HOC₂H₄)₂NCH₃
Peso molecular	61,08	105,14	105,14	133,19	119,17
Teb. @ 760 mmHg °C/°F	170/338,9	269 / 516	221 / 430	249 / 480	247 / 477
T congela- miento °C/°F	10,5 /50,9	28 / 82,4	-12 / 9,5	42 / 107	-21 / -5,8
Densidad a 20°C., g/cc	1,018	1,095	1,058 a 60°F	0,999 a 30°C	1,0426
Cp a 60 °F, BTU/lb-°F	0,608 a 68°F	0,6	0,571	0,69 a 30°C	---
Viscosidad, Cp	24,1 a 68°F	350 a 68°F	40 a 60°F	870 a 86°F	101 a 20°C
Pv @100°F, mmHg	1,05	0,058	0,16	0,01	0,0061
Calor de vaporización, BTU/lb	355 a 760 mmHg	288 a 73 mmHg	220 a 760 mmHg	N/D	N/D
Capacidad de relación, %	100	58	58	46	51

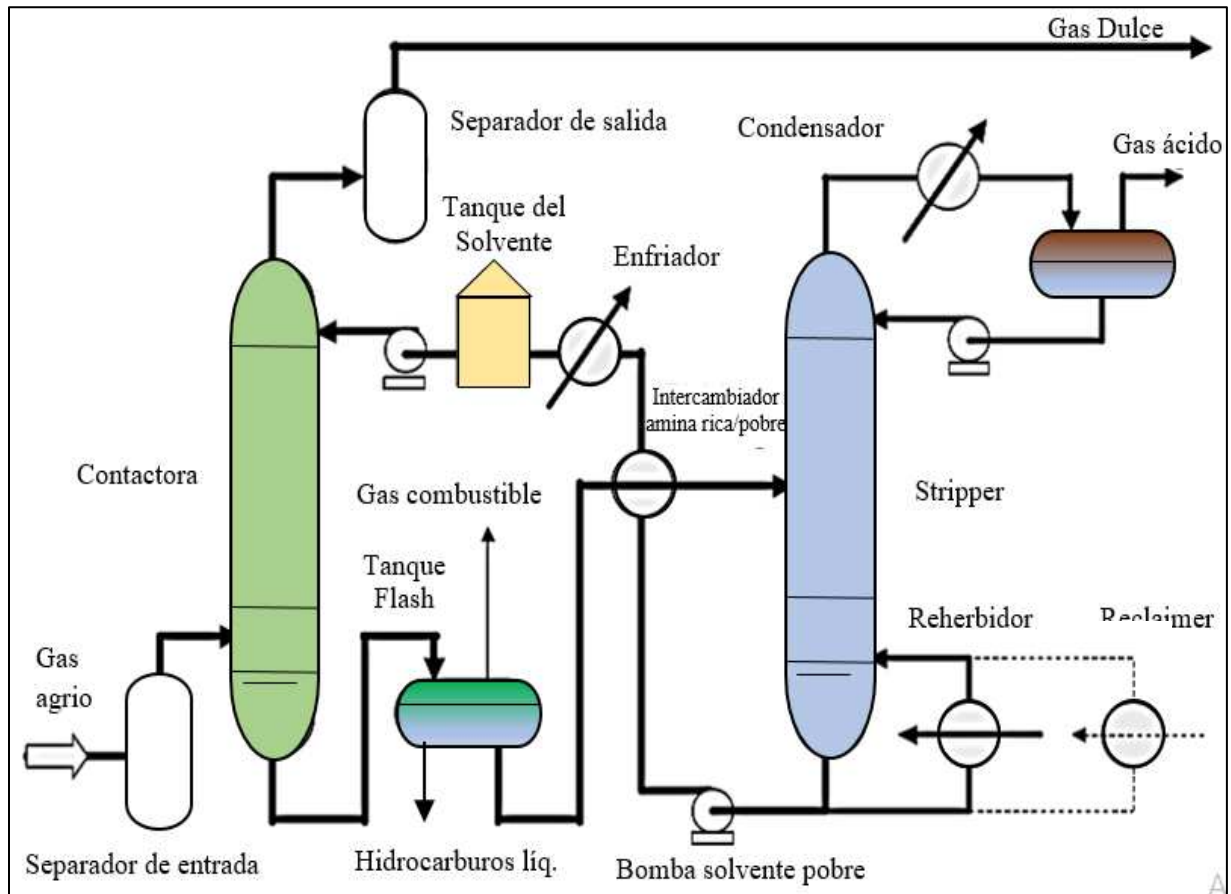
Fuente: Fundamentals of Natural Gas Processing, Kidnay and Parrish (2006).

2.3.1.3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE LAS AMINAS

El gas de alimentación (gas agrio) que contiene H₂S y/o CO₂, primeramente, debe entrar a la planta a través del separador de entrada (o “slug catcher” del gas de alimentación) para retirar los líquidos libres o partículas sólidas presentes (Figura 2.13) para evitar que la presión de operación y/o disminuye la temperatura contacto. El gas del separador entra por el fondo de la torre absorbedora (contactora) y fluye hacia arriba a través de la columna en contra corriente y en contacto con la solución acuosa de amina (solución de amina pobre), se aconseja que la solución de amina entre a la torre con 10 °F por encima de la temperatura a la cual entra el gas a la torre, para evitar el arrastre de líquidos.

En la columna ocurre una reacción química exotérmica entre la amina y el gas agrio. Esto aumentara la temperatura del gas tratado (gas dulce) el cual sale por el tope de la columna, mientras que la solución de aminas cargada con gas acido, (solución rica) sale por el fondo de la columna.

Figura 2.13. Diagrama típico de endulzamiento del gas por absorción química



Fuente: Mokhtab & Poe, Handbook of gas natural transmission & processing, 2da Ed.,2006

El gas tratado es manejado por un separador (“tanque flash” del gas tratado) para recolectar el hidrocarburo líquido y el gas combustible para el funcionamiento de la planta, antes de su recorrido aguas abajo.

La solución rica de amina que sale de la columna de absorción es generalmente conducida al separador de aminas. Este recipiente (que opera a una presión entre 7 y 15 bar.) permite la recuperación de hidrocarburos disueltos en solución y gas combustible para evitar la formación de espuma en el sistema de regeneración de amina. El gas combustible del Separador de Aminas (Amine Flash Drum), generalmente es usado dentro de la planta como un sistema de energía.

La solución rica que sale de separador de Amina pasa a través de un intercambiador de calor, lo cual facilita la desorción del gas de la solución. Además, se aprovecha el calor de la amina pobre regenerada, disminuyendo así el requerimiento energético del reboiler (rehervidor) del sistema de regeneración. El intercambiador trabaja a una presión menor que la del tanque flash, esto produce que a medida que se calienta la amina rica libere gases ácidos, tal situación se debe evitar ya que el sistema se vuelve muy corrosivo. Para disminuir este efecto se puede colocar una válvula de control que regule el flujo de salida del intercambiador para que este opere a la misma presión que el tanque flash.

Posteriormente la solución rica es llevada a la presión de operación de la regeneradora (generalmente entre 1.2 y 2 bar.), es una columna de fraccionamiento (con platos o empaque) unida a un condensador (usando agua o aire como medio de enfriamiento) y a un calentador. La solución regenerada proveniente del calentador (en su punto de ebullición a la presión de la regeneradora) a temperatura generalmente entre 110° y 130°C, es conducida de regreso al intercambiador de calor de Aminas.

El producto tope de la regeneradora es una mezcla de gas de vapor de agua/ácido. Esta corriente es manejada por el condensador, en donde el vapor es condensado para generar un reciclo para la regeneradora. Utiliza agua o aire como medio de enfriamiento y es típicamente un intercambiador de calor de tipo tubo/carcaza. Para recolectar el agua condensada y el ácido sulfhídrico gaseoso proveniente del condensador se instala un recipiente de reciclaje. La corriente de gas de dicho recipiente es conducida al sistema de desecho de gas ácido, mientras que el agua es enviada a las bombas de reciclaje.

La temperatura de la solución pobre que abandona el intercambiador de Aminas es generalmente muy diferente de la temperatura del gas de alimentación. Una alta temperatura de la solución pobre resultara en un arrastre pobre de ácido sulfhídrico gaseoso por la solución y mayor pérdida de agua (mayor temperatura del gas tratado). Para enfriar la solución se provee un enfriador de solución pobre (utilizando un intercambiador de calor que usa agua o aire como medio refrigerante).

Las bombas de circulación sirven para enviar la solución pobre enfriada de regreso al absorbedor. Las impurezas solidas como el sulfito de hierro, el óxido de hierro, arena y polvo de las tuberías deben ser retiradas de la solución, a fin de prevenir la erosión y la espuma, por lo tanto, la filtración

de la solución es obligatoria. Un filtro mecánico (filtro principal) es normalmente colocado en la corriente de la solución pobre que va al absorbedor después de salir del intercambiador de aminas. Se puede añadir un filtro de carbón activado aguas abajo del filtro principal para remover los productos no retenidos por este últimos (tales como hidrocarburos de alta densidad, agua, compuestos solubles, agentes que contribuyen a la formación de espuma, etc.).

La tasa de flujo del filtro de carbón activado puede ser menos que el flujo del filtro principal. A fin de remover las partículas de carbón es necesario instalar un filtro “Polishing” adicionales aguas abajo del filtro de carbón activado.

Un tanque de almacenamiento de amina con sistema de bombas debe ser instalado para conducir la solución almacenada a la unidad.

Una cierta cantidad de agua es perdida constantemente durante la absorción y etapas de regeneración (debido a la reacción química exotérmica entre la solución y el ácido sulfhídrico gaseoso y debido a que el mismo se encuentra en la regeneradora, está saturado de agua a baja presión). Para completar estas pérdidas de agua de la solución, se requiere de un sistema de agua desmineralizada.

2.3.1.4. PROBLEMAS OPERACIONALES EN EL USO DE LAS AMINAS

Las aminas actualmente son el método mas usado para la remocion de gases acidos; pero como cualquier tecnologia presenta ciertos problemas operacionales, las de mayor consideración son las siguientes:

CORROSIÓN. Los productos que se crean cuando se degrada la amina pueden acumularse en ciertas partes de la instalacion, provocando la corrosión. Normalmente las plantas de absorción de CO₂ (equipos y tuberías) se construyen básicamente de acero al carbono, por lo que es necesario limitar la temperatura de regeneración y las concentraciones de absorbente y CO₂ en el gas para poder trabajar con este material. En ausencia de inhibidores de corrosión, la reacción irreversible de corrosión del acero sigue un mecanismo electroquímico y depende fundamentalmente de la temperatura. Los lugares mas propensos a la corrosion son el reherbidor, el intercambiador de calor (amina-amina) y el regenerador, debido a las temperaturas elevadas que se manejan.

FORMACIÓN DE ESPUMA. Un repentino incremento en la presión a través del absorbedor indica formación de espuma. Cuando esto ocurre, existe un contacto pobre entre el gas y la solución endulzadora utilizada. El resultado es una reducción en la capacidad de tratamiento y de la eficiencia del endulzamiento. Por lo que no se pueden satisfacer las especificaciones del gas tratado. Entre los principales problemas que causa podemos citar²²:

- Aumento en las pérdidas de amina.
- La amina puede salir por el tope de la torre.
- Producto fuera de especificaciones.
- Reduce la eficiencia de la absorción.
- Produce corrosión.
- Aumenta el consumo de energía.
- Contaminación de los procesos aguas abajo de la planta.

Como causas principales de la formación de espuma en la remoción de gases ácidos con aminas tenemos

- Sucio o fragmentos metálicos en la solución.
- Presencia de hidrocarburos líquidos en el sistema.
- Exceso de productos de degradación en la solución.
- Velocidades muy altas del gas y de los líquidos.
- Formación de sales térmicamente estables.
- Mala selección del antiespumante o no se agregó lentamente
- Los filtros de papel o químicamente tratados pueden producir espuma en la solución.
- El petróleo, los productos que se utilizan para remover el petróleo pueden producir espuma.
- La lana virgen de los filtros y los blanqueadores del algodón pueden producir espuma, si el fabricante no sabe preparar el cartucho, antes de usarlo.
- Problemas de tipo mecánico.

La presencia de espuma en el regenerador, puede deberse también al uso excesivo de antiespumante, y a las altas emisiones de H₂S.

²² (MARTINEZ, 2006)

2.3.1.5. SOLVENTES FORMULADOS MIXTOS

Su popularidad se debe principalmente a la reducción del tamaño de los equipos y ahorros de energía sobre cualquiera de las otras aminas. Todas las ventajas de la MDEA aplican para los solventes formulados, usualmente en mayor grado. Algunas formulaciones son capaces de deslizar grandes porciones de CO₂ de alimentación a la corriente de gas de salida al mismo tiempo que se remueve H₂S a menos de 4 ppmV. Estas formulaciones también están disponibles para remover CO₂ en plantas de amoníaco. Algunos de los beneficios que tienen estos solventes son:

Para plantas nuevas:

- ✓ Reducción de la corrosión.
- ✓ Reducción de la tasa de circulación.
- ✓ Menores requerimientos de energía.
- ✓ Equipos más pequeños debido a la reducción de las tasas de circulación.

Para plantas existentes:

- ✓ Incremento en la capacidad.
- ✓ Reducción de la corrosión.
- ✓ Menores requerimientos de energía y reducción de las tasas de circulación.

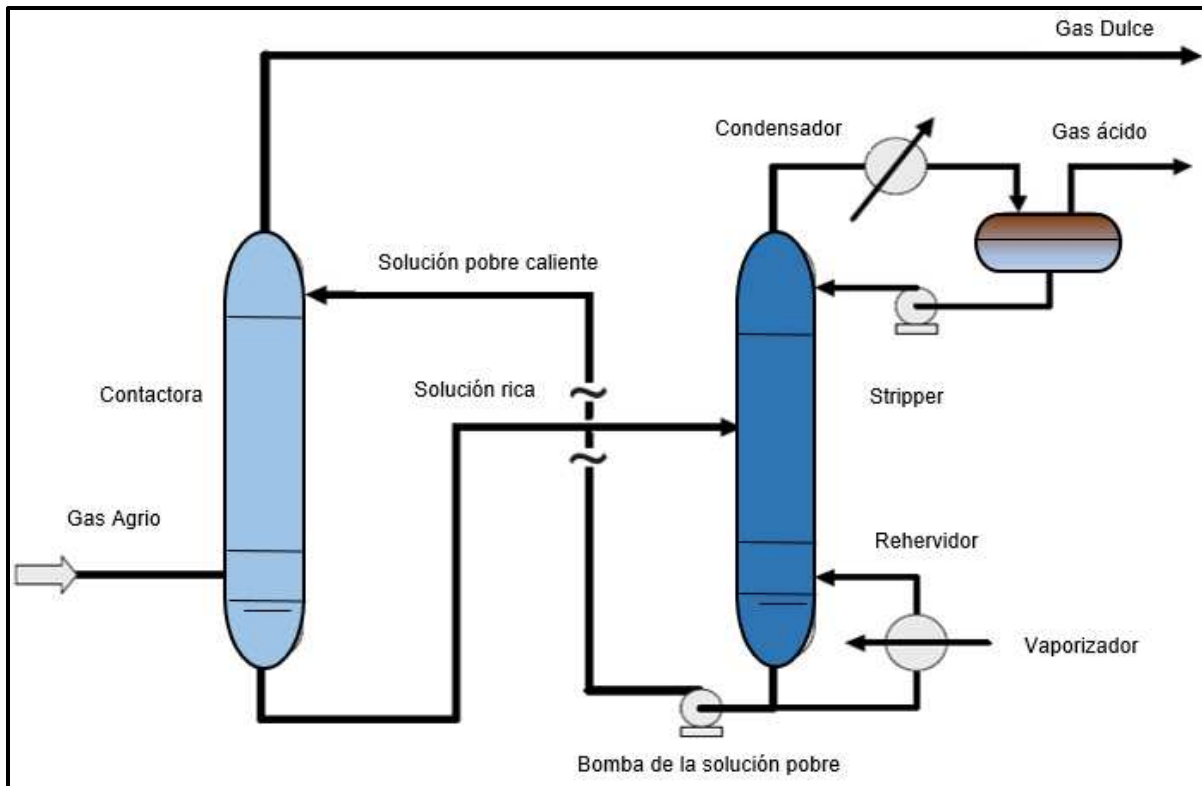
Los solventes formulados son propiedad de suplidores específicos que ofrecen el producto. Algunas compañías que ofrecen el producto son Dow Chemical Company, que ofrece un solvente bajo el nombre GAS/SPECTM, Huntsman Corporation que ofrece el solvente denominado TEXTREATM y la Unión Carbide Corporation, que ofrece la familia de solventes formulados denominada UCARSOLTM (empresa adquirida posteriormente por Dow Chemical Company).

2.3.1.6. ENDULZAMIENTO CON CARBONATO DE POTASIO²³

El proceso básico emplea una solución acuosa de carbonato de potasio (K₂CO₃). El contactor y el despojador operan a temperaturas en el rango de 230- 240°F.

²³ GPSA Engineering Data book, 12va ed. 2004

Figura 2.14. Proceso con carbonato de potasio: de una sola etapa



Fuente: GPSA Engineering DataBook, 2004

El proceso no es adecuado para corrientes de gas que contienen sólo H_2S . Si se va a remover H_2S hasta especificaciones de venta o se requieren bajas especificaciones de salida de CO_2 , diseños especiales o un sistema de dos etapas deben ser utilizados. Los procesos de carbonato de potasio son eficaces para la eliminación de sulfuro de carbonilo y di sulfuro de carbono.

Existen tres variaciones básicas del proceso con carbonato de potasio. Éstas son:

Proceso de una sola etapa: El carbonato se bombea a la parte superior de un relleno o en la bandeja del contactor, donde hace contacto con la corriente de gas (Figura 2.14). La solución rica fluye hacia el despojador, en donde los gases ácidos se eliminan con vapor de agua. La solución magra se bombea de regreso al contactor para completar el ciclo.

Proceso de flujo dividido: En este proceso la corriente de la solución magra se divide. La solución caliente se introduce en el medio del contactor para la remoción. El resto se enfría para mejorar el equilibrio y se alimenta a la parte superior del contactor para la extracción de gas ácido.

Proceso de dos etapas: En este proceso el contactor es similar al del proceso de flujo dividido. Además, el despojador se divide en dos secciones. Una parte importante de la solución se retira en el punto medio del despojador y se bombea a la parte inferior del contactor. El resto es despojado con vapor y luego se enfría antes de entrar en la parte superior del contactor.

Numerosas mejoras se han hecho para el proceso de carbonato de potasio resultando una reducción significativa en el capital y gastos de funcionamiento. Al mismo tiempo, actualmente se pueden lograr menores concentraciones de gases ácidos. Los más populares de estos procesos son: **Proceso Benfield y Proceso Catacarb.**

2.3.2. ENDULZAMIENTO POR ABSORCIÓN FÍSICA

La absorción física es altamente dependiente de la presión del gas de alimentación o a la presión parcial del H_2S gaseoso presente en el gas de alimentación proveniente del pozo. Los solventes utilizados para la remoción de ácidos gaseosos o el CO_2 , tienen una fuerte afinidad con el agua, por tanto, el solvente endulza y seca el gas simultáneamente, sin embargo, el solvente a base de agua requiere de una columna de deshidratación o despojamiento para remover el agua absorbida. La eficiencia de la absorción física aumenta cuando la presión de operación se incrementa y/o la temperatura de la operación decrece. Por lo que a veces es necesario mecanismo externo de refrigeración (por ejemplo un ciclo de propano). La regeneración del solvente (despojamiento) es usualmente acompañada por un separador flash a una presión más baja que la de absorción con una entrada moderada de calor (la eficiencia de la operación de despojamiento se incrementa cuando decrece la presión de operación y/o incrementa la temperatura de operación). Los bajos requerimientos de calor en la etapa de regeneración del solvente se deben al bajo calor de absorción. Los procesos físicos tienen alta afinidad por los hidrocarburos pesados. Por lo que es necesario que el gas a tratar este exento de hidrocarburos pesados C_3+ .

Ventajas:

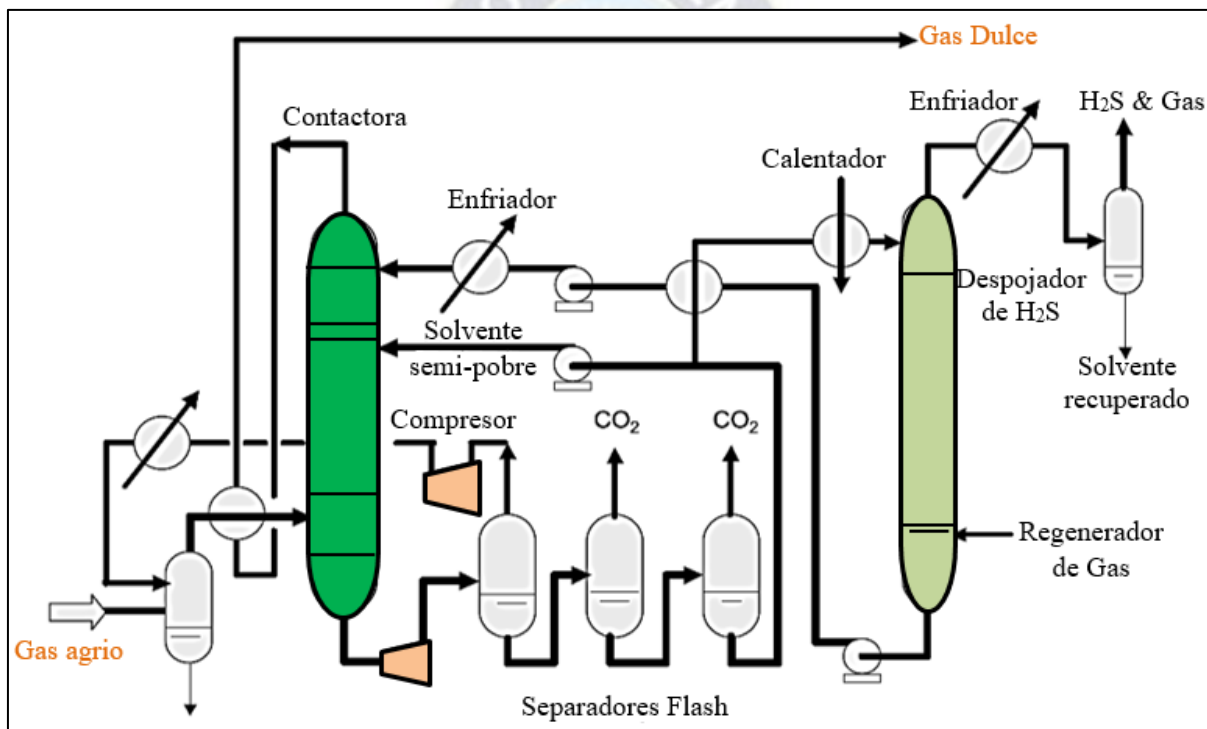
- ✓ Bajo consumo de energía.
- ✓ Regeneración a bajas temperaturas.
- ✓ Selectivo al H_2S .
- ✓ Remueve COS , CS_2 .

Desventajas:

- ✓ Limitación para bajas presiones parciales del gas ácido (< 50 PSI)
- ✓ Limitado bajas cantidades de hidrocarburos pesados.
- ✓ No siempre cumple con especificación requerida.

El diagrama de flujo y los equipos requeridos por una licencia pueden variar de acuerdo al nivel de recuperación de Ácido Sulfhídrico gaseoso que se necesite y a las condiciones de operación. En la Figura 2.15. se presenta el esquema típico del proceso de absorción física:

Figura 2.15. Esquema típico de la absorción física



Fuente: GPSA Engineering DataBook, 2004

Algunos procesos ya patentados y con referencias industriales en el endulzamiento de gas son los siguientes²⁴: Fluor, Selexol, Purisol y Rectisol.

FLUOR SOLVENT (Carbonato de Polipropileno): Este utiliza Carbonato de propileno para remover CO₂, H₂S, C₂⁺, COS, CS₂, y agua del gas natural, de manera que, en un paso, el gas

²⁴ GPSA Engineering Databook, 2004

natural puede ser endulzado y deshidratado. El Fluor® es usado para remover CO₂ por debajo del 3% y bajos niveles de H₂S, menos que 20 ppmV. El Fluor® puede operar a bajas temperaturas sin que el solvente llegue a ser muy viscoso para la buena transferencia de masa. La temperatura de operación está limitado entre 0 – 149°F.

Selexol®²⁵: Este proceso utiliza un solvente físico hecho de dimetil éter de polietilenglicol (DEPG) como solvente. El disolvente es selectivo para RSH, CS₂, H₂S, y otros compuestos de azufre. El selexol es muy soluble con el agua e hidrocarburos pesados, por lo que se puede ajustar el punto de rocío. Según el proveedor, no se forman productos de degradación, así como no se requiere la recuperación del solvente. Dependiendo de los requerimientos, la presión de operación puede ser tan baja como la ambiente, aunque se prefiere una presión más alta. La temperatura de funcionamiento varía de 0°F a la temperatura ambiente. En el proceso de selexol, en algunas ocasiones es necesario reducir la temperatura para incrementar la solubilidad del gas ácido y reducir el flujo de circulación del solvente.

Purisol® y Rectisol®²⁶: Lurgi Gesellschaft desarrollo dos solventes físicos para la remoción de gas ácido. El Rectisol® usa una solución refrigerada del metanol como solvente mientras el Purisol® es un proceso que utiliza N-Metil-2-pirolidon (NMP).

El Rectisol ha sido usado primeramente en tratamientos de gas de síntesis para la remoción del CO₂, aunque hubo resultados positivos en la remoción de CO₂ en instalaciones de GNL. El Purisol es un solvente que remueve H₂S, CO₂, RSH y agua, la ventaja del solvente es que es altamente selectiva por el H₂S, COS no es soluble como el H₂S, pero es hidrolizado por el NMP.

El esquema de flujo del Purisol® es similar al del Selexol®. El proceso puede ser operado a temperatura ambiente o por debajo de los 5° F, por tanto no requiere un calentamiento del gas para la remoción de los gases ácidos de la corriente de alimentación. Si bien son efectivos los solventes físicos para la remoción de gases los gases ácidos presentes en el gas extraído del fondo de pozo, el costo de adquisición es un factor importante a considerar antes de la utilización de estos solventes, ya que estos solventes están patentados por las compañías Lurgi Gesellschaft, DOW o la UOP.

²⁵ Handbook of Gas Natural Transmission and Processing, Mokhatab and Poe.

²⁶ Handbook of gas natural Transmission and Processing, Mokhatab; Gas Conditioning and Processing, Campbell

Tabla 2.5. Características de los solventes físicos

Procesos de Tratamiento con Solventes Físicos				
	DEPG (Selexol™)	Metanol (Rectisol®)	NMP (Purisol®)	PC (Fluor Solvent™)
Capacidad de Remoción (***)	Tiene la preferencia de reaccionar con el H ₂ S antes que con el CO ₂ .	Remueve selectivamente el H ₂ S y puede ser utilizado para la recuperación del CO ₂ .	Tienen la preferencia de reaccionar con el H ₂ S antes que con el CO ₂ .	
Especificación de Salida (ppmV) (#)	H ₂ S: < 1		CO ₂ : < 2% en volumen	
Corrosividad (MPY) (*)	Baja corrosividad o no corrosivos (Corrosividad ≤ 3 MPY).			
Referencias en Plantas de Gasificación (**)	Escasas referencias industriales en plantas de gasificación orientadas hacia la síntesis química.	Amplia gama de ref. industriales en plantas de gasificación orientadas a la síntesis química.	Escasas referencias industriales en plantas de gasificación orientadas hacia la síntesis química.	
Presión de Vapor del Solvente (mmHg a 25 °C) (***)	0,0007	0,085	0,4	125
Viscosidad a 25 °C (cP) (***)	5,8	3	1,65	0,6
Gravedad Específica a 25 °C (kg/m³) (***)	1030	1195	1027	785
Peso Molecular (***)	280	102	99	32
Punto de Congelación (°C)	-28	-48	-24	-92
Punto de Ebullición a 760 mmHg (°C) (***)	275	240	202	65
Conductividad Térmica (Btu/h·ft·°F) (***)	0,11	0,12	0,095	0,122
Máxima Temperatura de Operación (°C) (***)	175	65		

Nota: (*): Aminas & plasticizers (1991), (**): FSA Pacific, Inc (2002), (***): Bryan Research & Engineering, Inc. (2008), (#): especificaciones de salida en ppmV

Fuente: Mukhtar & Shimekit, Handbook of Natural Gas "Processing and Transmission", 2002

En la Tabla 2.5 se presenta las características de cada uno de los solventes físicos usados para el endulzamiento del gas natural; estos solventes son utilizados mayormente para la extracción del H₂S del gas natural.

Tabla 2.6. Características principales de los solventes físicos y químicos para el proceso de absorción para la remoción del gas ácido

	ABSORCIÓN QUÍMICA		ABSORCIÓN CON SOLVENTES FÍSICOS
	Alcano-amina	Carbonato inorgánico	
Tipo de absorbentes	MEA, DEA, DGA, MDEA, DIPA	K ₂ CO ₃ , K ₂ CO ₃ -MEA, K ₂ CO ₃ -DEA	Selexol, Rectisol, Purisol
Mecanismo de Absorción del CO₂	Reacción química CO ₂ : 2RNH ₂ +CO ₂ +H ₂ O↔(RNH ₃)+2CO ₃ (RNH ₃) ₂ CO ₃ +CO ₂ +H ₂ O↔2RNH ₃ HCO ₃	Reacción química CO ₂ : Na ₂ CO ₃ +CO ₂ +H ₂ O↔2NaHCO ₃	Disolución Física
Presión manométrica de operación, mmHg	Insensible a la presión	> 10,337.76	12,922.2-51,688
Temperatura de operación, °C	37.78-204.44	93.33-121.11	Temperatura ambiente
Recuperación del absorbente	Re-hervidor del Regenerador	Regenerador	Flash, Rehervidor, o en la torre regeneradora
Variables oscilantes (temperatura o presión)	Temperatura principalmente	Ambos, pero presión principalmente	Presión principalmente
Selectividad CO₂ Vs. H₂S	Solamente MDEA es selectivo por el H ₂ S	Puede ser selectivo por el H ₂ S	Algunos son selectivos por el H ₂ S
Costo	Alta	Media	Menos que media

Fuente: Natural Gas, Purification Technologies- Intech

En la Tabla 2.6 se detalla un resumen de las características principales de los solventes físicos y químicos, los mismos influyen en la selección final del método de endulzamiento.

2.3.3. ENDULZAMIENTO POR ABSORCIÓN FÍSICOQUÍMICA

El principio de este proceso radica en la combinación del alto poder de absorción de las aminas (absorción química) y el bajo requerimiento de energía de un solvente físico (absorción física).

Características

La regeneración del solvente se logra por separación en etapas múltiples y fraccionamiento. Estos solventes pueden remover todos los gases ácidos, incluso el COS, CS₂ y mercaptanos.

La selectividad hacia el H₂S se obtiene ajustando la composición del solvente y/o el tiempo de contacto. La solubilidad de los hidrocarburos de alto peso molecular no representa un grave problema para la eficiencia del proceso.

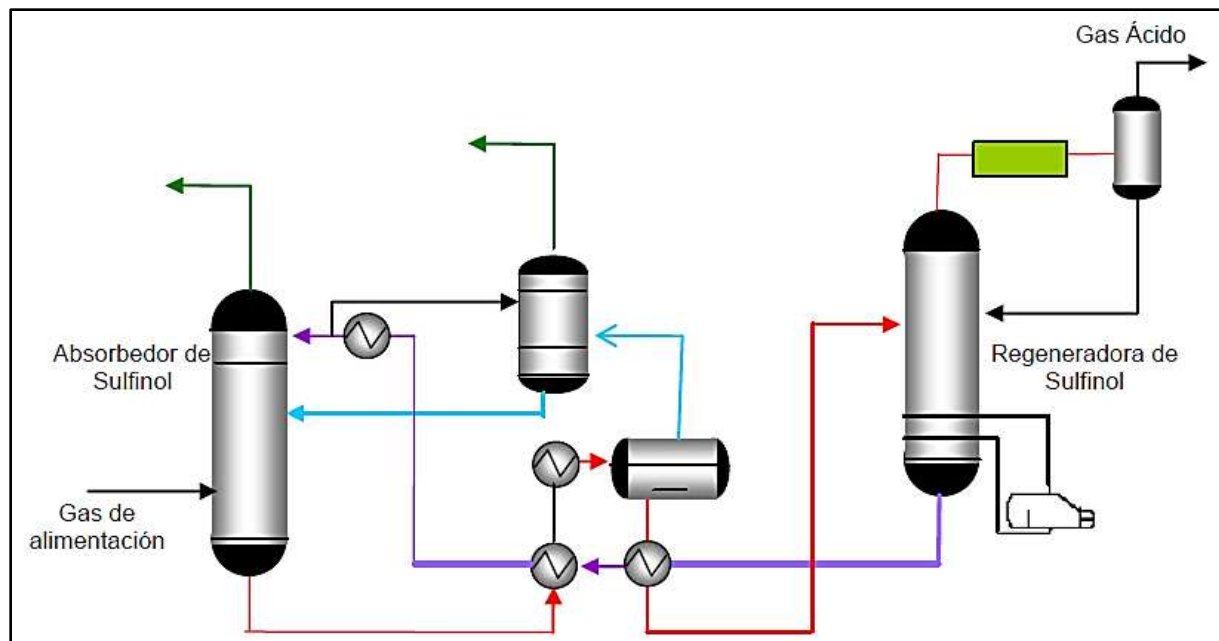
El proceso **SULFINOL** es el único con múltiples referencias industriales. SHELL es la compañía dueña de la licencia de este proceso, el cual se encuentra basado en el uso de una mezcla acuosa de alcano aminas. (Di-isopropanolamina o Metildietanollamina) y Sulfolano (Dióxido de Tetrahidrotiofeno).

El proceso es el mismo que el de las aminas, el gas de alimentación entra por el fondo del absorbedor y entra en contacto (en contracorriente) con el solvente que desciende desde el tope de la columna. El gas tratado sale por el tope del absorbedor, mientras que el solvente rico sale por el fondo y es enviado a un separador. La solución rica que abandona el separador (flash) es precalentada en un intercambiador a la presión de ciclo de regeneración.

El producto que sale por el tope de la regeneradora (Ácido Sulfhídrico gaseoso y vapor de agua) es condensado (mediante enfriamiento por agua o por aire) y recolectado en el recipiente de reflujo. El producto de cabeza del recipiente de reflujo es el gas ácido húmedo el cual puede ser conducido a una unidad de recuperación del azufre. El agua condensada del recipiente de reflujo es bombeada de regreso al tope de la columna para servir como reciclo.

En la Figura 2.16 se muestra el esquema del proceso de endulzamiento con el SULFINOL, cabe resaltar que los demás solventes físicos tienen la misma disposición en cuanto al esquema que se presenta a continuación:

Figura 2.16. Esquema del proceso de absorción físico-química SULFINOL



Fuente: Red Mountain Energy, 2008

La solución del SULFINOL puede solidificarse a temperaturas cercanas a los -2°C , por lo que se requiere un especial cuidado²⁷.

Ventajas:

- ✓ Exhibe excelentes capacidades para la remoción de H_2S y CO_2 . El sulfinol como la DEA tiene buena capacidad para remover gases ácidos a presiones bajas, de 100 a 300 psi.
- ✓ El Sulfinol puede remover COS, RSR y CS_2 sin degradación. La remoción de estos contaminantes es debida básicamente a la presencia del sulfolano.
- ✓ La remoción selectiva del H_2S es posible en algunos casos específicos, especialmente con relaciones $\text{CO}_2/\text{H}_2\text{S}$ altas y cuando no se requiere la remoción de COS, RSR o CS_2 .
- ✓ Bajo requerimiento de energía.
- ✓ Naturaleza de baja espuma y no corrosiva.
- ✓ Admite alta carga de gas ácido.
- ✓ Cierta remoción de compuestos de azufre.

²⁷ Ballard, 1992

Desventajas:

- ✓ No es un proceso comercial, Jacobs Nederland B.V., Leiden, The Netherlands, es uno de los tres proveedores de licencias autorizadas en nombre de Shell Research Ltd. desde 1981.
- ✓ El CO₂ degrada la DIPA, aunque el producto resultante se puede separar en un “rehervidor”. Generalmente en el proceso Sulfinol se usa un “rehervidor” que trabaja al vacío en lugar de un “rehervidor” atmosférico.
- ✓ Aunque el sulfolano no se degrada en el proceso de regeneración se pueden presentar pérdidas por evaporación.
- ✓ Debido a la presencia del sulfolano se presenta absorción excesiva de hidrocarburos pesados que pueden afectar el proceso de recuperación de azufre.
- ✓ Un problema en algunas plantas de sulfinol es la formación de un lodo tipo breña que bloquea intercambiadores y líneas. Este lodo se ha encontrado que se forma a temperaturas por encima de 160°F.

2.3.4. ENDULZAMIENTO POR ADSORCIÓN FÍSICA

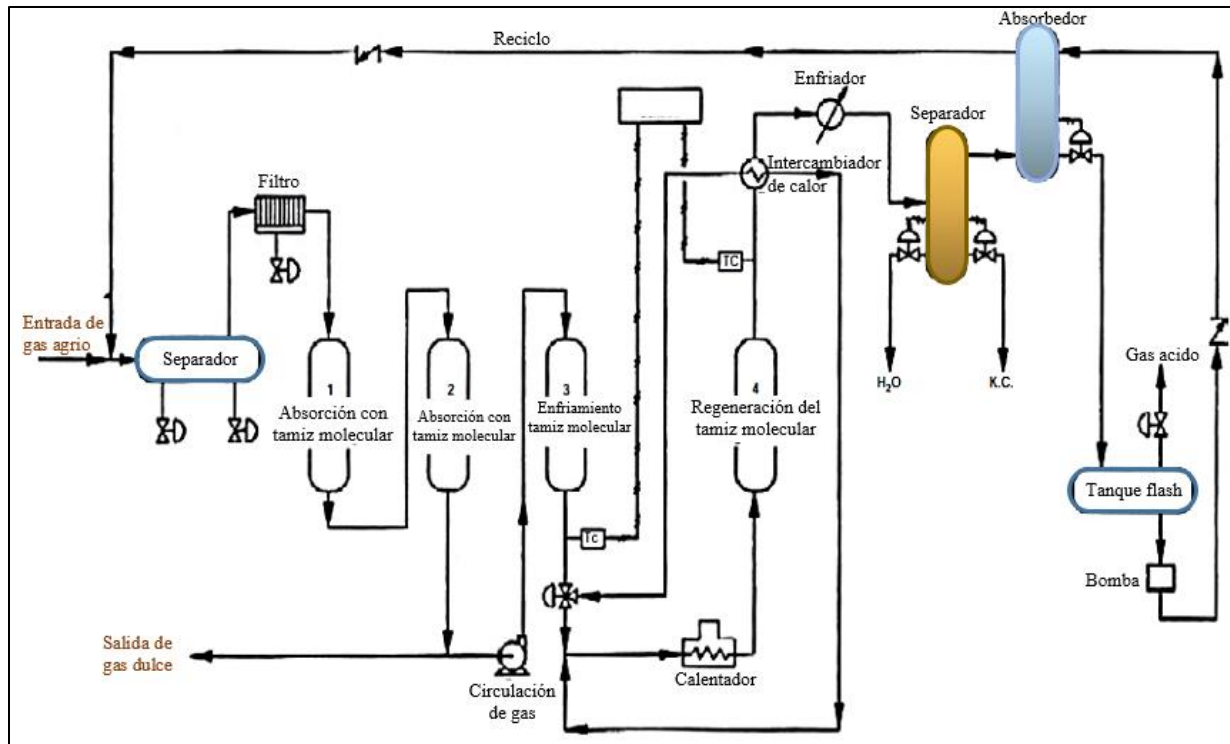
La adsorción física está relacionada al uso de tamices moleculares para la remoción de gases ácidos. Este proceso no es el indicado para la remoción de grandes cantidades de gases ácidos y solo puede ser usado para la remoción de trazas (en términos de ppm.) de H₂S y/o CO₂. Estos procesos tienden a ser altamente selectivos y normalmente no son utilizados para remover cantidades significativas de CO₂. Algunos de los procesos con sólidos son del tipo intermitentes y tienden a representar bajas inversiones y tener bajos costos de operación²⁸.

En el proceso de Adsorción la corriente de gas natural hace contacto con sustancia sólidas que tienen propiedades adsorbentes, las cuales se encuentran empacados dentro de las torres adsorbedoras reteniendo selectivamente las moléculas de los gases ácidos del gas tratado. La regeneración de los lechos secos se realiza mediante la aplicación de calor.

El proceso de endulzamiento a través de la adsorción, por lo general es utilizado en gases donde la presión parcial de los componentes ácidos es baja (Figura 2.17).

²⁸ Análisis técnico-económico para la selección de un proceso de endulzamiento, Medina Maria Alejandra

Figura 2.17. Diagrama de flujo de un proceso con tamiz molecular



Fuente: Mokhatab, Handbook of Natural Gas Transmission and Processing, 2006

2.3.4.1. CARACTERÍSTICAS PRINCIPALES DE LA ADSORCIÓN

Al igual que en un sistema de deshidratación los elementos de adsorción, tienen las siguientes características principales la cuales se detallan:

- ✓ Es altamente selectiva.
- ✓ Es un proceso rápido cuya velocidad aumenta cuando aumenta la temperatura, pero descende cuando aumenta la cantidad adsorbida.
- ✓ Es un proceso espontáneo.
- ✓ Dado que los procesos de adsorción son generalmente exotérmicos, al aumentar la temperatura disminuye la cantidad adsorbida.

Para la eliminación de los gases ácidos por este método, los elementos que se usan para el endulzamiento son los Tamices Moleculares, las Esponjas de Hierro, SULFATREAT y el óxido de zinc.

- **Tamices o mallas moleculares:**

Los procesos con mallas moleculares se realizan a presiones moderadas, (450 psi). Las mallas se regeneran circulando gas dulce caliente a temperaturas entre 300 y 400 °F. No sufren degradación química y se pueden regenerar indefinidamente; sin embargo se debe tener cuidado de no dañarlas mecánicamente pues esto afecta la estructura de los poros y finalmente la eficiencia del lecho. La principal causa de daño mecánico son los cambios bruscos de presión o temperatura cuando se pasa la contactora de operación a regeneración o viceversa.

Ventajas:

- ✓ Económicamente favorables para endulzar gases con bajo contenido de H₂S.
- ✓ Pueden ser muy selectivos y dejar casi el 100% de CO₂.
- ✓ Cuando hay presencia de agua pueden endulzar y deshidratar simultáneamente.
- ✓ No permiten el paso de hidrocarburos parafínicos o aromáticos que el gas pudiese contener

Desventajas:

- ✓ El gas que sale de la regeneración en algunos casos no se puede mezclar con los gases de combustión del proceso de incineración. Se puede formar COS en el tamiz molecular por reacción entre el CO₂ y el H₂S.
- ✓ Inconvenientes para los gases con alto contenido de CO₂, ya que puede quedar atrapado en los espacios activos de la malla y reducir la eficiencia.

- **Óxido de hierro o esponja de hierro:**

El óxido de hierro o “caja seca” es uno de los más antiguos métodos conocidos para la remoción de componentes de sulfuro en las corrientes de gas. El proceso más simple consiste en poner en contacto el gas ácido con óxido férrico hidratado, lo cual da como resultado la formación de sulfuro de hierro.

No hay un contenido fijo de gas ácido para el uso de los procesos de esponja de hierro. Taylor recomienda que si 10 ton o más de azufre recobrable se debe remover diariamente del gas, se debe utilizar un tratamiento de doble ciclo. Esto significa una remoción inicial con algún proceso de

endulzamiento con líquido seguido de una limpieza final con esponja de hierro. En casos de cantidades menores de H_2S , el recobro del azufre no se considera económicamente factible y la esponja de hierro podría ser una opción recomendable.

Un diagrama de flujo típico para un proceso de esponja de hierro a alta presión se muestra en la Figura 2.18. Sólo dos recipientes con contenido de óxido de hierro son mostrados, sin embargo, el número de recipientes puede oscilar entre uno y cuatro.

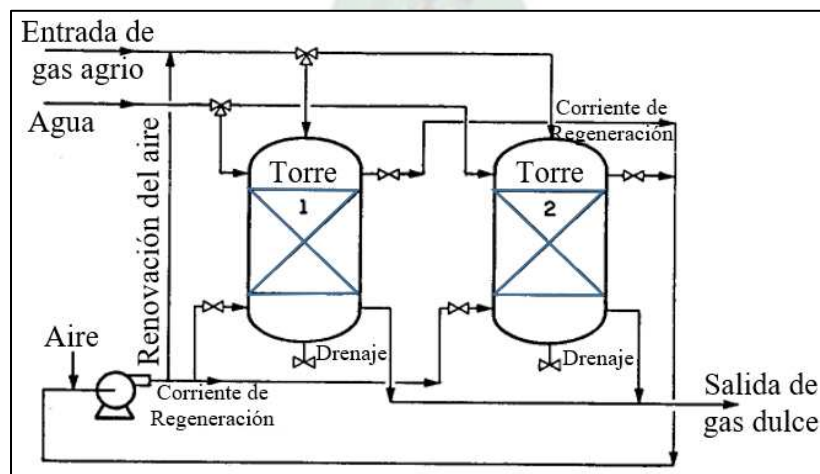
Ventajas

- ✓ Proveen remoción completa de concentraciones medias a bajas de H_2S sin remoción de CO_2 .
- ✓ Requieren bajas inversiones para volúmenes de gas bajos a moderados, comparados con otros procesos.
- ✓ Son efectivos a bajas presiones de operación.
- ✓ Pueden ser usados para remover mercaptanos o convertirlos en di-sulfuros.

Desventajas

- ✓ Son procesos intermitentes, lo cual hace que se requiera doble instalación o interrupción de flujo del gas procesado.

Figura 2.18. Diagrama típico del proceso de óxido de hierro



Fuente: Gas Conditioning and Processing, Campbell

- **Proceso Sulfatreat®:**

El proceso de Sulfatreat® es un proceso por batches que consiste en un lecho de reactivo del tipo granular recubierto de FeO_3 (denominado Sulfatreat®) contenido en un recipiente a presión. Durante el proceso, el gas ácido fluye a través del producto Sulfatreat®, de manera que el H_2S reaccione con el producto y forme un producto de residuo. La ventaja de este proceso radica en que el consumo del producto depende sólo de la cantidad de H_2S que pase a través del lecho, además de que el lecho no auto combustiona. La principal desventaja de este proceso es que el lecho no es regenerable y en él se produce una cantidad considerable de desechos.

2.3.5. ENDULZAMIENTO POR PERMEABILIDAD (MEMBRANAS)

Los sistemas de membranas son aplicados para remover el CO_2 y trazas de H_2S , así como vapor de agua presente en el gas de alimentación. Si la concentración de H_2S es considerable (en términos de % molar) esta tecnología no es recomendada debido al efecto negativo de este compuesto sobre las membranas. La separación se logra aprovechando la ventaja en las diferencias de afinidad/difusividad que poseen las membranas. El agua, CO_2 y H_2S son moderadamente altos difusores, lo que indica que pueden difundir a través de la membrana más fácilmente que los hidrocarburos. Por otro lado los gases lentos (metano, nitrógeno e hidrocarburos parafínicos más pesados), permanecen en la parte anterior de la membrana sin difundir.

Diferentes tipos de membranas han sido desarrollados por las industrias, pero para la remoción del CO_2 , actualmente se ha estandarizado el **acetato de celulosa**. Este tipo de membranas son de tipo solución- difusión, los componentes permeables se disuelven en la membrana, se propaga dentro de esta, y luego viaja hacia un soporte de material inactivo. Las membranas son delgadas para maximizar la transferencia de masa y, por supuesto minimizar el área superficial y costos.

Actualmente, cerca al 80% de las membranas están formados por elementos ahuecados de fibra (Figura 2.19)

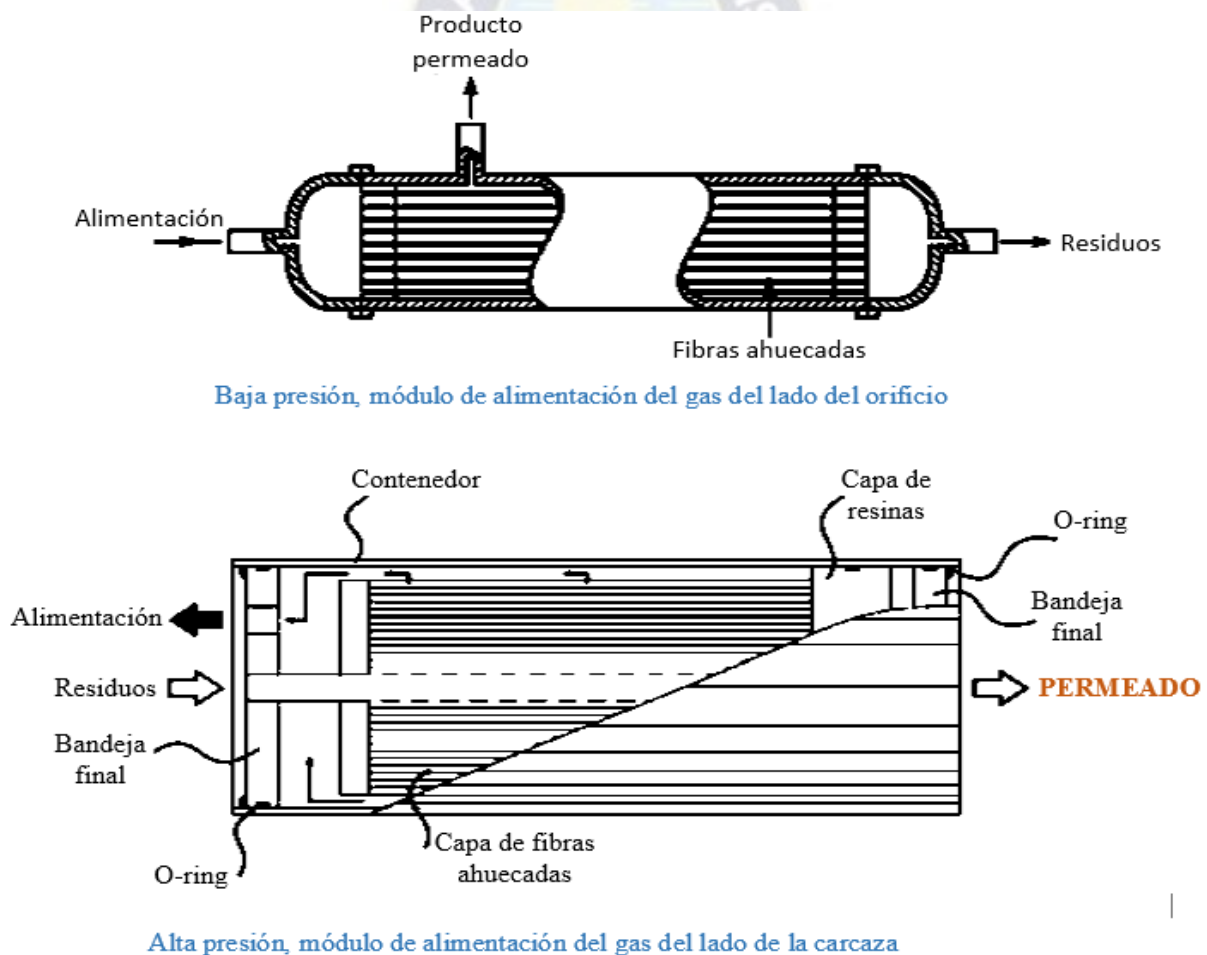
El gas residual de la membrana se encuentra a una presión cercana a la presión del gas de alimentación de las mismas, mientras que el permeado tiene una presión menor (entre 1 a 4 atmósferas absolutas).

Teóricamente el proceso de permeabilidad no involucra equipos rotatorios ni requiere consumo de energía. Pero esta tecnología no persigue satisfacer las especificaciones de venta.

El fenómeno de permeación ocurre en cuatro pasos:

- ✚ Adsorción del Anhídrido Carbónico (CO₂) por la superficie activa de la membrana (a la presión del gas de alimentación).
- ✚ Disolución del Anhídrido Carbónico (CO₂) en la membrana.
- ✚ Difusión del Anhídrido Carbónico (CO₂) a través de la membrana.
- ✚ Desorción del Anhídrido Carbónico (CO₂) de la membrana (a baja presión).

Figura 2.19. Vista en corte de los dos tipos de los dos módulos usados en membranas de fibras ahuecadas



Fuente: *Fundamental of Natural Gas Processing*, Kidnay and Parrish, 2006

La adsorción del dióxido de carbono (CO_2) es mayor a alta presión (alta presión parcial del CO_2 dentro de la mezcla). Por tanto este proceso no funciona correctamente a bajas presiones, por lo que es necesario en muchas ocasiones comprimir el gas a tratar.

Existen principalmente tres tipos de membrana:

1. Membranas isotrópicas de serpentín espiral.
 - Membranas micro porosas
 - Membranas no porosas.
 - Membranas eléctricamente cargadas
2. Membranas anisotrópicas
3. Membranas poliméricas.

Específicamente, para la separación del dióxido de carbono del gas natural, se utilizan las membranas poliméricas de acetato.

2.3.5.1. DESCRIPCIÓN DE MEMBRANAS

El proceso de las membranas puede ser de una sola etapa o de múltiples etapas²⁹.

- Proceso de membrana de una etapa

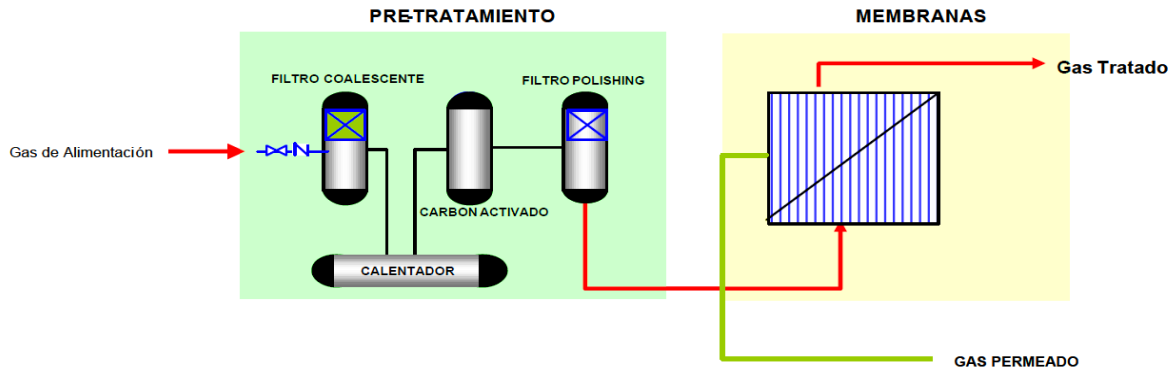
El conjunto de membranas (Figura 2.20) maneja el gas de alimentación y remueve el CO_2 presente en la mezcla. Sin embargo, las pérdidas de hidrocarburos (especialmente Metano) no puede ser evitada (los hidrocarburos livianos permean y salen con el CO_2 en la corriente de permeado).

La concentración de Metano en la corriente de permeado puede exceder el 10% molar³⁰. Por lo tanto lo hace muy costosa para campos de gas que contienen gases ácidos en cantidades menores al 15% en porcentaje molar.

²⁹ MOKHATAB, S., & POE, W. (2006). *Handbook of Natural Gas: Transmission and Processing* (2 ed.). Houston, Texas, U.S.A.

³⁰ RESPLANDOR, L. G. (2006). *Selección de Procesos de Endulzamiento del Gas Natural Venezolano, caso Yucaal Placer*. Sartenejas - Venezuela.

Figura 2.20. Esquema del Proceso de Membrana de una etapa

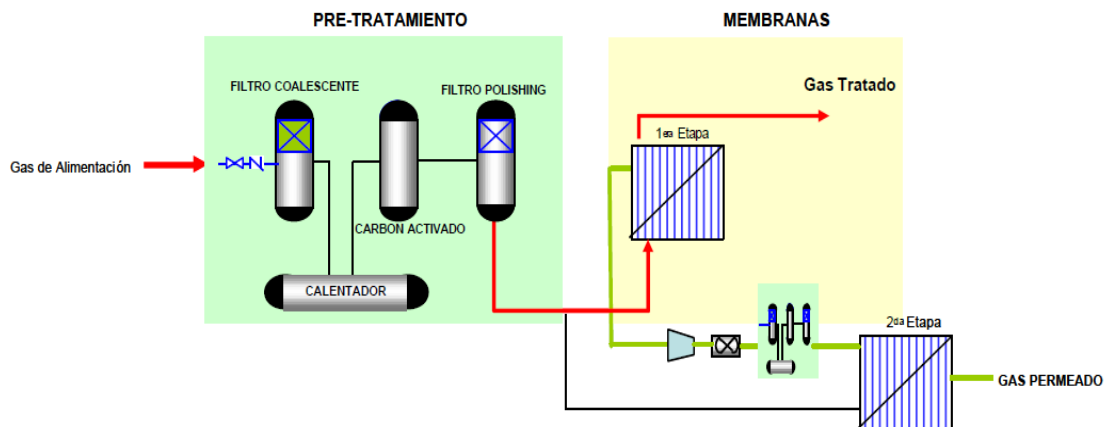


Fuente: Resplandor Noriega, Selección de endulzamiento del gas natural

- Proceso de Membrana en dos etapas

El gas permeado de la primera etapa de membrana, el cual contiene hidrocarburos, es enviado al segundo arreglo de membrana (como gas de alimentación) a fin de asegurar la separación entre el Anhídrido Carbónico (CO_2) y dichos hidrocarburos (las pérdidas del Metano pueden ser reducidas a menos del 2%V del contenido del mismo en la alimentación). El gas permeado de la primera etapa a baja presión, debe ser comprimido antes de entrar en la segunda etapa. El gas metano que sale de esta segunda etapa (gas residual) puede ser o reciclado a la entrada de la planta (a cierta presión) o conducido al Pre – tratamiento de las Membranas.

Figura 2.21. Esquema del proceso de Membrana de dos etapas



Fuente: Resplandor Noriega, Selección de endulzamiento del gas natural

La configuración expuesta en la Figura 2.21., persigue mitigar las pérdidas de hidrocarburos pesados, que ocurren en el proceso de una sola etapa.

- La vida de las membranas

Aún con una alta calidad del gas de alimentación, la vida de las membranas no excede los 3 o 4 años. Después de este periodo, será necesario reemplazarlas. Generalmente el reemplazo de las membranas es hecho gradualmente a fin de mantener la planta en operación³¹.

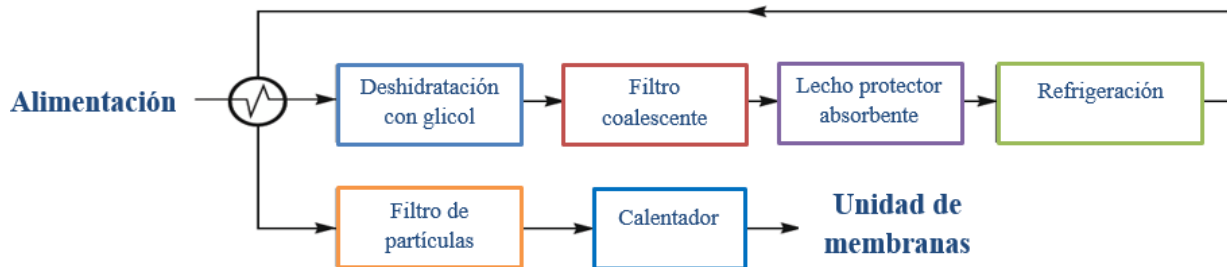
Figura 2.22. Tratamiento simple antes de la permeación con membranas



Fuente: Fundamentals of Natural Gas Processing, 2004

En la Figura 2.23., el diseño debe ser usado para un gas natural que contiene altos niveles de CO₂ y concentraciones altas de hidrocarburos pesados. Mientras que en la Figura 2.22., el esquema de pre-tratamiento simple debería ser usado para hidrocarburos relativamente livianos que contienen pequeñas cantidades de CO₂.

Figura.2.23. Tratamiento máximo antes de la permeación con membranas



Fuente: Membrane Technology and Applications, Baker 2012

Varios autores como Spillman, McKee y recientemente White en sus estudios han revisado la posición competitiva de los sistemas de membrana y llegaron a las siguientes conclusiones³²:

³¹ (KHOL & NIELSEN)

³² Membrane Technology and Applications, Baker

- ✚ En sistemas muy pequeños, menores a 5 MMSCFD, los sistemas de membranas son muy atractivos. Para caudales entre 1 y 2 MMSCFD se recomienda el uso de unidades de membrana de una sola etapa, por su bajo capital y costos de operación.
- ✚ En sistemas pequeños entre 5 y 30 MMSCFD, los sistemas de membrana de dos etapas son utilizados para reducir la pérdida de metano. En este rango de flujo de gas, los sistemas de aminas y membranas compiten, y la elección entre las dos tecnologías dependerá de factores específicos de cada aplicación.
- ✚ En sistemas medios a grandes, mayores de 30 MMSCFD, en general los sistemas la membrana son demasiado caros para competir con las plantas de amina.



CAPITULO III

APLICACIÓN PRÁCTICA

3.1. UBICACIÓN GEOGRÁFICA

El Campo Caigua, está ubicado en la provincia Gran Chaco del Departamento de Tarija, en la Serranía del Aguaragüe. Se desarrolla en una estructura anticlinal largada de Sur a Norte, dentro del lineamiento estructural Los Monos-Caigua-Camatindi- Macharetí, en el extremo Sur de la Faja Sub-andina de Bolivia. En la Figura 3.1 se muestra la trayectoria del pozo X1001D además de la distribución de los pozos del Campo Caigua.

3.2. DESCRIPCIÓN DEL CAMPO CAIGUA³³

El pozo CAI-X11 perforado por YPFB en el año 1979, se descubrió gas y condensado en los niveles profundos del sistema Devónico, formaciones Icla y Santa Rosa, quedando el pozo cerrado en reserva. Durante la gestión 2013, el pozo fue intervenido para ampliar baleos existentes y habilitados a producción en los reservorios Icla y Santa Rosa.

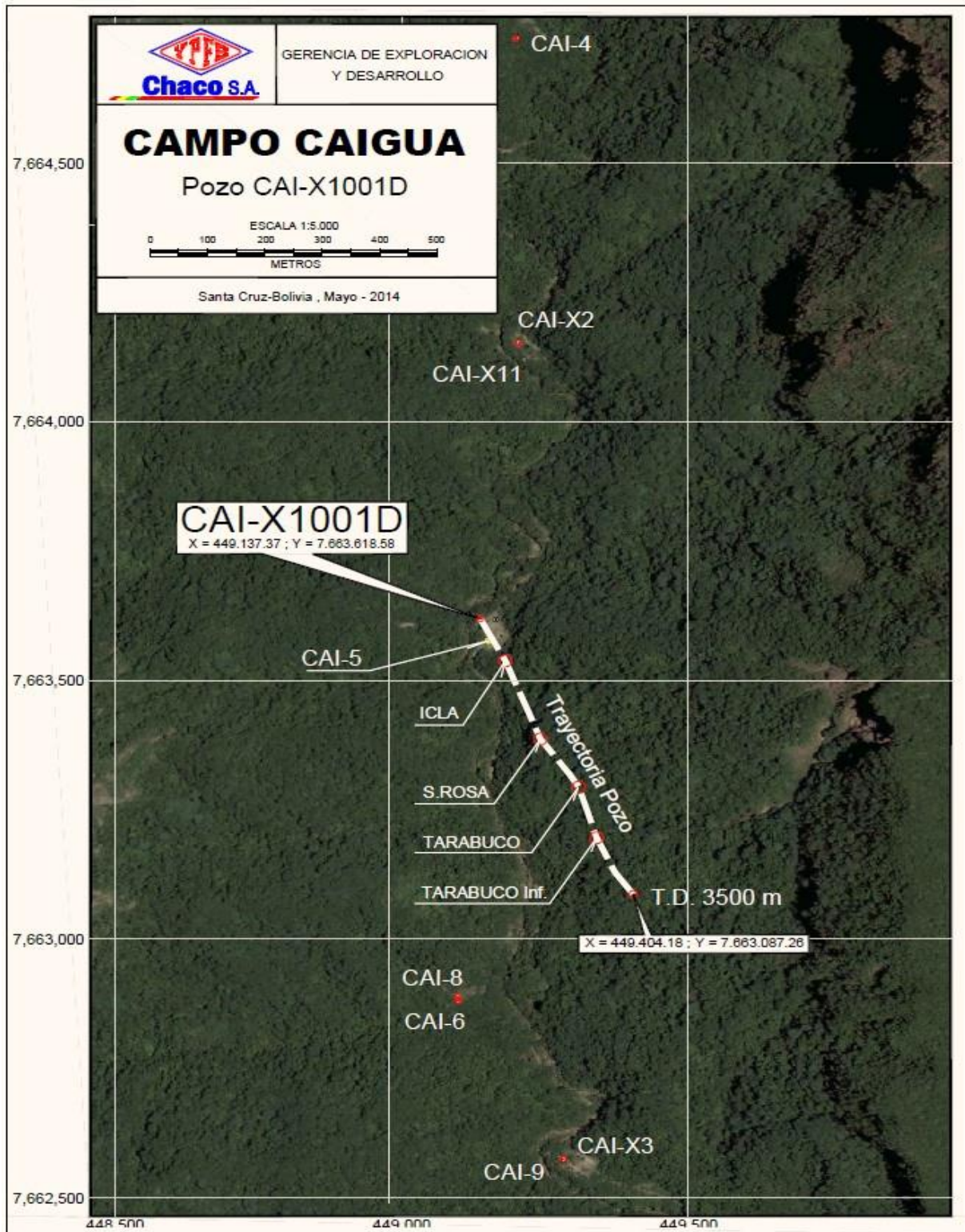
Durante la gestión 2014, se perforo el pozo exploratorio CAI-X1001D, con el objetivo de investigar la arenisca Tarabuco, que resulto acuífera. Las pruebas de producción en Icla y Santa Rosa resultaron positivas. El pozo fue terminado con arreglo simple para la arenisca Santa Rosa, quedando Icla en reserva.

El primer trabajo que se hizo fue el Work Over (W.O.) del pozo CAI -.X11, con el objetivo de habilitar el pozo para la producción una vez que se tuviese facilidades de superficie, el resultado de la intervención fue exitosa y una vez terminada la misma, el caudal de gas medido fue de 11 MMscfd proveniente de la arena Santa Rosa superior y 6,1 MMscfd de la arena Icla. El pozo quedo con arreglo simple selectivo en las arenas indicadas.

Actualmente se realiza la exploración de nuevos pozos para incrementar la producción del Campo Caigua.

³³ (CHACO S.A., Campo Caigua, 2015)

Figura 3.1. Ubicación Geográfica del Campo Caigua; pozo CAI-X1001D



Fuente: YPFB Chaco S.A., Campo Caigua, 2015

En Caigua además se perforó el pozo CAI-X1001 (Figura 3.1). El objetivo de este pozo fue confirmar y desarrollar las reservas de las arenas Icla y Santa Rosa; por otra parte, se hizo una investigación exploratoria en la formación Tarabuco. El resultado fue que no se encontraron hidrocarburos en Tarabuco. Sin embargo, se confirmó la existencia de hidrocarburos en las formaciones Icla y Santa Rosa. En la arena Santa Rosa se realizaron pruebas de producción en el tramo superior donde el caudal de producción obtenido fue de 11,3 MMscfd y el tramo inferior con caudal de 10,3 MMscfd; la formación Icla quedó en reserva.

Por último, se realizaron pruebas de producción en el pozo CAI-9. Este pozo perforado en 1976 y en ese entonces produjo 252 Mbbl de petróleo, a partir de agosto de 1993 quedó cerrado por invasión de agua, esperando abandono,

Pero se observó que el pozo acumuló presión en cabeza por lo que se decidió realizar las pruebas de producción las que arrojaron los siguientes resultados: 3,2 MMscfd de gas y 89 bpd de petróleo provenientes de la formación Huamampampa C y 2,0 MMscfd con 57 bpd de petróleo de la arena Huamampampa D.

3.3. CARACTERÍSTICAS DE LA PRODUCCIÓN DEL CAMPO CAIGUA

Según las pruebas realizadas a los pozos perforados en el Campo Caigua, la producción de petróleo y gas proveniente de las formaciones de Huamampampa e Icla tiene los siguientes pronósticos de producción (Tabla 3.2); la producción inicial es de 6 MMscfd de gas, el cual es producido a una presión manométrica de 1200 psig. La producción de los pozos es por flujo natural.

En esta formación la producción de condensado es mayor a la de la Formación Santa Rosa, que es mayormente gasífero. La producción de condensado va en descenso desde 240 bpd a 48 bpd para el 2025.

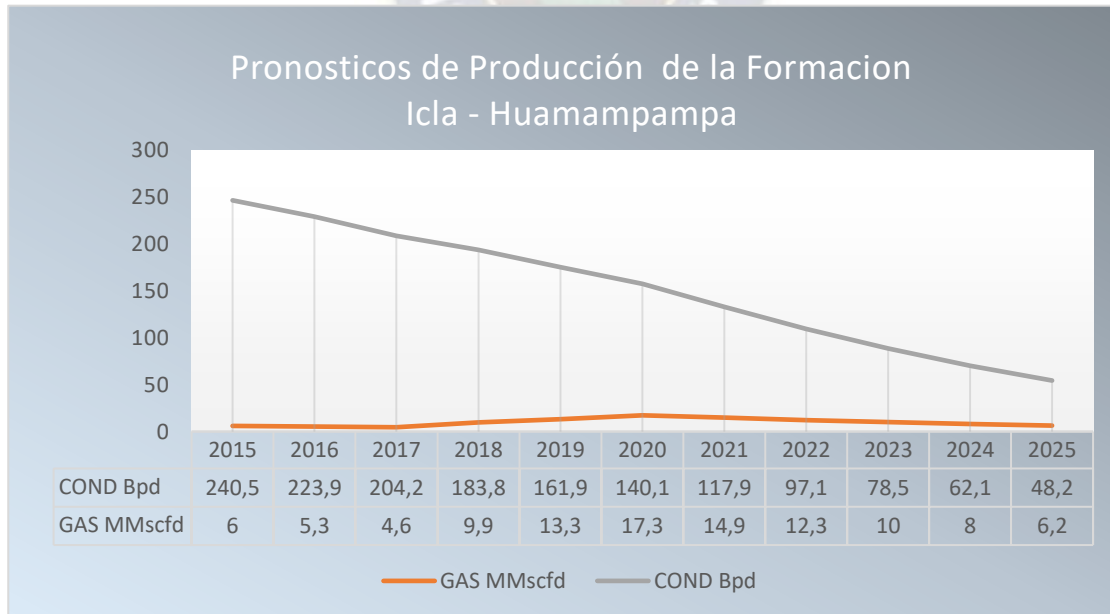
En la Tabla 3.2 se muestra el pronóstico de la producción del Campo Caigua en las Formaciones Icla y Huamampampa. Por ejemplo para este año se tiene pronosticado la producción de 13.3 MMscfd de gas y 161.9 Bpd de condensado. A continuación se muestra la producción de la Formación Icla – Huamampampa.

Tabla 3.2. Pronósticos de producción Formación Icla y Huamampampa

FORMACIÓN ICLA + HUAMAMPAMPA				
AÑO	GAS MMscfd	COND Bpd	Agua Bpd	Presión PSI
2015	6	240,5		1200
2016	5,3	223,9		1140
2017	4,6	204,2		1883
2018	9,9	183,8	80	1028,9
2019	13,3	161,9	120	977,4
2020	17,3	140,1	180	928,5
2021	14,9	117,9	270	882,1
2022	12,3	97,1	405	838
2023	10	78,5	607,5	796,1
2024	8	62,1	911,3	756,3
2025	6,2	48,2	1366,6	718,5

Fuente: YPFB Chaco S.A., Informe estudio de Alternativas – Facilidades de Tratamiento, 2015

Figura 3.2. Pronósticos de producción de la Formación Icla - Huamampampa



Fuente: Elaboración propia a partir YPFB CHACO S.A., Estudio de Alternativas – Facilidades de Tratamiento 2015

En la gráfica de la Figura 3.2, la producción de gas natural se mantiene casi constante; alcanzando su máxima producción en el 2020, a partir de la cual, existe una declinación por flujo natural de los pozos. Mientras que la producción del Condesado declina constantemente de manera lineal resultando para el 2020 una producción de 140 Bpd, es decir la mitad de la producción que se tenía inicialmente.

Tabla 3.3. Pronósticos de producción Formación Santa Rosa

FORMACIÓN SANTA ROSA				
AÑO	GAS MMscfd	COND Bpd	Agua Bpd	Presión PSI
2015	29	59		3400
2016	29,8	58,1		3230
2017	30,4	56,9		3068,5
2018	25,1	44,8	40	2850
2019	21,7	37	60	2707,5
2020	17,7	28,8	90	2572,1
2021	17,6	27,2	135	2443,5
2022	14,3	21	202,5	2321,3
2023	11,4	16	303,8	2205,3
2024	8,9	11,9	455,6	2095
2025	6,8	8,7	683,4	1990,3

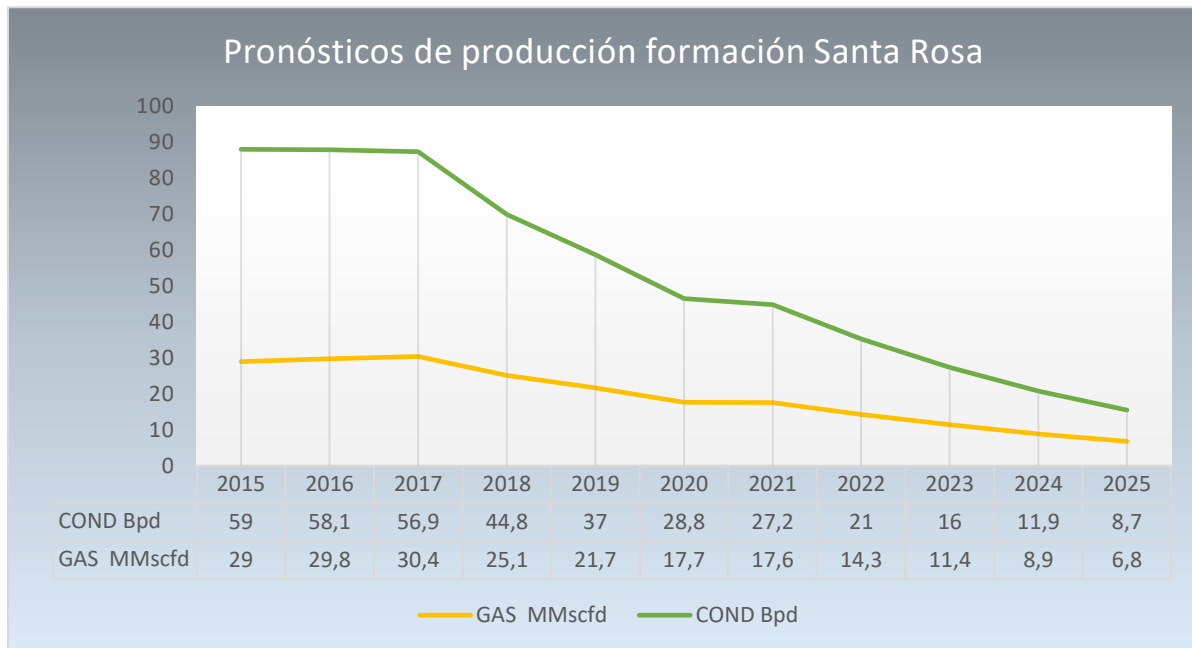
Fuente: YPFB CHACO S.A., Estudio de Alternativas – Facilidades de Tratamiento, 2015

El pronóstico de la producción del Campo Caigua en las Formaciones Santa Rosa, por ejemplo para este año se tiene pronosticado la producción de 21.7 MMscfd de gas y 37 Bpd de condensado (Tabla 3.3). Se espera que la producción del gas y condensado incremente por la explotación de los pozos en reserva del Campo Caigua.

La grafica de la Figura 3.3 muestra una declinación abrupta de la producción de condensado, mientras que en la curva del gas se observa una declinación gradual de la producción.

Las Figuras 3.2 y 3.3 muestran los pronósticos de la producción de las formaciones Icla - Huamampampa y Santa Rosa; en los cuales se observa una declinación de la producción a partir del 2019, tanto en el gas y condensado.

Figura 3.3. Gráfica de los Pronósticos de producción de la formación Santa Rosa



Fuente: Elaboración propia a partir YPFB CHACO S.A, Estudio de Alternativas – Facilidades de Tratamiento, 2015

Para el 2025 se alcanzara una producción de aproximadamente 15 MMscfd de gas y 60 Bpd de las formaciones Icla- Huamampampa y Santa Rosa por flujo natural de los pozos. Para ello, la exploración y explotación de nuevos pozos para Incrementar la producción del Campo Caigua, ha sido un reto; en el año 2019 se hizo pruebas de producción al pozo CAI – 15D, resultando positivo; según estos reportes se estima que la producción del Campo Caigua será de 50 MMscfd³⁴.

La perforación del pozo direccional CAI – 15D se desarrolló en las formaciones Icla y Santa Rosa del sistema devónico para incrementar su potencial hidrocarbúfero.

Al comienzo, la planta será alimentada por 6 pozos; CAI-3, CAI-9, CAI-X11, CAI-X1001, CAI-1002 y CAI-12. A medida que el campo se vaya desarrollando, otros pozos serán conectados al

³⁴ <https://elpais.bo/campo-caigua-incrementa-su-potencialidad-con-descubrimiento-de-nuevo-pozo/>

Sistema. A la planta llegarán 2 líneas, una de alta y otra de baja presión (ambas construidas por YPFB CHACO S.A.)

Entonces, de acuerdo a las Tablas 3.2 y 3.3 se tiene que la contribución de las formaciones Icla - Huamampampa y Santa Rosa al alimento de la planta será de 35 MMscfd, 29 MMscfd de la formación Santa Rosa y 6 MMscfd de la formación Icla- Huamampampa (Tabla 3.4).

Tabla 3.4. Alimentación de Gas a la Planta

	TIPO DE GAS	CAUDAL DE INGRESO	RESERVORIOS
1	Gas Condensado	29 MMSCFD	Formación Santa rosa
2	Gas Condensado	6 MMSCFD	Formación Icla + Huamampampa

Caudal de ingreso total a la planta = 35 MMSCFD

Fuente: Elaboración propia a partir del informe YPFB CHACO S.A., Estudio de Alternativas – Facilidades de Tratamiento, 2015

3.3.1. COMPOSICIÓN DEL ALIMENTO A PLANTA Y CONDICIONES DE OPERACIÓN PARA EL TRATAMIENTO DEL GAS PROVENIENTE DEL CAIGUA

Una vez realizado las pruebas de producción en los pozos del Campo Caigua, se determinó la presencia de dióxido de carbono, por lo que se ve necesario la instalación de una unidad de endulzamiento para la extracción del gas ácido.

Los datos de la Tabla 3.5 se tomarán para el diseño y selección de la mejor alternativa de endulzamiento. Esta es una cromatografía extendida del Campo Caigua. La cromatografía extendida (Tabla 3.5) del Campo Caigua muestra un incremento del CO₂ por encima de las especificaciones de venta por lo cual se ve necesaria la implementación de una unidad de endulzamiento ya sea en el Campo Caigua o la adecuación de la Planta San Roque. Además se observa que la formación Santa Rosa tiene una presión de producción de 1100 psig, que se tomara para los cálculos posteriores.

Tabla 3.5. Composición de alimento de la planta y condiciones de operación

	INGRESO A LA PLANTA	
	HUAMAMPAMPA	SANTA ROSA
N₂	0,15	0,83
CO₂	3,16	3,17
C₁	88,59	91,68
C₂	4,73	2,75
C₃	0,76	0,69
i - C₄	0,28	0,13
n - C₄	0,58	0,16
i - C₅	0,15	0,08
n - C₅	0,15	0,05
C₆	0,25	0,09
C₇	0,25	0,26
C₈	0,16	0,00
C₉	0,15	0,00
C₁₀	0,10	0,00
C₁₁	0,06	0,00
C₁₂	0,07	0,00
C₁₃	0,05	0,00
C₁₄	0,04	0,00
C₁₅ +	0,14	0,00
H₂O	0,18	0,11
TOTAL	100,00	100,00
CONDICIONES DE OPERACION		
P (psig)	550,00	1100,00
Q (MMscfd)	6,25	29,11
T ingreso (°F)	100°	100°
T proceso (°F)	100°	100°

Fuente: YPFB CHACO S.A., *Estudio de Alternativas – Facilidades de Tratamiento, 2015*

Las consideraciones operativas más importantes para el tratamiento del gas se detallan en la Tabla 3.6.

Tabla 3.6. Especificaciones de las condiciones operativas

DESCRIPCIÓN	VALORES
Caudal de Gas condensado	35 MMSCFD
Sistema de Alta Presión (Operación Planta):	1100 psig
Sistema de Media Presión	550 psig
Temperatura de Operación:	100 °F
Presión máxima de entrega al gasoducto Yabog	1250 psig
Presión máxima de entrega al oleoducto OCY-1	1400 psig
Gravedad API @ 60° F según:	43
Gravedad Especifica del Gas según:	0,69 – 0,71

Fuente: Elaboración propia a partir del informe YPFB CHACO S.A., 2015 y Gerencia de Redes de Gas y Ductos - YPFB, 2014

3.4. ESPECIFICACIONES TÉCNICAS DEL PROCESO DE ENDULZAMIENTO

De acuerdo a lo descrito en el capítulo anterior, se realizó un resumen de las condiciones técnicas, operativas de cada una de las tecnologías existentes para el endulzamiento del gas natural.

Para la selección del mejor método de endulzamiento se ha realizado una comparación de todos los tipos de tratamiento para eliminar el CO₂ de gas natural, este será el primer filtro de todos los tipos de tratamiento de gas que existen (Anexo B).

De acuerdo al análisis realizado en el Anexo B, se concluye que el endulzamiento por soluciones alcalinas (carbonato de potasio), solventes físicos, solventes mixtos, adsorbentes físicos y solventes no regenerativos; no aplican a las condiciones expuestas en la Tabla 3.5.

De esta primera evaluación, se concluye que el endulzamiento con aminas y membranas pueden ser aplicables a la producción del campo Caigua; para ello se desarrollara la evaluación técnica y económica.

3.4.1. ENDULZAMIENTO CON AMINAS

De todas las aminas existentes, la MDEA es la más confiable debido a su baja presión de vapor, la MDEA puede ser usada en concentraciones entre 20 - 50% en peso, sin pérdidas por evaporación apreciables. Además, como son poco corrosivas pueden tener cargas de gas ácido entre 0,7 - 0,8 moles de gas ácido por moles de aminas en equipos de acero al carbón. Otras ventajas de estas aminas sobre las aminas primarias y secundarias incluyen: bajos calores de reacción (alrededor de 600 BTU/lb CO₂ y 522 BTU/lb H₂S descrita en la Tabla 2.3) y alta resistencia a la degradación térmica y química.

Para el análisis del presente proyecto se utilizara la MDEA, por las ventajas que se describió anteriormente.

3.4.1.1. CÁLCULO DE MDEA REQUERIDA PARA LA REMOCIÓN DE CO₂

Para el cálculo de la cantidad de MDEA requerida para la remoción de los gases ácidos presentes en el gas de alimentación se harán uso de los datos descritos en la Tabla 3.5.

Tabla 3.7. Condiciones operativas para la producción del Campo Caigua

DESCRIPCIÓN	VALORES
Caudal de Gas condensado	35 MMscfd
CO₂ en la alimentación	3.17%
CO₂ (salida)	2%
Gravedad API @ 60° F según:	43,0
Gravedad Especifica del Gas según:	0,69 – 0,71

Fuente: Elaboración Propia

El volumen total producido por el Campo Caigua es 35 MMscfd, que es la suma de ambas corrientes de gas condensado que se producen de los reservorios de las formaciones Santa Rosa e Icla- Huamampampa. Respecto al endulzamiento del gas se requiere que el gas de venta por lo menos contenga un 2% molar de dióxido de carbono.

Tabla 3.8. Propiedades físicas de las alcano-aminas

Propiedad de la amina	MEA	DEA	TEA	MDEA	DIPA	DGA
Peso Molecular	61,09	105,14	149,19	119,7	133,19	105,14
Gravedad Especifica (20/20°C)	1,0179	1,0919	1,1258	1,0418	0,989	1,055
Punto de Ebullición @ 1 atm [°C]	1,0179	1,0919	1,1258	1,0418	0,989	1,055
Presión de vapor @ 20°C [mmHg]	171	...	360	247,2	248,7	221
Punto de Solidificación [°C]	10,5	28	21,2	-21	42	-9,5
Solubilidad en agua @ 20°C [%peso]	100%	96,40%	100&	100%	87%	100%
Viscosidad @ 20 °C [cP]	24,1	380	1,013	101	198	26
Calor de vaporización [BTU]	335	288	230	223	184,5	219,1

Fuente: Gas Purification, Kohl & Nielsen

La Tabla 3.8 muestra las propiedades físicas de las alcano-aminas; realizando una pequeña comparación entre las aminas, la baja presión de vapor del MDEA permite composiciones mayores en las soluciones absorbentes sin tener pérdidas considerables en la torre contactora y/o regeneradora. Por otra parte la MDEA es inmisible con los hidrocarburos.

Tabla 3.9. Propiedades de trabajo de las aminas

Amina	MEA	DEA	DGA	MDEA
%P/P	15-25	25-35	50-70	30-50
% mol de gas ácido/mol de amina	0,30-0,40	0,35-0,40	0,20-0,40	0,30-0,40
lbmol amina/lbmol gas ácido	3	5	3	4
Gas ácido en amina rica (mol de gas ácido/mol de amina)	0,45-0,52	0,43-0,73	0,35-0,40	0,30-0,35
lb amina/galón de solución	1,26	3,05	5,43	4,37
lbmol amina/100 gal de solución	2,06	2,9	5,16	3,67

Fuente: Gas Purification, Kohl & de Nielsen

De las Tablas 3.7 y 3.8 se extrae los valores de densidad, concentración, carga de gas ácido/amina, carga en amina rica/amina, tomando en cuenta el valor máximo propuesto.

- Concentración (C_{MDEA})= 50%
- Carga de gas ácido/amina pobre = 0.05
- Carga de gas ácido/amina rica = 0.35
- $G.E._{MDEA} = 1,0418$

Teniendo en cuenta que la densidad del agua es 8.33 lb/gal, se tiene la densidad del MDEA:

$$\hat{\rho}_{MDEA} = 8,678 \text{ lb/ gal}$$

Para el cálculo del flujo molar de la corriente de gas usaremos la siguiente ecuación, en condiciones normales el volumen molar del gas es 379,6 scf/lb-mol ($P = 14,696 \text{ psi}$; $T=60 \text{ }^\circ\text{F}$):

Ecuación 3.1. Flujo molar de la corriente de gas.

$$Q_{GAS} = \frac{Q[\text{spcd}] \times \%Gas}{379.6[\text{spc}] \times 24\left[\frac{\text{horas}}{\text{dia}}\right]} \quad (\text{Ec. 3.1})$$

Primeramente realicemos el cálculo del **gas dulce** presente en el gas de alimentación, esto se obtiene con la Ecuación 3.1. El % molar de gas dulce será el total menos el % de gas agrio, en este caso es 3.17% molar.

$$Q_{GAS} = \frac{35 \times 10^6[\text{scfd}] \times (1 - 0.0317)}{379.6\left[\frac{\text{scf}}{\text{lbmol}}\right] \times 24\left[\frac{\text{horas}}{\text{dia}}\right]}$$

$$Q_{Gas \text{ dulce}} = 3720 \frac{\text{lbmol}}{\text{hr}}$$

Realizado el cálculo se tiene que el volumen del gas dulce presente en el gas de alimentación es 3720 lbmol/hr.

Mientras tanto el flujo del gas ácido presente en el gas de alimentación:

$$Q_{GAS} = \frac{35 \times 10^6 [scfd] \times 0.0317}{379.6 \left[\frac{scf}{lbmol} \right] \times 24 \left[\frac{horas}{dia} \right]}$$

$$Q_{Gas\ acido} = 121.78 \frac{lbmol}{hr}$$

El volumen de gas acido presente en el gas de alimentación a la planta es 122 lbmol/hr.

Por tanto, el flujo de gas de alimentación es:

$$Q_{TOTAL} = 3720 \frac{lbmol}{hr} + 122 \frac{lbmol}{hr}$$

$$Q_{TOTAL} = 3842 \frac{lbmol}{hr}$$

Dado que se permite 2% de CO₂ en el gas residual y además se asume que no existe co-absorción, entonces se tiene:

$$Q_{CO_2(2\%)} = \frac{35 \times 10^6 [scfd] \times 0.02}{379.6 \left[\frac{scf}{lbmol} \right] \times 24 \left[\frac{horas}{dia} \right]}$$

$$Q_{CO_2\ 2\%} = 76.84 \frac{lbmol}{hr}$$

El caudal de gas acido permitido en el gas de venta es 76.84 lbmol/hr.

Por tanto, la cantidad mínima que debe ser removida de la corriente de gas es:

$$CO_{2(removido)} = 121.78 \frac{lbmol}{hr} - 76.84 \frac{lbmol}{hr}$$

$$CO_{2(removido)} = 44.94 \frac{lbmol}{hr} \approx 45 \frac{lbmol}{hr}$$

$$CO_{2(removido)} = 45 \frac{lb - mol}{hr} \times \frac{44 lb}{1 lb - mol} = 1980 \frac{lb}{hr} = 82.5 \frac{lb}{dia}$$

$$CO_{2(\text{removido})} = 82.5 \frac{lb}{\text{dia}}$$

Ecuación 3.2. Flujo másico de la solución de amina

$$\dot{m} = \frac{CO_{2 \text{ REMOVIDO}}}{Carga \text{ de } \frac{\text{gas ácido}}{\text{amina rica}} - Carga \text{ de } \frac{\text{gas ácido}}{\text{amina pobre}}} \quad (\text{Ec. 3.2})$$

$$\dot{m} = \frac{82.5 \text{ lb/dia}}{0.35 - 0.05}$$

$$\dot{m} = 275 \frac{lb}{\text{dia}} = 150 \text{ lb/hr}$$

$$\dot{m} = 150 \text{ lb/hr}$$

El flujo másico de la solución de amina que circulara por la torre contactora para la remoción del CO₂ excedente es de 150 lb/hr.

Entonces la cantidad de MDEA que será bombeada a la torre contactora para la remoción del CO₂, está dado por la siguiente ecuación:

Ecuación 3.3. Caudal de MDEA requerido en la torre contactora para la remoción de gases ácidos.

$$Q_{MDEA} = \frac{\dot{m}}{60 \times moles_{MDEA}} \quad (\text{Ec. 3.3})$$

$$Q_{MDEA} = \frac{\dot{m}}{60 \times \frac{m_{MDEA}}{PM}}$$

$$Q_{MDEA} = \frac{150 \text{ lb/hr}}{60 \times \left(\frac{4.37 \frac{lb}{\text{gal de solución}}}{119.17 \text{ lbmol/mol}} \right)}$$

$$Q_{MDEA} = 68.18 \text{ GPM}$$

Debido a que existe circunstancias no previstas en las planta como la formación de espumas o fugas en la bonbas de inyección de las aminas a la torre contactora se prevee un rendimiento del 70 y 80%. Entonces la cantidad de MDEA que será bombeada en contracorriente al gas en la torre contactora es 68.18 GPM. Considerando un rendimiento del **75 %** para la torre contactora, se tiene:

$$Q_{MDEA} = 90 \text{ GPM}$$

Cálculo de la masa de MDEA en lb

$$m_{MDEA} = \frac{90 \text{ gal solución}}{\text{min}} \times \frac{4,39 \text{ lb MDEA}}{\text{gal solución}} \times \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ hr}} \times \frac{24 \text{ hr}}{1 \text{ dia}}$$

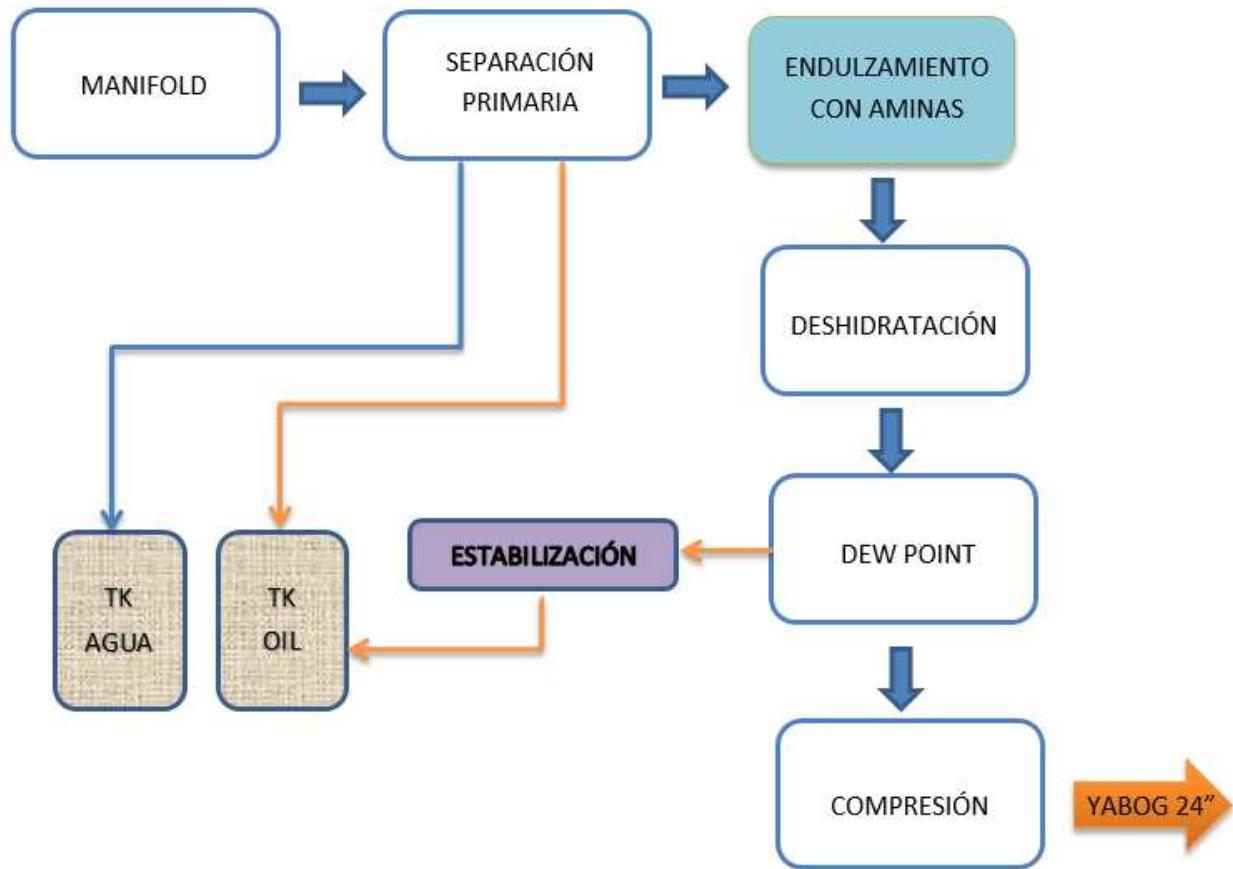
$$m_{MDEA} = 574675 \text{ lb} \frac{\text{MDEA}}{\text{dia}}$$

Realizado los cálculos de la cantidad necesaria del MDEA para la remoción del gas acido presente en la producción del campo Caigua, podemos resumir lo siguiente: la cantidad de gas acido que debe ser removido es 82.5 lb/día. Para la remoción del CO₂, además considerando un rendimiento del sistema de endulzamiento por aminas del 75%, debe ser bombeada en contracorriente 90 gal de solución de MDEA por minuto.

El endulzamiento con aminas, se utilizan actualmente en Bolivia, debido a la tradición operativa que se tiene respecto a los demás métodos de endulzamiento del gas.

A continuación en la Figura 3.4 se muestra el diagrama de bloques del proceso de endulzamiento con aminas. Donde en primera instancia se tiene una separación primaria de las 3 fases (gas, condensado y agua de formación); el gas pasa a una unidad de aminas para la remoción de gases ácidos, luego a una unidad de deshidratación para evitar la formación de hidratos; también debe ajustarse el dew point para la recuperación de condensados, y finalmente se comprime el gas a la presión de entrega al Gasoducto Yabog lista para el consumo final. Así mismo, el condensado recuperado debe estabilizarse para su almacenamiento.

Figura 3.4. Diagrama de bloques del procesamiento del Gas Natural con Aminas



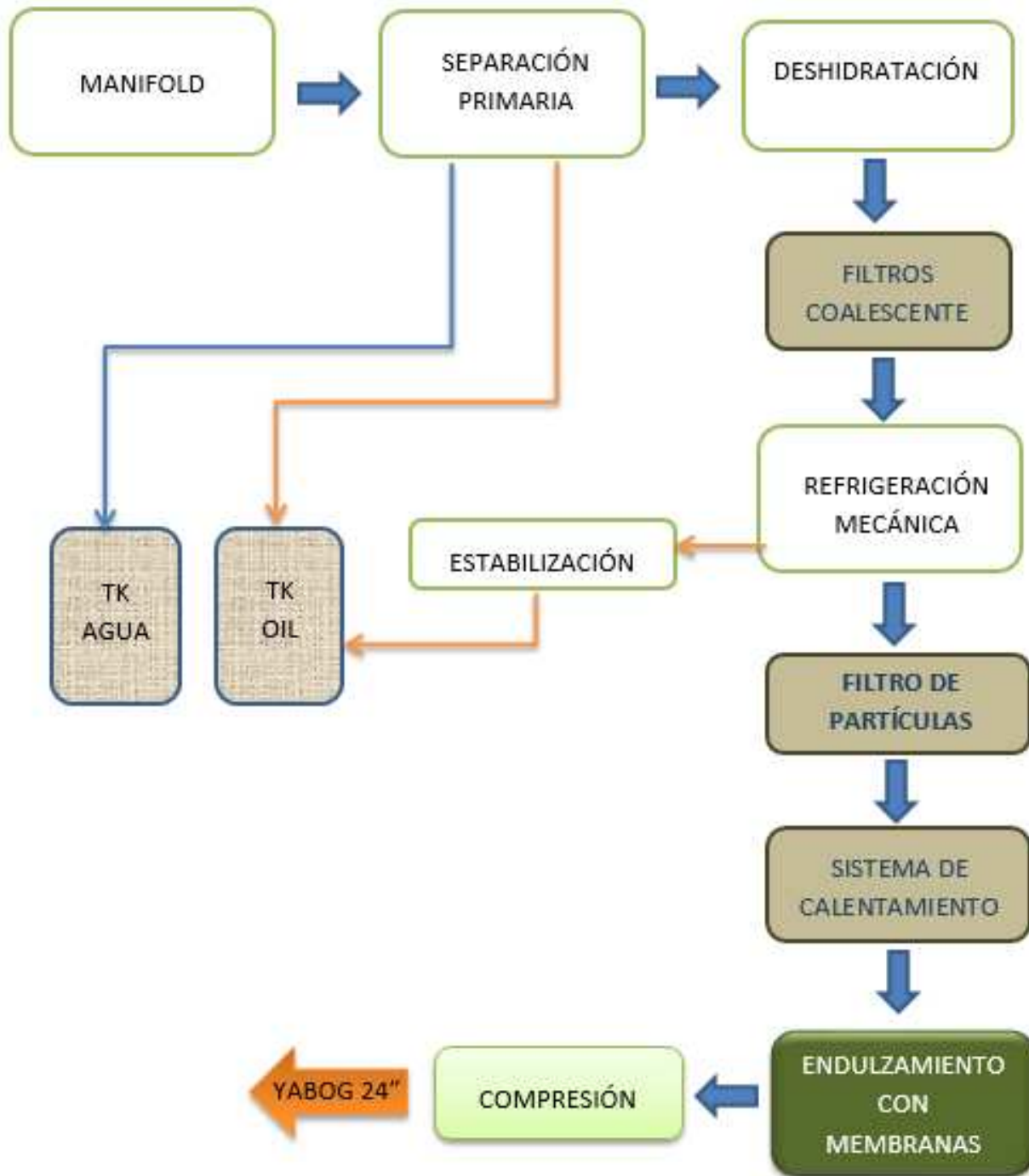
Fuente: Elaboración Propia

3.4.2. ENDULZAMIENTO CON MEMBRANAS

Según Spillman, Mckee y White; en sus estudios sobre la posición competitiva del sistema de membranas determinaron que, para sistemas entre 5 y 30 MMSCFD, un sistema de dos etapas es recomendable, para evitar la pérdida de metano. Por lo que para la producción del Campo Caigua, se realizara los cálculos usando sistema de membranas de dos etapas. Para este cometido, se prevé un ajuste del punto de rocío, además de la incorporación de filtros coalescentes y un filtro de partículas previo a una unidad de endulzamiento para evitar el desgaste temprano de las membranas.

Por lo descrito se tendrá el siguiente diagrama de procesamiento del gas natural aplicando la tecnología de las membranas poliméricas.

Figura 3.5. Diagrama de bloque del procesamiento del Gas Natural con Membranas



Fuente: Elaboración Propia

En la Figura 3.5 se muestra el diagrama de bloques del proceso de endulzamiento con membranas; en el cual se muestra que el gas a ser tratado antes de para a una unidad de membranas para el endulzamiento, este debe ser re-acondicionado para no dañar a las membranas. El re-

acondicionamiento consiste en la deshidratación del gas, la filtración en un filtro coalescente, en el ajuste del dew point para la recuperación de condensado, además de la filtración de partículas y el calentamiento del gas para una mejor eficiencia del sistema de membranas.

3.4.2.1. DISEÑO DEL PROCESO DE MEMBRANAS:

Para el diseño debemos considerar los siguientes parámetros:

- **Selectividad de la membrana;** en este caso la selectividad del CO₂ respecto al metano.

Ecuación 3.4. Selectividad de la membrana

$$\alpha = \frac{P_i}{P_j} \quad (\text{Ec. 3.4})$$

- **Stage cut:** grado de separación requerida

Ecuación 3.5. Grado de separación

$$\theta = \frac{\text{Flujo de permeato}}{\text{Flujo de alimentación}} \quad (\text{Ec. 3.5})$$

Relación de Presiones:

Ecuación 3.6. Relación de presiones entre la presión de alimentación y del permeato.

$$\varphi = \frac{P_o}{P_l} \quad (\text{Ec. 3.6})$$

Además tomaremos en cuenta la siguiente nomenclatura para diferenciar el flujo de alimentación y del permeato.

Alimentación: *Presion:* P_o ; *composicion:* n_{i_o}, n_{j_o}

Permeato: *Presión:* P_l ; *Composición:* n_{i_l}, n_{j_l}

Dónde:

P_o, P_l : Presión de alimentación, Presión del permeato

n_{i0} : Composición molar de la alimentación (CO₂)

n_{j0} : Composición molar de la alimentación (CH₄)

n_{i1} : Composición molar del permeato (CO₂)

n_{j1} : Composición molar del permeato (CH₄)

P_i : Permeabilidad del componente i (CO₂) [barrer]

P_j : Permeabilidad componente j (CH₄) [Barrer]

La composición del CO₂ presente en la corriente del permeato (C) n_{i1} , está dado por:

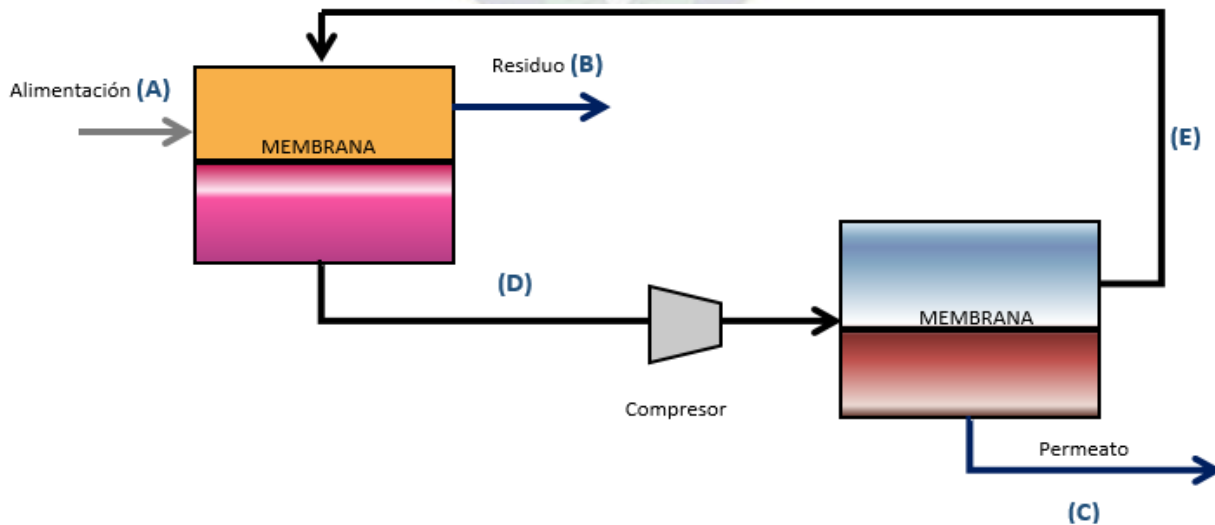
Ecuación 3.7. Composición del CO₂ presente en la corriente del permeato.

$$n_{i1} = \frac{\theta}{2} \left[n_{j0} + \frac{1}{\varphi} + \frac{1}{\alpha - 1} - \sqrt{\left(n_{j0} + \frac{1}{\varphi} + \frac{1}{\alpha - 1} \right)^2 - \frac{4\alpha n_{i0}}{(\alpha - 1)\varphi}} \right] \quad (\text{Ec. 3.7})$$

3.4.2.2. CÁLCULO DEL % DE REMOCIÓN DE CO₂ CON MEMBRANAS

Para el cálculo del % de remoción de CO₂ presente en el Campo Caigua se tomara la unidad de membranas de 2 etapas por la cantidad de gas a procesar (Figura 3.6).

Figura 3.6 Proceso de dos etapas en un sistema de membranas



Fuente: *Fundamentals of Natural Gas Processing*, 2006

En la Figura 3.6 se muestran las tres corrientes más importantes de un proceso de endulzamiento por membranas importantes:

- ✓ A = alimentación;
- ✓ B = residuo
- ✓ C = permeato.

Asumiendo la presión del permeato:

Presión del permeato: $P_l = 75$ [psig],

Selectividad para acetato de celulosa en la separación CO_2/CH_4 , el rango es de 15 a 20 (Tabla 3.10): para nuestro caso asumiremos una selectividad de la membrana $\alpha = 20$,

Tabla 3.10. Aplicaciones de módulos diseñados para la separación de distintas fases de gases

Componente a ser permeado	Material del polímero	Polímero típicamente usado	Selectividad típica sobre el metano
CO₂	Vidrio	Acetato de Celulosa, Poliamida	10 a 20
H₂S	Caucho	Bloque Copolímero de Eter-amina	20 a 30
N₂	Vidrio	Poliamida, polímeros per fluoruro	2 a 3
N₂	Caucho	Caucho de Silicona	0,35
H₂O	Caucho o vidrio	Muchos	>200
Butano	Caucho	Caucho de Silicona	7 a 10

Fuente: Membrane Technology and Applications, Richard W. Baker

En la Tabla 3.10 se muestra la selectividad de algunos componentes ácidos respecto al metano. Para la remoción del CO_2 generalmente se usa acetato de celulosa.

Con los datos de la Tabla 3.5 y asumiendo la presión del permeato (75 psig); reemplazando valores en la Ecuación 3.6, se tiene que la relación de presión será:

$$\varphi = \frac{1100 \text{ psig}}{75 \text{ psig}} = 14.67$$

Este valor indica que es posible que el gas a tratar pase a través de la membrana.

Reemplazando valores en la Ec. 3.7; la concentración de CO₂ en el permeato será:

$$n_{il} = \frac{14.67}{2} \left[0.0317 + \frac{1}{14.67} + \frac{1}{20-1} - \sqrt{\left(0.0317 + \frac{1}{14.67} + \frac{1}{20-1} \right)^2 - \frac{4 * 20 * 0.0317}{(20-1) * 14.67}} \right]$$

$$n_{il} = 0,246$$

Por tanto la concentración de CO₂ en el permeato de la primera etapa es 24.6% del metano que se perderá sino se recurre a una segunda etapa de permeación. Entonces, cuando esta corriente pase por una segunda etapa de permeación, se tendrá una recuperación del metano hasta 99.997%, reduciendo de esta manera la pérdida que se tiene en las membranas de una sola etapa.

Tabla 3.11. Balance de materia para el endulzamiento del gas por membranas

		Alimentación A	Residuo B	Permeato C	Corriente D	Corriente E
Composición (%molar)	CO ₂	3,17	1,50	99,83	24,60	3,17
	Metano	96,83	98,50	0,17	75,40	96,83
Caudal de flujo (MMscf)		30,00	29,49	0,51	2,30	1,79
Presión (psig)		1100,00	1050,00	75,00	75,00	1100,00

Fuente: Elaboración propia

Para el balance de materia (Tabla 3.11) se consideró que el volumen de ingreso a la planta es 30 MMscfd (formación Santa Rosa), el mismo se produce a una presión de 1100 psig (Tabla 3.5), si se tomase los volúmenes de Icla – Huamampampa se debe tomar gastos extras de compresión, haciendo del endulzamiento con membranas mucho más costosa.

Realizado el balance de materia se tiene que, en un sistema de membranas de dos etapas, la pérdida de metano sería 0.23 MMscfd que representa el 4% de metano.

3.4.3. ANÁLISIS FODA DEL PROCESO DE ENDULZAMIENTO CON AMINAS Y MEMBRANAS

El análisis FODA se realiza con el objeto de ver las fortalezas, debilidades, oportunidades y amenazas que tiene cierto proceso, para la toma de decisiones y realizar planes de proyecto.

Las fortalezas son las características especiales que tiene cierto método de endulzamiento, actividades que se desarrollan positivamente. Las oportunidades son aquellos factores que resultan favorables y explotables que permiten obtener ventajas competitivas.

Las debilidades son aquellos factores que provocan una posición desfavorable frente a los demás métodos de endulzamiento, recursos de los que se carece. Y finalmente las amenazas son aquellas situaciones que proviene del entorno y que llegan a perjudicar contra la continuidad de un método de un endulzamiento.

Teniendo estas consideraciones, realizaremos un análisis FODA para los métodos de endulzamiento en cuestión; aminas y membranas.

- **Endulzamiento del Gas con aminas**

El uso de las aminas en el proceso de endulzamiento, conlleva muchas ventajas y desventajas, algunas de ellas influyen en el proceso directa y otras indirectamente.

En la Figura 3.7, se muestra algunas potencialidades y debilidades que tiene el proceso de endulzamiento con el uso de las aminas, las cuales pueden controlarse con el chequeo del funcionamiento de los equipos, la toma de muestras de las aminas, la cromatografía de gas de entrada y salida de la unidad de endulzamiento de manera periódica y sistemática.

En cuanto a las oportunidades y amenazas del sistema de endulzamiento con aminas, el avance tecnológico encamina a un proyecto al éxito, por ejemplo, la inclusión de los scrubbers contrarresta la pérdida de la solución de amina y por tanto los costos de operación.

Figura 3.7. Análisis FODA del endulzamiento con MDEA



Fuente: Elaboración propia

- **Endulzamiento del Gas con membranas**

El uso de las membranas en el tratamiento del gas natural, va en progreso. Se considera que es una de las tecnologías más amigables con el medio ambiente; no genera desechos tóxicos³⁵.

³⁵ (BAKER, 2012)

En la Figura 3.8, se presenta el análisis FODA del sistema de endulzamiento con membranas. Entre sus debilidades están la pérdida considerable de metano, si solo se incluye un skid de membranas. Sin embargo, al incluir otro skid de membranas se recupera metano hasta el 95%, pero los costos de re-compresión se elevan considerablemente. Además que la presencia de agua y condensado, influye en gran medida la vida útil de las membranas.

Figura 3.8. Análisis FODA del endulzamiento de gas con Membranas



Fuente: Elaboración propia

3.4.4. VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LOS PROCESOS DE ENDULZAMIENTO CON AMINAS Y MEMBRANAS

AMINAS:

Ventajas:

- ✓ Método ampliamente conocido para la remoción de gases ácidos
- ✓ La remoción de gases ácidos es eficiente ya que se puede alcanzar especificaciones de venta
- ✓ Las aminas terciarias son menos corrosivas.
- ✓ El producto de la reacción con el gas ácido es inestable, por lo que pueden recuperarse los compuestos iniciales.

Desventajas:

- ✓ Las aminas se degradan fácilmente con la temperatura.
- ✓ La solución de amina se oxida por la presencia de oxígeno o aire.
- ✓ Formación de espuma por la presencia de hidrocarburos, que contribuyen a corrosión de las líneas que están en contacto con la amina rica.
- ✓ Partículas en suspensión contribuye en la formación de espuma.

MEMBRANAS:

Ventajas:

- ✓ Bajo capital de inversión, cuando es comparado con solventes.
- ✓ Fácil operación: el proceso funciona sin vigilancia
- ✓ Fácil instalación: las unidades son fácilmente transportables
- ✓ Simplicidad: no tiene partes móviles para las unidades de proceso de una etapa.
- ✓ No necesita adiciones químicas.

Desventajas:

- ✓ Pre- tratamiento al gas a tratar: remoción de líquidos y sólidos que puedan dañar la membrana.

- ✓ Pre compresión del gas: para una mejor permeación.
- ✓ Existen más pérdidas de hidrocarburos pesados que en los solventes.
- ✓ Remoción del H₂S: los caudales de permeación de H₂S y el CO₂ es casi lo mismo, pero es difícil alcanzar las especificaciones requeridas de H₂S.
- ✓ Volumen de remoción: para una mejor remoción de gases ácidos, se necesita de otro proceso de endulzamiento para alcanzar las especificaciones requeridas.

3.5. CONSIDERACIONES AMBIENTALES

Desde una perspectiva ambiental, en el tratamiento del gas con aminas se pueden existir fugas de CO₂ además de la amina rica derramada, estos productos de desecho y la recuperación de tóxicos deben manejarse con mucho cuidado. Además de la remota posibilidad de liberación del dióxido de carbono, las aminas tienen una afinidad por los BTEX (benceno, tolueno, etilbenceno y xilenos), que pueden ser ventilados durante la regeneración de la amina, específicamente en los reclaimers, los sólidos en los reclaimers presentan un problema de eliminación, especialmente con MEA porque se agrega cáustico o ceniza de sosa para ayudar a revertir la reacción.

Las membranas son probablemente los más seguros y amigables con el medio ambiente de todos los procesos de endulzamiento del gas natural. Ya que no se usan químicos, no se generan productos o desechos, y las membranas son operadas generalmente a temperaturas ambiente.

3.6. SEGURIDAD INDUSTRIAL EN EL PROCESO DE ENDULZAMIENTO

La preocupación más obvia que existe con el tratamiento con amina es las fugas de H₂S o CO₂ que pueden existir en la planta, incluso de la amina rica derramada. Además, algunas secciones operan a altas temperaturas. El manejo cáustico es otro peligro si la recuperación de MEA se realiza en el sitio. Los productos de desecho de recuperación son tóxicos y deben manejarse con cuidado (Engineering Data Book, 2004b). Los gases ácidos deben ser manejados de manera que no afecte al personal operativo que este en contacto directo con estos gases. Para ello se realizan procedimientos para el manejo apropiado de estos gases y elaboración de riesgos en el sistema de endulzamiento. A continuación se describe los problemas que pueden presentarse por la presencia de CO₂ en ciertos porcentajes.

Efecto de la concentración del CO₂ en el cuerpo humano³⁶

- 350 – 400 ppm - nivel ambiente al aire libre.
- Hacia 1000 ppm – el nivel recomendado de CO₂ en zonas interiores.
- 1200 – 1500 ppm – el nivel máximo recomendado de CO₂ en zonas interiores.
- 1000 – 2000 ppm – se producen síntomas de fatiga y reducción de la concentración.
- 2000 – 5000 ppm – pueden producirse dolores de cabeza.
- 5000 ppm – concentración máxima segura y sin riesgos para la salud.
- > 5000 ppm - náuseas y aumento del ritmo cardiaco.
- > 15000 ppm - dificultades respiratorias.
- > 40000 ppm – posible pérdida de la conciencia

3.7. IDENTIFICACION DE ESCENARIOS PROPUESTOS PARA EL TRATAMIENTO Y ADECUACION DEL CAMPO CAIGUA.

El uso de las aminas en Bolivia, tiene una tradición operativa del 100 %, debido a que el gas boliviano es “dulce”. Pero existen ciertas tecnologías como la aplicación de las membranas poliméricas para el endulzamiento del gas que están revolucionando su uso en otros países, por la flexibilidad operativa que ofrece, además, de lo amigable que son las membranas al medio ambiente.

Entonces, para el caso de estudio se considera cuatro escenarios de tratamiento de la producción del Campo Caigua.

a) ESCENARIO 1: *Planta San Roque – Membranas- Ajuste Dew Point por Refrigeración Mecánica.*

Se propone este escenario porque se tiene ya una planta instalada a 25 kms. del Campo Caigua, el cual ya cuenta con el sistema de refrigeración mecánica con propano³⁷, solo se tendría que adecuar e instalar una unidad de endulzamiento para tratar el gas proveniente del Campo Caigua; en este caso se propone, la instalación de una unidad de membranas por ser compacta y flexible a los cambios de composición del gas natural.

³⁶ www.enectiva.cz/co2-espacio-interior

³⁷ (CHACO S.A., Campo San Roque, 2015)

Ventajas

- Ahorro en la instalación de una unidad de dew point.
- Se tiene instalado en la Planta San Roque una unidad de Deshidratación.
- Facilidades de entrega de gas tratado al gasoducto YABOG, construido

Desventajas

- Adecuación e instalación de una unidad de endulzamiento.
- Adecuación e instalación de los instrumentos, además, de la automatización de los mismos para ser operados desde el panel de control
- Mantenimiento correctivo de la Planta, ya que el mismo fue instalado en la década de los 80`s.
- Adecuar el sistema dew point, para remover al máximo gas condensado, ya que la mínima presencia de líquido en las membranas poliméricas, reducirá la vida útil de las mismas.

b) ESCENARIO 2: *Planta San Roque – Aminas- Ajuste Dew Point por Refrigeración Mecánica.*

Se propone este escenario, para aprovechar que se tiene ya una planta instalada a 25 kms. del Campo Caigua, el cual ya cuenta con el sistema de refrigeración mecánica con propano³⁸, además de unidad de deshidratación y demás facilidades que tiene instalado la Planta San Roque; solo se tendría que adecuar e instalar una unidad de endulzamiento para tratar el gas proveniente del Campo Caigua; en este caso se propone, la instalación de una unidad de aminas por su tradición operativa.

Ventajas

- Ahorro en la instalación de una unidad de dew point.
- Se tiene instalado en la Planta San Roque una unidad de Deshidratación y demás facilidades como los tanques de almacenamiento de condensado.
- Facilidades de entrega de gas tratado al gasoducto YABOG, construido

³⁸ (CHACO S.A., Campo San Roque, 2015)

Desventajas

- Adecuación e instalación de una unidad de endulzamiento con aminas.
- Adecuación e instalación de los instrumentos, además, de la automatización de los mismos para ser operados desde el panel de control
- Mantenimiento correctivo de la Planta, ya que el mismo fue instalado en la década de los 80`s.

c) **ESCENARIO 3: Nueva Planta en Caigua – Aminas- Ajuste Dew Point por Refrigeración Mecánica.**

Se propone la implementación de las facilidades para el tratamiento de la producción del Campo Caigua que incluye, una unidad de endulzamiento con aminas por la tradición operativa, un sistema de ajuste del dew point por refrigeración mecánica con propano porque presenta una baja caída de presión, unidad de deshidratación, sistema de remoción de mercurio, un sistema de separación primaria. etc. Se plantea esta alternativa para evitar que se realice el transporte de gas agrio por tuberías desde Caigua a San Roque.

Ventajas

- Instalación nueva de todas las unidades de tratamiento necesarios para la producción del Caigua, evitando las adecuación y mantenimiento correctivo de la Planta San Roque que incrementa los costos de inversión, ya que muchas veces se tiene que mandar a construir equipos que en la actualidad ya no existen.
- Instalación de los equipos e instrumentos automatizados para el control de las variables desde el panel de control
- Facilidades de transporte del gas natural y condensado más corto (12 km y 19 km respectivamente)

Desventajas

- Contratación de nuevos operadores en la planta, que incrementara los costos OPEX.
- La construcción de una nueva planta, requiere nuevos permisos ambientales.

d) ESCENARIO 4: *Planta San Roque – Membranas- Ajuste Dew Point con Twister.*

El último escenario que se propone es la adecuación e instalación de un sistema de endulzamiento con membranas para aprovechar las ventajas operativas de los polímeros. Además de un sistema de ajuste del dew point instalando un Twister, con el objetivo de asegurarse de que e escenario, para aprovechar que se tiene ya una planta instalada a 25 kms. del Campo Caigua, el cual ya cuenta con el sistema de no se dañen las membranas por la presencia de condensado.

Ventajas

- Se tiene instalado en la Planta San Roque una unidad de Deshidratación y demás facilidades como la unidad de remoción de mercurio, etc.
- Facilidades de entrega de gas tratado al gasoducto YABOG, construido
- Facilidades para el transporte de condensado para su posterior tratamiento, construido

Desventajas

- Adecuación e instalación de una unidad de endulzamiento con membranas.
- Adecuación e instalación de los instrumentos, además, de la automatización de los mismos para ser operados desde el panel de control.
- Costos de inversión por la implementación de un nuevo sistema de ajuste del punto de rocío como es el Twister. Si bien es eficiente sus costos de mantenimiento también son elevados.

CAPITULO IV

EVALUACIÓN ECONÓMICA

El análisis económico comprende el estudio de los costos de inversión y operación para el tratamiento del gas natural con aminas y membranas. Por tanto, se considera cuatro escenarios de procesamiento del gas natural proveniente del Campo Caigua que contiene CO₂ por encima de las especificaciones de venta, en el análisis se incluye la adecuación de la Planta San Roque y/o la instalación de una nueva Planta en el Campo Caigua.

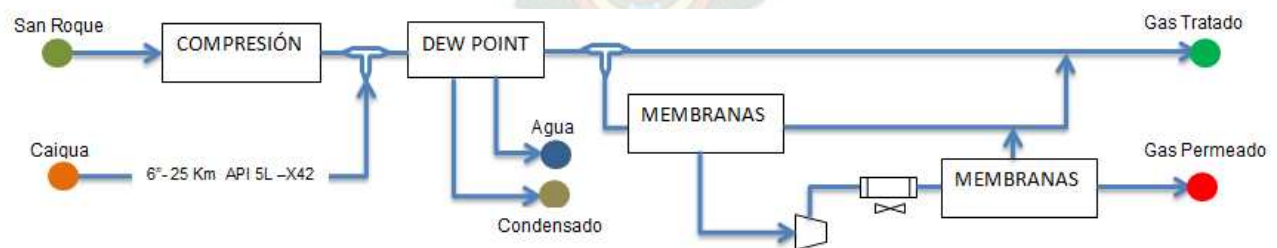
En este acápite se tiene como objetivo determinar la zona más recomendable para la instalación de una unidad de endulzamiento.

- **Escenario 1:**

Para el primer Escenario se considera la adecuación de las facilidades existentes en Planta San Roque, el cual deberá ser adecuado para recibir la producción del campo CAIGUA, adicional a esto se considera la implementación de membranas para la remoción de CO₂.

En la Figura 4.1 se esquematiza el escenario 1, donde se propone instalar una unidad de membranas de dos etapas para el endulzamiento del gas y adecuar las facilidades del sistema de Dew Point en la Planta San Roque. Para ello se considera la instalación de la línea de transporte de 6" de 25 kms. que se interconectara antes de la unidad de ajuste de dew point para la recuperación de condensado.

Figura 4.1. Esquema del procesamiento propuesto para el Escenario 1: Planta San Roque – Membranas - Dew Point por refrigeración mecánica

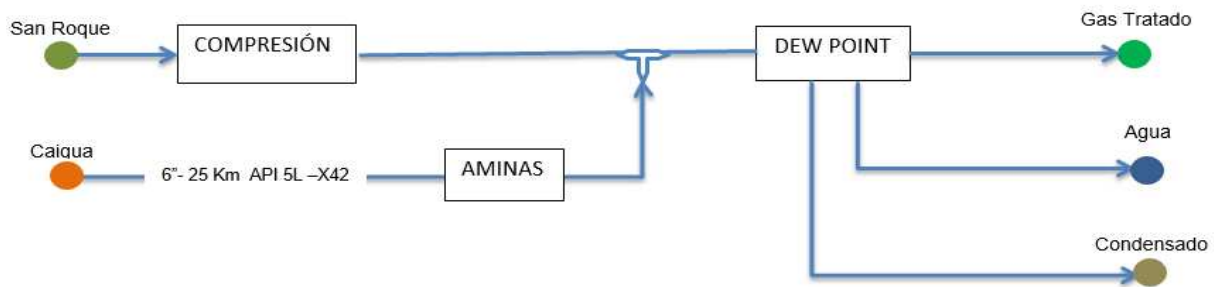


Fuente: Elaboración propia a partir del Informe (IPE Bolivia Energy Movers, 2014)

- **Escenario 2:**

El escenario 2 considera, la adecuación de las facilidades de ajuste de punto de rocío de San Roque, el cual cuenta con una unidad de refrigeración mecánica con propano el cual ajustara las condiciones de punto de rocío del hidrocarburo, de igual forma se considera la instalación de una unidad de endulzamiento con aminas para la reducción del contenido de CO₂. (Figura 4.2).

Figura 4.2. Esquema del procesamiento propuesto para el Escenario 2: Planta San Roque – Aminas – Dew Point por refrigeración mecánica

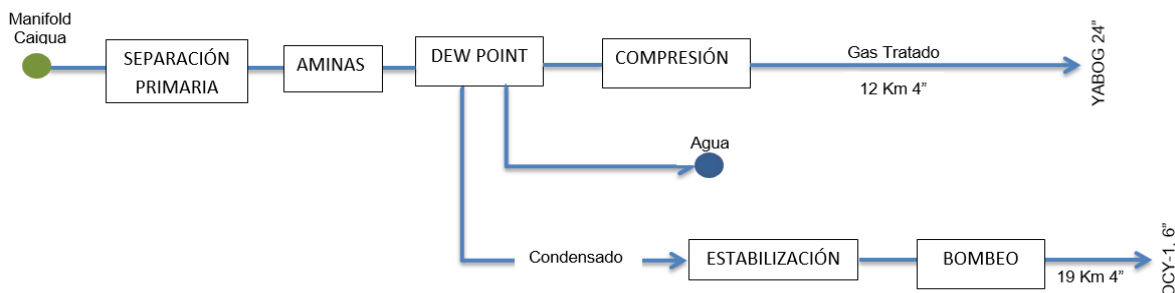


Fuente: Elaboración propia a partir del Informe (IPE Bolivia Energy Movers, 2014)

- **Escenario 3**

Consiste en la implementación de facilidades de procesamiento en la zona CAIGUA (Figura 4.3), el cual deberá incluir una unidad de endulzamiento con amina y ajuste de punto de rocío mediante refrigeración mecánica. La compresión se realiza para alcanzar la presión de envío al gasoducto YABOG, gasoducto para la venta de gas al Brasil.

Figura 4.3. Esquema del procesamiento propuesto para el Escenario 3: Nueva planta Caigua aminas y Dew Point por refrigeración mecánica



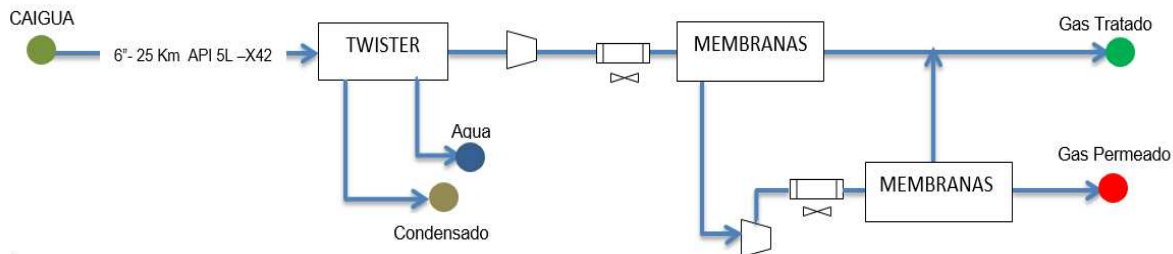
Fuente: Elaboración propia a partir del Informe (IPE Bolivia Energy Movers, 2014)

La instalación de la planta considera los sistemas de: hot oil para el calentamiento de la regeneración de amina, sistema de deshidratación, dew point para la extracción de condensado, sistema de remoción de mercurio, sistema de separación primaria, etc.

- **Escenario 4**

Consiste en la Implementación de una unidad de membranas de dos etapas para el endulzamiento y ajuste del punto de rocío con la tecnología **TWISTER** en la Planta en San Roque. Asegurando de esta manera que las membranas no sean dañadas por la presencia de condensado (Figura 4.4).

Figura 4.4. Esquema de procesamiento propuesto para el Escenario 4: Planta San Roque Membranas – ajuste del punto de rocío con TWISTER



Fuente: Elaboración propia a partir del Informe (IPE Bolivia Energy Movers, 2014)

4.1. PROCEDIMIENTO DEL ANÁLISIS

Para la selección del mejor escenario, de forma que se adapte a las condiciones exigidas por la normativa vigente de especificaciones de venta (Anexo C), se realizara un análisis de costo beneficio de cada escenario propuesto para el tratamiento de la producción del campo Caigua.

4.1.1. ANÁLISIS ECONÓMICO CAPEX Y OPEX

Se deberá analizar los costos asociados el proyecto desde el punto de vista de la inversión inicial y costos operativos a fin de determinar todos los costos de los equipos mayores y servicios auxiliares.

Los costos de inversión o CAPEX, son por ejemplo gastos que se erogan una sola vez , tales como la compra de un terreno, adecuación y/o instalación de un terreno, adecuación y/o instalación del manifold de control, la construcción de las líneas de transporte, separadores primarios, la compra de una unidad de endulzamiento de aminas o membranas, la compra y/o adecuación de un sistema

de ajuste de rocío para la recuperación de condensado, compra del sistema de recuperación de aminas que incluye un reherbidor, instalación de piletas API para la recolección de aminas degradadas, sistema de estabilización de condensado, instrumentación asociada a los equipos, etc.

Los costos de operación u OPEX, son los costos de mantenimiento que se realizaran en la Planta San Roque o en la nueva Planta que se propone construir en la zona Caigua, también incluye los costos de remuneración a los operarios, pérdidas de hidrocarburo costos de mantenimiento de compresión, amina que se recircula por la degradación de la misma o el costo del cambio de las membranas poliméricas por lo menos cada 2 años, dependiendo del escenario propuesto.

4.1.1.1. ESCENARIO 1: Planta San Roque Membranas – Refrigeración Mecánica

Para el primer escenario se considera un sistema de ajuste de punto de rocío con refrigeración mecánica en San Roque, adecuando las instalaciones actuales, adicionando un sistema de endulzamiento con membranas de dos etapas aguas abajo del sistema de ajuste del punto de rocío. La producción de CAIGUA deberá ser transportada mediante dos tuberías de 6 in. API 5L X42/52 respectivamente (Alta y Baja Presión) a través de 26 Kilómetros aproximadamente hasta las facilidades de procesamiento de San Roque.

Por tanto, la Planta San Roque tendría que ser modificada y ampliada para producir, transportar y acondicionar la producción de los pozos del Campo Caigua (CAI-X11 y CAI-X1001D). Para dicha adecuación se tendrían que realizar los siguientes trabajos:

- ✚ Líneas de producción de los pozos, facilidades de producción: colector, separador primario, instrumentación, entre otros.
- ✚ Línea de transporte de 6" (in.) y 25 Km. aproximadamente desde CAI-X1001 hasta Planta San Roque.
- ✚ En Planta San Roque se deberá adecuar: colectores, ampliar el sistema de dew point para la recuperación de líquidos, incorporación de separador de alta, implementación de sistema de recolección de venteos, instalación de un KOD Flare, implementar los sistemas de calentamiento, adecuación e instalación del sistema de medición de gas de venta, Adecuación del sistema de drenajes pluviales, cerrados y piletas API; instalación y montaje del sistema de carguío de propano, bombas y conexiones, automatización de planta, etc.

Tabla 4.1. Costos de Inversión CAPEX – Escenario 1

ESCENARIO 1: AJUSTE DE PUNTO DE ROCIO CON REFRIGERACION MECANICA - ENDULZAMIENTO CON MEMBRANAS - SAN ROQUE					
N°	Ítem	Descripción	Costo Material	Transporte / Impuestos	Total Parcial
1	Tuberías de Recolección desde Facilidades CAI hasta Planta SNQ e instalación	Tubería de 6" 25 Km API 5L X52 Tubería de 6" 25 Km API 5L X42 Construcción del tendido de línea regular, cruces especiales, Pruebas de control de calidad	3.900.000,00	1.170.000,00	35.100.000,00
3	Cambio de Mazo de Tubo Chiller	Cambio de Acero Inoxidable MAWP 285 psig @ 100 °F MDMT: -20°F @ 285 Psig	375.000,00	112.500,00	487.500,00
4	Cambio Mazo de Tubos Intercambiador Gas / Gas	Cambio de Acero Inoxidable MAWP: 1415 psig @ 150°F	375.000,00	112.500,00	487.500,00
5	Trabajos Planta San Roque	Adecuación en el área de colectores, Instalaciones de válvulas SDV's, adecuación de calentadores, Adecuación del sistema de drenajes pluviales, cerrados y Pileta API; Instalación y montaje del sistema de carguío de propano, bombas y conexiones, Automatización de planta, compresores. Canalizaciones, gabinetes en sala de control, cableados, módulos de PLC's, otros.		5.273.000,00	5.273.000,00
6	Compra Unidad de Membrana dos etapas	Spiral wound & 150 Membranas CYNARA	7.975.000,00	2.017.500,00	9.992.500,00
7	Sistema de Compresión	Compresor Reciprocante 450 HP	900.000,00	270.000,00	1.170.000,00
8	Paro de Planta San Roque	980.470,26
9	Instrumentación asociada	Instrumentación asociada correspondiente a 8% del costo de equipos mayores	1.130.640,00
10	Fundaciones	Correspondiente al 15% de equipos mayores	2.119.950,00
11	Ingeniería	Correspondiente al 5% de equipos y equipos mayores	706.650,00
12	Trabajos de Instalación	Trabajos de montaje y interconexión entre Skids	1.200.000,00
Costo Total Proyecto (\$us)					58.648.210,26

Fuente: Elaboración propia a partir del Informe (IPE Bolivia Energy Movers, 2014)

El tendido de los gasoductos de 6” (alta y baja presión), influyen de sobremanera en los costos de inversión tal como se ve en la Tabla 4.1., el cual representa el 43% de la inversión total para el escenario 1. Mientras que la compra e instalación de la unidad de endulzamiento con membranas implica apenas el 2% de la inversión total.

Los costos de operación que serán requeridos para el escenario 1, se describe en la Tabla 4.2. Los costos de mantenimiento considera el mantenimiento de los equipos de dew point, endulzamiento, deshidratación, almacenamiento, etc.

Tabla 4.2. Costos de operación OPEX – Escenario 1

PRIMER ESCENARIO - DEW POINT - MEMBRANA - SAN ROQUE				
N°	Ítem	Descripción	Costo promedio Mes	Costo Promedio Anual
1	Costo de Operación y Mantenimiento Planta San Roque		103.000,00	1.236.000,00
2	Costo Personal Operativo Adicional	1 Operador 6500 Sus/Mes 1 Instrumentista: 6000 Sus/mes 1 Mecánico: 6200 Sus/mes	18.700,00	224.400,00
3	Costos Cambio de Membranas	150 Membranas Cambio Cada 2 años empezando por el 20% a partir del primer año		227.500,00
4	Costos Perdidas de Hidrocarburo	Aprox. 0,000707 MMscfd de CH ₄ LHV; 2431 BTU/Lb	2.500,00	7.500,00
5	Costos Mantenimiento de Compresión	9 Sus/HP Mensual	4.050,00	48.600,00
			TOTAL (Sus)	1.744.000,00

Fuente: Elaboración propia a partir del Informe (IPE Bolivia Energy Movers, 2014)

4.1.1.2. ESCENARIO 2: Planta San Roque Aminas – Refrigeración Mecánica

El escenario 2, es similar al escenario anterior con la diferencia de adicionar una unidad de amina en vez de las membranas, aguas arriba de la unidad de ajuste de punto de rocío mediante refrigeración mecánica con propano existente en San Roque, facilidades que deberán ser adecuadas, se deberá considerar que la producción de Caigua deberá ser transportada mediante dos tuberías de 6 pulgadas (alta y baja presión) a través de 25 Kilómetros hasta las facilidades de procesamiento de San Roque.

Tabla 4.3. Costos de inversión CAPEX – Escenario 2

ESCENARIO 2 - ENDULZAMIENTO CON AMINA - AJUSTE DE PUNTO DE ROCIO MEDIANTE REFRIGERACION MECANICA - SAN ROQUE					
Nro.	Ítem	Descripción	Costo Material	Transporte / Impuestos	Total Parcial
1	Tuberías de Recolección desde Facilidades CAI hasta Planta SNQ e instalación	Tubería de 6" 25 Km API 5L X52 Tubería de 6" 25 Km API 5L X42 Construcción del tendido de línea regular, cruces especiales, Pruebas de control de calidad	3.900.000,00	1.170.000,00	35.100.000,00
2	Cambio de Mazo de Tubo Chiller	Cambio de Acero Inoxidable MAWP 285 psig @ 100 °F MDMT: -20°F @ 285 Psig Espesor de Tubos : 0,316 Pulgadas	375.000,00	112.500,00	487.500,00
3	Cambio Mazo de Tubos Intercambiador Gas / Gas	Cambio de Acero Inoxidable MAWP: 1415 psig @ 150°F Dimensiones 18" x40' s/s Espesor de tubos 1,375 Pulgadas	375.000,00	112.500,00	487.500,00
4	Sistema de Hot Oil	Sistema para entregar Aceite caliente a Sistema de Regeneración de Amina Sistema de Regeneración de Glicol Reboiler de la Estabilizadora - Horno de 180000 MMBtu/hr	1.200.000,00	360.000,00	1.560.000,00
5	Compra Unidad de amina	Unidad de Amina. Tasa de Circulación de Amina 90 gpm	5.970.000,00	1.950.000,00	7.920.000,00
6	Tratamiento de amina rica	Sistema de Remoción de Planta de amina de 90 gpm	60.000,00	18.000,00	78.000,00
7	Trabajos Planta San Roque	Adecuación en el área de colectores, Instalaciones de válvulas SDV's, adecuación de calentadores, Adecuación del sistema de drenajes pluviales, cerrados y Pileta API; Instalación y montaje del sistema de carguío de propano, bombas y conexiones, Automatización, compresores. Canalizaciones, gabinetes en sala de control, cableados, módulos de PLC's, otros.		5.273.000,00	5.273.000,00
8	Paro de Planta San Roque		980.470,26
9	Instrumentación asociada	Instrumentación asociada correspondiente a 8% del costo de equipos mayores		984.080,00
10	Fundaciones	Fundaciones correspondiente al 15% de equipos mayores		1.288.317,62
11	Ingeniería	Correspondiente al 5% de equipos y equipos mayores		827.044,02
12	Montaje e Interconexión	Trabajos de montaje y interconexión entre Skids		1.800.000,00
Costo Total Proyecto (Sus)					56.785.911,90

Fuente: Elaboración propia a partir del Informe (IPE Bolivia Energy Movers, 2014)

El tendido de los gasoductos de 6” (alta y baja presión), influyen de sobremanera en los costos de inversión tal como se ve en la Tabla 4.3., el cual representa el 44% de la inversión total para el escenario 2. Mientras que la compra e instalación de la unidad de endulzamiento de aminas implica el 27% de la inversión total, el cual considera el sistema de hot oil y el sistema de regeneración de la amina.

Los costos de operación que serán requeridos para el escenario 2, se describe en la Tabla 4.4. Los costos de mantenimiento considera el mantenimiento de los equipos de dew point, endulzamiento, deshidratación, almacenamiento, etc.

Tabla 4.4. Costos de operación OPEX – Escenario 2

SEGUNDO ESCENARIO - DEW POINT - AMINA - SAN ROQUE				
N°	Ítem	Descripción	Costo promedio Mes	Costo Promedio Anual
1	Costo de Operación y Mantenimiento Planta San Roque		103.000,00	1.236.000,00
2	Costo Personal Operativo Adicional	2 Operador 6500 Sus/Mes 2 Instrumentista: 6000 Sus/mes 2 Mecánico: 6200 Sus/mes	37.400,00	448.800,00
3	Costos Perdidas de Amina	Perdida Prom. 1 Kg/MMscfd Costo 9 Sus/Kg		97.200,00
4	Cambio de Filtros activado y de partículas	Cambio Cada 6 meses		140.000,00
5	Inhibidor de Espuma	Inyección intermitente		12.000,00
6	Mantenimiento de Bomba de Hot Oil	Bomba de 60 HP		6.480,00
TOTAL (\$us)				1.940.480,00

Fuente: Elaboración propia a partir del Informe (IPE Bolivia Energy Movers, 2014)

4.1.1.3. ESCENARIO 3: Nueva Planta Caigua Amina – Refrigeración Mecánica

El tercer escenario considera la construcción de facilidades de endulzamiento con aminas y ajuste del punto de rocío mediante refrigeración mecánica con propano en CAIGUA, la distancia estimada desde los es de 11.5 Km aprox., se considera además una tubería de 6” para el transporte del gas de venta a través de 1 Km hasta el gasoducto YABOG; y la tubería de entrega de condensado de 3” de diámetro, y una distancia de 5 Kilómetros aproximadamente hasta interconectar al Oleoducto OCY.

Tabla 4.5. Costos de inversión CAPEX – Escenario 3

ESCENARIO 3 - ENDULZAMIENTO CON AMINA- AJUSTE DE PUNTO DE ROCIO CON REFRIGERACION MECANICA - CAIGUA					
N°	Ítem	Descripción	Costo Material	Transporte / Impuestos	Total Parcial
1	Compra de Terreno y movimiento	Terreno de 50 hectáreas, relleno y compactación			725.000,00
2	Manifold de Producción y Prueba	ANSI 600#, con válvulas, manómetros e Indicadores de temperatura	240.000,00	72.000,00	312.000,00
3	Separadores de Alta y baja	separadores trifásicos	885.000,00	265.500,00	1.150.500,00
4	Generadores	Caterpillar 150 KW	750.000,00	225.000,00	975.000,00
5	Tubería de Recolección, desde Facilidades CAI hasta nueva Planta Caigua	Tubería de 6" 11,5 Km API 5L X42 Construcción del tendido de línea regular, cruces especiales, Pruebas de control de calidad	7.245.000,00	517.500,00	13.282.500,00
6	Tubería de Venta Gas, desde nueva planta CAI hasta conexión YABOG	Tubería de 6" 1 Km A PI 5L X42 Construcción del tendido de línea regular, cruces especiales, Pruebas de control de calidad	150.000,00	45.000,00	675.000,00
7	Tubería de Venta líquidos, desde nueva planta CAI hasta conexión OCY	Tubería de 3" 5 Km A PI 5L X42 Construcción del tendido de línea regular, cruces especiales, Pruebas de control de calidad	300.000,00	90.000,00	1.590.000,00
8	Compra Unidad de amina	Tasa de Circulación de Amina 90 gpm	5.970.000,00	1.791.000,00	7.761.000,00
9	Compra Unidad Dew Point	35 MMscfd , Refrigeración con propano	4.800.000,00	1.440.000,00	6.240.000,00
10	Tratamiento de amina rica	Sistema para regeneración de amina	100.000,00	30.000,00	130.000,00
11	Sistema de Hot Oil	Sistema de Regeneración de Amina, Glicol; Reboiler de la Estabilizadora - Horno de 180000 MMBtu/hr+C2	1.200.000,00	360.000,00	1.560.000,00

12	Planta Aguas Servidas	30 m ³ /día	100.000,00	30.000,00	130.000,00
13	Sala de Control	12 metros x 12 metros	87.000,00	17.400,00	104.400,00
14	Vivienda (Almacenes)	15 Dormitorios, 9mx15m	205.000,00	41.000,00	246.000,00
15	Almacenamiento de Agua	5000 Barriles Material A-36	380.000,00	114.000,00	494.000,00
16	Almacenamiento de Condensado	1200 Barriles, Material A-36.	850.000,00	255.000,00	1.105.000,00
17	Sistema de Estabilización	Torre destilación 54"x45+C31' - 20 Bandejas; 215 Psig @ 460 °F	150.000,00	45.000,00	195.000,00
18	Sistema de agua contra incendio	Sistema Independiente monitores hidrantes, rociadores	288.900,00	86.670,00	375.570,00
19	Bomba Contra incendio + Jockey	1000 GPM, Pdescarga: 150 Psig Jockey: 15 GPM, Pdescarga: 155 psig.	138.876,00	87.491,88	226.367,88
20	Sistema de Venteo y Despresurización	KOD 48"x15' 1/2 Pulgadas, flare stock de 6 “ y 15 metros de alto	514.086,00	154.225,80	668.311,80
21	Sistema de Compresión de Intermedia	Compresores reciprocantes, para manejar el sistema de intermedia 750 psig - 6 MMPcd; 350 HP	1.900.000,00	570.000,00	2.470.000,00
22	Sistema de Medición y Compresión de Venta	Compresores reciprocantes, para ingresar al sistema de gas de 1440 psig - 35 MMPcd; 950 HP	700.000,00	210.000,00	910.000,00
23	Instrumentación asociada	8% del costo de equipos mayores		1.685.851,97
24	Fundaciones	15% de equipos mayores		3.307.222,45
25	Ingeniería	5% de equipos y equipos mayores		1.102.407,48
26	Trabajos de Montaje e Interconexión	Trabajos de montaje y interconexión entre Skids		2.438.678,00
Costo Total Proyecto (\$us)					49.859.809,58

Fuente: Elaboración propia a partir del Informe (IPE Bolivia Energy Movers, 2014)

El tendido de las líneas de transporte de hidrocarburos (gas y condensado); una de transporte desde el manifold hasta la nueva planta, otra desde la planta caigua al gasoducto de venta YABOG y una tercera, desde la nueva Planta Caigua hasta el ducto OCY, representan el 31% del costo total de inversión para el escenario 3, tal como se ve en la Tabla 4.5. El resto son costos de inversión que implica la compra e instalación de las unidades de endulzamiento, dew point, tanques de almacenamiento del condensado y agua, el sistema de tratamiento de aguas servidas, sistemas de compresión para envío de gas al gasoducto YABOG, etc.

Los costos de operación que serán requeridos para el escenario 3, se describe en la Tabla 4.4. Los costos de mantenimiento y operación de la nueva planta, son costo promedio, que tiene la Planta San Roque.

Tabla 4.6. Costos de operación OPEX – Escenario 3

TERCER ESCENARIO NUEVA PLANTA CAIGUA AMINA - DEW POINT CON REFRIGERACION MECANICA CON PROPANO				
Nº	Ítem	Descripción	Costo promedio Mes	Costo Promedio Anual
1	Costo de Operación y Mantenimiento Promedio Planta Caigua	Costos O&M similar a los de la Planta San Roque incluyendo Amina	191.500,00	2.298.000,00
TOTAL (\$us)				2.298.000,00

Fuente: Elaboración propia a partir del Informe (IPE Bolivia Energy Movers, 2014)

4.1.1.4. ESCENARIO 4: Planta San Roque Membranas – Ajuste del punto de Rocío con la Tecnología TWISTER

El cuarto escenario contempla la instalación de un sistema de ajuste de punto de rocío, mediante un sistema TWISTER y endulzamiento con Membranas en San Roque. La tecnología del Twister permite que se recupere hasta un 99 % de los condensados y por tanto estando libre de condensado, favorece al uso de las membranas; ya que aumentarían la vida útil de las membranas.

Tabla 4.7. Costos de inversión CAPEX – Escenario 4

ESCENARIO 4 - ENDULZAMIENTO CON AMINA - AJUSTE DE PUNTO DE ROCIO MEDIANTE REFRIGERACION MECANICA - SAN ROQUE					
N°	Ítem	Descripción	Costo Material	Transporte / Impuestos	Total Parcial
1	Tuberías de Recolección desde Facilidades CAI hasta Planta SNQ e instalación	Tubería de 6" 25 Km API 5L X52 y Tubería de 6" 25 Km API 5L X42 Construcción del tendido de línea regular, cruces especiales, Pruebas de control de calidad	3.900.000,00	1.170.000,00	35.100.000,00
2	Separador Frio	30 MMscfd SA -516 Gr. 70 52"x 15'	600.000,00	180.000,00	780.000,00
3	Trabajos Planta San Roque	Adecuación en el área de colectores, Instalaciones de válvulas SDV's, adecuación de calentadores, Adecuación del sistema de drenajes pluviales, cerrados y Pileta API; Instalación y montaje del sistema de carguío de propano, bombas y conexiones, Automatización, compresores. Canalizaciones, gabinetes en sala de control, cableados, módulos de PLC's, otros.		5.273.000,00	5.273.000,00
4	Cambio de Mazo de Tubo Chiller e intercambiador	Cambio de Mazo de tubos para incrementar capacidad de planta a 30 Mmscfd	1.600.000,00	480.000,00	2.080.000,00
5	Hydrate Separator	Recuperador de Hidratos en Línea	2.400.000,00	720.000,00	3.120.000,00
6	Unidad de Membrana dos etapas	Spiral wound & 150 Membranas CYNARA	7.975.000,00	2.017.500,00	9.992.500,00
7	Sistema de Compresión	Compresor Reciprocante 450 HP presión de admisión 75 psig; Presión de descarga 1220	3.750.000,00	1.125.000,00	4.875.000,00
8	Compra Unidad de TWISTER	Sistema de aceleración del fluido al 90% de la velocidad sónica dando lugar a la remoción de agua e hidrocarburos pesados	7.400.000,00	2.220.000,00	9.620.000,00
9	Instrumentación	Instrumentación asociada correspondiente a 8% del costo de equipos mayores		2.324.400,00
10	Fundaciones	Fundaciones correspondiente al 15% de equipos mayores		348.660,00
11	Ingeniería	5% de equipos y equipos mayores		116.220,00
12	Trabajos de Montaje e Interconexión	Trabajos de montaje y interconexión entre Skids		3.200.000,00
Costo Total Proyecto (\$us)					76.829.780,00

Fuente: Elaboración propia a partir del Informe (Movers, 2014)

El tendido de los gasoductos de 6" (alta y baja presión), influyen de sobremanera en los costos de inversión tal como se ve en la Tabla 4.7, el cual representa el 46% (35MM\$us) de la inversión total del escenario 4. Mientras que la compra e instalación de la unidad de endulzamiento con membranas implica apenas el 4% de la inversión total. Entre tanto, la instalación de la tecnología Twister implica una inversión del 19%, incrementando los costos de inversión para el escenario 4.

Los costos de operación que serán requeridos para el escenario 4, se describe en la Tabla 4.8. Los costos de mantenimiento considera el mantenimiento de los equipos de dew point, endulzamiento, deshidratación, almacenamiento, etc., además de las pérdidas de hidrocarburos en el sistema de endulzamiento

Tabla 4.8. Costos de operación OPEX – Escenario 4

CUARTO ESCENARIO - TWISTER - MEMBRANA - SAN ROQUE				
N°	Ítem	Descripción	Costo promedio Mes	Costo Promedio Anual
1	Costo de Operación y Mantenimiento Planta San Roque		103.000,00	1.236.000,00
2	Costo Personal Operativo Adicional	2 Operador 6500 Sus/Mes 2 Instrumentista: 6000 Sus/mes 2 Mecánico: 6200 Sus/mes	37.400,00	448.800,00
3	Costos Cambio de Membranas	Cambio Cada 3 años empezando por el 20% a partir del primer año		227.500,00
4	Costos Perdidas de Hidrocarburo	Aprox. 0,000707 MMscfd de CH4 LHV; 2431 BTU/Lb	2.500,00	7.500,00
5	Costos Mantenimiento de Compresión	Padmi: 660 psig; Pdes: 1200 Psig Caudal : 30 MMscfd Aprox	18.000,00	216.000,00
TOTAL (\$us)				2.135.800,00

Fuente: Elaboración propia a partir del Informe (IPE Bolivia Energy Movers, 2014)

De la evaluación de los costos de inversión del escenario 4; se concluye que no es aplicable para el proyecto la implementación y adecuación de la Planta San Roque de equipos tales como, el Twister para el ajuste del punto de rocío y los skids de membranas para el endulzamiento de la producción del Campo Caigua.

4.1.2. RESUMEN DE RESULTADOS COSTOS DE INVERSIÓN Y DE OPERACIÓN PARA CADA UNO DE LOS ESCENARIOS PROPUESTOS

Tabla 4.9. Resumen de resultados de cada uno de los escenarios propuestos

	Escenario 1 <i>Planta San Roque: membranas- refrigeración mecánica</i>	Escenario 2 <i>Planta San Roque: aminas- refrigeración mecánica</i>	Escenario 3 <i>Planta nueva en Caigua: aminas- refrigeración mecánica</i>	Escenario 4 <i>Planta San Roque: membranas- refrigeración con twister</i>
CAPEX (MM\$us)	60,64	53,28	44,34	76,70
OPEX (MM\$us)	1,74	1,94	2,30	2,14

Fuente: Elaboración propia

En la Tabla 4.9 se muestra el resumen de los costos de operación y de inversión para cada uno de los escenarios propuestos; de la Tabla se deduce que, la modificación y adecuación de la Planta San Roque es más costosa que la construcción de una planta nueva según los costos de inversión (escenario 3); esto se debe al tendido de dos tuberías de gas de 6" de 26 Km. aproximadamente (una de alta y otra de baja presión); además se debe tomar en cuenta que la instrumentación y equipos existentes son antiguos, y adecuarlos a la tecnología actual conlleva al incremento de los costos totales de inversión (aproximadamente 10% de los costos totales de inversión de los cuatro escenarios propuestos).

4.2. INGRESOS POR VENTA DE GAS

Para determinar la utilidad de cada uno de los escenarios propuestos y el posterior análisis en el flujo de caja e ingresos Vs egresos, en la Tabla 4.10 se calcula el ingreso bruto de la venta de gas. Se asume una eficiencia de una Planta de tratamiento del gas con aminas del 60% (considerando pérdidas de hidrocarburos, pérdidas de solución de aminas, degradación de las aminas, problemas operativos, además de mantenimiento no programado) y de una Planta de tratamiento de gas con membranas del 50% (ocasionado por los costos extra de compresión, cambio no programado de las membranas por presencia de agua, pérdidas contantes de hidrocarburos, eficiencia de las membranas)

Revisando el contrato de venta al Brasil (2019), se mantienen los precios de exportación oscilan entre \$us 5.5 y \$us 6.2 el millar de BTU. El tipo de contrato es “take or pay” que significa energía no retirada pero pagada. Los ingresos anuales esperados por la venta del gas serán:

Tabla 4.10. Ingresos por venta de gas y condensado.

Metodo de Endulzamiento	Producto	Cantidad anual	Unidad	Precio	Ingresos	Ingresos
				MM\$us/MMBTU	\$us/d	\$us/año
Aminas	Gas Natural	21	MMscfd	6.2	135,408.00	48,069,840.00
Membranas		17.5			112,840.00	40,058,200.00

Fuente: Elaboración propia

El endulzamiento de gas por aminas genera más ingreso bruto, por la venta de gas al Brasil. (Tabla 4.10), esto es debido a las pérdidas que existe por el uso de las membranas.

4.3. FLUJO DE CAJA

El análisis financiero presenta la forma en la que se realiza la inversión. Para la elaboración del flujo de caja suponemos que el 100% de la inversión es financiado a una tasa de interés anual del 12%. Por tanto, se realiza los cálculos de cómo se distribuyen los valores requeridos para la inversión:

4.3.1. COSTOS FINANCIEROS

Considerando un valor de interés de 12% anual para los gastos financieros aplicamos la siguiente ecuación.

Ecuación 4.1. Valor presente para la inversión

$$VP = C * \left[\frac{1}{r} - \frac{1}{r * (1 + r)^n} \right] \quad (\text{Ec. 4.1})$$

Dónde:

VP: Valor presente para la inversión (en nuestro caso CAPEX)

C: Costo financiero anual

r: Interés anual

n: cantidad de años

4.3.1.1. VAN (Valor Actual Neto)

El valor actual neto permite calcular el valor presente de un determinado número de flujos de caja por una inversión. La expresión para su cálculo está dado por la Ecuación 4.2:

Ecuación 4.2. VAN (Valor Actual Neto)

$$VAN = \sum_{t=1}^n \frac{V_t}{(1+k)^t} - I_0 \quad (\text{Ec. 4.2})$$

Las variables presentes son la inversión inicial, n como número de periodos y k presenta el interés o la tasa de descuento.

Si el VAN es mayor a cero significa que el proyecto es rentable.

4.3.1.2. TIR (Tasa Interna de Retorno)

La tasa interna de retorno TIR es el promedio de los rendimientos futuros esperados en dicha inversión, o en otras palabras es la tasa de descuento con un valor actual neto igual de cero.

$$VAN = \sum_{t=1}^n \frac{V_t}{(1+k)^t} - I_0 = 0$$

La TIR es un indicador de la rentabilidad de un proyecto, a mayor TIR, mayor rentabilidad. Para ello, la TIR se compara con una tasa mínima, que será el coste de oportunidad de la inversión

4.4. RESULTADOS DE LA EVALUACION ECONOMICA DE LOS ESCENARIOS PROPUESTOS

Los escenarios propuestos tienen su propia particularidad, pero cada una de ellas pueden ser aplicables según a las condiciones que presenta el Campo Caigua.

En la Tabla 4.11 se muestra los resultados de los cálculos realizados con los datos de CAPEX de cada escenario propuesto utilizando las Ecuaciones 4.1 y 4.2., con la finalidad de conocer la rentabilidad o no de cada uno de los escenarios, y de esta manera proponer la alternativa adecuada para el tratamiento y/o adecuación de la producción de gas con contenido de CO₂ del Campo

Caigua. El cálculo de estos indicadores económicos se detalla en el Anexo D, donde se toma las consideraciones de la tasa de retorno a la inversión del 10%, que es el valor asignando para el rubro petrolero.

Tabla 4.11. Indicadores financieros para los escenarios propuestos

	Escenario 1 Planta San Roque: membranas- refrigeración mecánica	Escenario 2 Planta San Roque: aminos- refrigeración mecánica	Escenario 3 Planta nueva en Caigua: aminos- refrigeración mecánica	Escenario 4 Planta San Roque: membranas- refrigeración con twister
VAN	-24,611,898.96	65,535,167.66	118,426,448.60	-79,302,410.92
TIR (%)	25%	44%	59%	16%
RENTABILIDAD (%)	-41%	123%	267%	-103%
COSTO/BENEFICIO	1.93	2.65	3.16	1.67

Fuente: Elaboración propia

Para la estimación de los indicadores económicos se considera un 30% de la tasa de ponderación, para la comparación del TIR, si el TIR es mayor al 30% es un indicativo de que el proyecto es viable.

En base al análisis los costos estimados de ejecución del proyecto de cada uno de los escenarios propuestos (Tabla 4.11), se resume lo siguiente:

Se desestima el Escenario 1: endulzamiento por Membranas en Planta SNQ; por ser una alternativa desventajosa desde el punto económico. Como se ve en la tabla 4.11, en valor del VAN es menor a cero, lo que significa que este no es rentable; además el TIR es menor al esperado (30%). Desde el punto de vista tecnológico, el uso de membranas corre con mayor riesgo operativo por contaminación de membranas con hidrocarburo líquido o agua; así mismo actualmente ninguna de las plantas operativas en Bolivia presenta esta tecnología.

También se desestima el Escenario 4: Ajuste del punto de rocío con Twister y endulzamiento con membranas en Planta SNQ; por ser una alternativa con mayor inversión en costos de capital y

pocos beneficios. Además los valores económicos como el VAN y el TIR nos confirma que no es rentable instalar la tecnología Twister con membranas para el endulzamiento del gas. Por tanto, no es factible el tratamiento de la producción del Campo Caigua con los propuestos en el escenario 4.

Los escenarios 2 y 3, según el análisis económico, son la mejor alternativa para tratar la producción con contenido de CO₂ del Campo Caigua,

Pero, se genera más ingresos con la instalación de una nueva Planta de tratamiento en Caigua (Escenario 3), con la instalación de una unidad de ajuste del Punto de Rocío, sistema de endulzamiento de aminas, además se considera el sistema de remoción de mercurio y deshidratación del gas para que cumpla con las especificaciones de venta..

Por tanto, se propone finalmente la instalación de una nueva Planta de tratamiento para la producción del Campo Caigua con contenido de CO₂ en la zona CAIGUA por ser la alternativa más factible, generando un costo/beneficio del 3.16.



CAPITULO V

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

5.1 CONCLUSIONES

- ✚ De acuerdo a la evaluación económica, la ubicación más recomendable para la facilidades de tratamiento del gas producido en el Campo Caigua es en la Zona Caigua, debido a los costos CAPEX de la adecuación de la Planta San Roque; ya que este no cuenta con una unidad de endulzamiento. Además la implementación de la instrumentación y automatización de la Planta San Roque, incrementan los costos de inversión.
- ✚ Según las condiciones operativas que presenta el Campo Caigua; el tratamiento con aminas y membranas son los más recomendables. Para ello se realizó el cálculo de la cantidad de amina (MDEA) que requiere ser bombeada para endulzar el gas (90 GPM) para remover el CO₂, y se consideró una eficiencia del endulzamiento del 60% incluyendo las pérdidas de gas por problemas operativos que se presentan con la utilización de aminas. De la misma manera, se realizó el cálculo de la remoción del CO₂ presente en Caigua hasta las especificaciones de venta (2%), utilizando la tecnología de las membranas de dos etapas; donde se obtuvo como resultado la pérdida de 0.17 % molar de gas por el uso de membranas, perturbando directamente en la eficiencia de endulzamiento de hasta un 50%.
- ✚ Se realizó la comparación de los métodos de endulzamiento según sus características particulares, ventajas y desventajas además de los problemas operativos que presentan cada una de las alternativas para el para el endulzamiento del gas; con la finalidad de conocer la aplicabilidad de cada una de ella según la condición que presenta el Campo Caigua. Igualmente se comparó los métodos de tratamiento para el control del punto de rocío, para la selección de una alternativa según las ventajas y desventajas de cada una de ellas; el ajuste del punto de rocío evita atascamientos en el transporte del gas y en el procesamiento del mismo.

- ✚ Realizado el análisis técnico y económico, el endulzamiento con aminas es la más recomendable con respecto a las membranas. Si bien las membranas son más compactas, flexibles ante las variaciones de composición y condiciones de operación, además no requieren de mantenimiento constante como una unidad de aminas; la pérdida de hidrocarburo generado por la permeación lo hace menos atractivo económicamente y por tanto menos factible en el endulzamiento del gas en el Campo Caigua.
- ✚ Por tanto, se propone la instalación de una nueva Planta en la zona Caigua por ser técnica y económicamente la más factible para tratar la producción del Campo Caigua con contenido de CO₂ del 3.2% molar, ya que se genera un costo/beneficio del **3.16**, además, la inversión inicial se recuperara en menos de un año. Por la topografía accidentada que existe en el Campo Caigua, la Planta se ubicara a 11.5 km de las facilidades de Caigua, el cual considera un sistema de endulzamiento con aminas y un sistema de refrigeración mecánica con propano para el ajuste del punto de rocío.

5.2 RECOMENDACIONES

- ✚ Se recomienda el estudio de las membranas a profundidad, ya que no deja de ser atrayente por su flexibilidad operativa y el bajo impacto ambiental que presenta el uso de las membranas.
- ✚ Actualmente se ha diversificado el uso de las membranas en distintas áreas tales como la deshidratación del gas, purificación del agua mediante osmosis, etc. Por tanto se recomienda un estudio exhaustivo, para la aplicación de membranas en ciertas áreas de la industria petrolera, por sus ventajas ambientales, operativas y económicas.

BIBLIOGRAFÍA

- BAKER, W. R. (2012). *Membrane Technology and Applications* (3ra Edición ed.). Newark, California: Wiley.
- BALZA, A. (2010). Selección de tecnologías de endulzamiento del gas natural en diferentes areas geográficas de Venezuela. *XIX Convención Internacional del Gas Natural AVPG*, (pág. 15). Caracas, Venezuela.
- BERGEL, M., & TIerno, I. (2008). Tecnologías de Endulzamiento. *TECNNA*.
- CAMPBELL, J. M. (1982). *Gas Conditioning and Processing: Gas and Liquid Sweetening* (1 ed., Vol. 3). U.S.A.
- CAMPBELL, J. M. (2000). *Gas Conditioning and Processing* (8va ed., Vol. 1). EEUU.
- CHACO S.A., Y. (2015). *Campo Caigua*. Santa Cruz - Bolivia.
- CHACO S.A., Y. (2015). *Campo San Roque*. Santa Cruz.
- D. DORTMUNDT, K. D. (1999). *Recent Developments in CO2 removal membrane technology*. Illinois, USA: UOP LLC.
- ERDMANN, E. (2012). Natural Gas Sweetening with Amines. *Avances en Ciencias e Ingeniería*, (pág. 14). Buenos Aires, Argentina.
- G.P.S.A. (2004). *Engineering Data Book* (12va ed., Vol. II). (G. P. Association, Ed.) Tulsa, Oklahoma, U.S.A.
- Gerencia de Redes de Gas y Ductos - YPFB. (2014). *ANEXO 4 - Calidad del Gas Natural*.
- GUTIERREZ, J. (2013). *Diseño del proceso de endulzamiento del gas natural: simulación y comparación*. Instituto tecnologico de Buenos Aires, Buenos Aires - Argentina.
- INSTITUTO ARGENTINO DEL PETROLEO Y GAS (TECNA). (2 de septiembre de 2011). *Nuevas tendencias de los esquemas de procesamiento del gas*. Obtenido de Nuevas tendencias de los esquemas de procesamiento del gas:
<http://www.iapg.org.ar/sectores/eventos/eventos/listados/presentacionesjornadas/004.pdf>
- IPE Bolivia Energy Movers. (2014). *Estudio de Alternativas- Facilidades del tratamiento del Gas*.
- JEREZ H., L. M., & PEÑA L., Y. A. (2012). *Alternativas de Acondicionamiento del Gas Natural de Campo Escuela Colorado - CEC como gas de venta*. Bucaramanga.

- KHOL, A., & NIELSEN, R. (s.f.). *Gas Purification* (5ta ed.). Houston, Texas: Gulk Publishing Company.
- KIDNAY, A. J., & PARRISH, W. R. (2006). *Fundamentals of Natural Gas Processing*. Columbus, Ohio, USA: Taylor & Francis Group.
- Lopez, E. M. (2014). *Planta San Roque*. Santa Cruz, Bolivia.
- MARTINEZ, M. (2006). *Endulzamiento del Gas Natural, Ingenieria de Gas Principios y Aplicaciones*. Maracaibo - Venezuela: Ingenieros Consultores S. R. L.
- MOKHATAB, S., & POE, W. (2006). *Handbook of Natural Gas: Transmission and Processing* (2 ed.). Houston, Texas, U.S.A.
- MORALES, H., & TORRES, C. (2008). *Tecnologias de captura y secuestro del CO2*. Pontificia Universidad Catolica de Chile, Santiago - Chile.
- MUKHTAR, H., & SHIMEKIT, B. (2002). *Natural Gas Purification Technologies: Major Advances for CO2 Separation and Future Directions*.
- NATURAL GAS. (2013). *Instituto de Investigación del Gas*. Obtenido de www.naturalgas.org
- PEMEX- GAS Y PETROQUIMICA BASICA. (2006). *Procesos industriales.*, (pág. 7). México.
- YPFB CHACO S.A. (2015). *Pliego de especificaciones Campo Caigua*.
-

ANEXOS

ANEXO A: Cromatografía del campo san roque

La cromatografía del campo San Roque se presenta a continuación:

FORMACION	PETACA							CASTELLON		YECUA			TARIQUIA
POZO:	SNQ-6	SNQ-8C	SNQ-10C	SNQ-12L	SNQ-17	SNQ-19C	SNQ- 21L	SNQ-X2	SNQ-8L	SNQ-12LC	SNQ-X3	SNQ-21LC	SNQ-22
Metano	84,332	84,795	84,701	84,354	84,319	84,473	84,672	84,939	85,599	84,686	85,343	84,717	85,640
Etano	7,621	7,454	7,539	7,605	7,619	7,630	7,774	7,611	7,600	7,560	7,329	7,491	7,244
Propano	3,441	3,284	3,315	3,426	3,411	3,396	3,297	3,271	3,101	3,054	3,124	3,285	3,005
Iso- Butano	0,518	0,496	0,491	0,515	0,514	0,501	0,485	0,469	0,407	0,487	0,462	0,486	0,443
N-Butano	1,138	1,094	1,084	1,150	1,146	1,096	1,052	1,004	0,840	1,169	1,033	1,088	0,965
Iso-Pentano	0,376	0,364	0,360	0,394	0,386	0,360	0,354	0,314	0,205	0,373	0,336	0,367	0,333
N-Pentano	0,390	0,400	0,379	0,410	0,410	0,380	0,375	0,324	0,197	0,509	0,351	0,394	0,350
Hexano	0,386	0,378	0,375	0,407	0,415	0,380	0,342	0,315	0,191	0,616	0,358	0,397	0,377
Heptano	0,288	0,293	0,285	0,301	0,323	0,298	0,186	0,266	0,178	0,263	0,298	0,309	0,327
Octano	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Oxigeno	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Dioxido de Carbono	0,001	0,000	0,005	0,002	0,010	0,011	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,008	0,000
Nitrogeno	1,510	1,442	1,465	1,437	1,446	1,475	1,462	1,488	1,683	1,284	1,368	1,458	1,315
TOTAL	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00

Fuente: IPE Bolivia Movers, YPFB Chaco, 2014

ANEXO B: Principales características de los procesos de endulzamiento para la remoción del CO₂

(Realizado a partir de Bergel & Tierno, Kohl and Nielsen, Kidnay & Parrish)

		PROCESO DE ENDULZAMIENTO							
		Condiciones de operación CAIGUA	AMINAS	CARBONATO DE POTASIO	SOLVENTES FÍSICOS	SOLVENTES MIXTOS	ADSORCIÓN FÍSICA	MEMBRANAS	SOLVENTES NO REGENERATIVOS
Contenido de gas ácido de entrada		3.17% V o 2,4 Bar	Hasta 70% V	5% V a 50% V	PCO ₂ > 3,5 Bar	PCO ₂ > 7,6 Bar	0,1% V a 2% V	Hasta 90 % V	< 0,1% V
Contenido de gas ácido en la salida (típico) CO ₂		2% V	De 2% V hasta remoción profunda	≥ 1,5% V (esq. De 1 etapa) ≥ 0,1% V (esq. de 2 etapas)	1% V	< 0,5% V	50 ppmV	1% V	5 a 300 ppmV
Caudales de gas típico (MMSCFD)		30 -35	Bajos hasta > 20	Bajos hasta 7	De 3 a 11	Bajos hasta más de 10	Bajos hasta 3	Muy bajos hasta > 10	Bajos
Condiciones de operación típicas	Presión	1100 psi (76 bar)	Absorción: 5 a 120 bar Regeneración: 1,5 bar	Absorción: 69 bar Regeneración: 1,5 bar	Absorción: 69 bar	Absorción: 69 bar Regeneración: ≤3 bar	Adsorción: 14 a 69 bar	27 a 100 bar	Según requerimientos
	Temperatura	100°F (38 °C)	30 a 60 °C (absorción)	110 a 120 °C	18°C a ambiente	Ambiente a 60 °C (absorción)	Adsorción: 30 a 60 °C Regeneración: 350 °C	< 60 °C	Ambiente
Pérdidas de Hidrocarburos típicas		Mínima	Menos de 1%	Muy bajas	Absorbe HC pesados y aromáticos	Absorbe HC pesados y aromáticos	Ninguna	1 etapa: 8-15% 2 etapas: 2%	Ninguna
Turndown	Caudal de gas		30%	30%	Aprox. 30%	Aprox. 30%	Bajo (nota 4)	20%	Sin limitaciones
Equipos principales (nota 3)			Contactora. Sistema de Regeneración (nota 1) Tanque Flash Intercambiador amina rica/pobre Enfriador de amina pobre Bombas de circulación	Contactora Sistema de regeneración (nota 1) Intercambiador de gas/gas Bombas de circulación Enfriador de solución pobre (para esquema de dos etapas)	Contactora Tanque flash de reciclo de CO ₂ Tanque flash a distintas presiones Bombas de solvente pobre Bombas de solvente rico Bomba de vacío Compresor de reciclo (opcional) Chiller (opcional)	Contactora Sistema de regeneración (nota 1) Tanque flash Intercambiador solvente rico/pobre Enfriador de solvente pobre Bombas de recirculación Reclaimer (opcional)	Recipientes para el tamiz molecular Calentador de gas de regeneración	Pre-tratamiento de entrada (nota 2) Módulo de membranas Compresor de reciclo y enfriadores (para sistemas de 2 etapas)	recipientes para secuestrante líquido
Requerimientos de materiales			SS (intercambiador amina rica/pobre, tubos del reboiler, tope del sistema de regeneración)	SS para ciertas partes	CS	SS para ciertas partes (intercambiador solvente rico/pobre)	CS	Pre-tratamiento: CS o SS (alto contenido de gas ácido) Módulo de membranas: CS	CS
Requerimientos de otros servicios			Medio calefactor Potencia Químicos (anti-espumante)	Medio Calefactor Potencia Químicos (anti-espumante)	Potencia Químicos (anti-espumante) Refrigeración (opcional) Medio calefactor o gas de stripping (opcional)	Medio calefactor Potencia Químicos (anti-espumante)	Medio calefactor	Requerimientos de pre-tratamiento (potencia, refrigeración) Para 2 etapas: potencia para compresión	
Facilidades de operación			Complejidad alta	Complejidad muy alta	Complejidad alta	Complejidad alta	Complejidad media	Complejidad baja(nota 4)	Complejidad baja
Contaminantes			Oxígeno, HC pesados (estado líquido), partículas sólidas, sales orgánicas	Partículas sólidas, HC pesados (estado líquido)	Partículas sólidas, HC pesados (estado líquido)	Partículas sólidas, HC pesados (estado líquido), oxígeno	HC pesados, glicoles, aminas, agua líquida	HC pesados, glicoles, aminas, agua líquida	HC pesados (estado líquido)
Costos	Inversión		Altos	Altos	Medios	Altos	Medios	Medios	Bajos
	Operación		Medios	Bajos	Bajos	Medios	Bajos	1 etapa: bajos 2 etapas: medios	Altos
Notas			Gas tratado saturado con agua	Gas tratado saturado con agua. La solución puede precipitar	El gas se deshidrata	El solvente Sulfinol es relativamente caro. Gas tratado cercano a la saturación con agua	El gas se deshidrata	el gas se deshidrata	Gas tratado saturado con agua. El cáustico agotado es un residuo peligroso
			APLICA					APLICA	

Notas

1.- El sistema de regeneración incluye: columna regeneradora, condensador, acumulador, bombas de reflujo, y reboiler

2.- El pre-tratamiento de entrada depende de la composición del gas. Un pre-tratamiento simple incluye: filtro coalescente, lecho del absorbente no-regenerable (carbón activado), filtro de partículas y calentador. Un pre-tratamiento complejo puede incluir una unidad de separación a bajas temperaturas (por refrigeración mecánica), una unidad de expansión Joule-Thompson o un sistema de adsorbente regenerable.

3.- No se indican los scrubbers de entrada y salida y filtros 4.- Debe aumentarse la duración de los ciclos de adsorción/enfriamiento. 5.- CS: acero al carbono. SS: acero inoxidable

4.- Para la unidad de membranas en forma aislada. La complejidad se incrementa con el compresor de reciclo (para procesos de membrana de dos etapas) y con los esquemas de pre-tratamiento complejos.

ANEXO C: Especificaciones del gas de venta.

PROPIEDADES	VALORES DE ESPECIFICACIÓN	MÉTODO DE PRUEBAS
Gravedad específica	Minima 0.59 Maxima 0.69	ASTM D – 3588
Temperatura	Minima 40 °F Máximo 120°F	
Condensado o hidrocarburos líquidos	Ninguno	
Contenido de agua	Maximo 95 mg/Sm3	ASTM D – 1142
Oxígeno	Máximo 0.2% volumen	ASTM D – 1945
Dióxido de Carbono	Máximo 2% volumen	ASTM D – 1945
Nitrógeno	Máximo 2% volumen	ASTM D – 1945
Total de gas inerte (incluye Dióxido de Carbono, Nitrógeno y Oxígeno)	Máximo 3.5% volumen	
Sulfito de Hidrógeno	Máximo 5 mg/m3	ASTM D – 2385
Mercaptanos	Máximo 15 mg/m3	ASTM D – 2385
Total sulfuros	Máximo 50 mg/m3	ASTM D – 1072
Aromáticos, glicol, metanol y cualquier otro producto usado en el Tratamiento de gas	Ninguno	
Mercurio	Máximo 0.617 µg / m3 gas	
Poder calórico superior	Mínimo 970 BTU/ scf @ 60°F	ASTM D -3588
Punto de Rocío	Máximo 32°F @ 640 psig	ASTM D -1142
Agua Liquida	Ninguno	
Odorante	Ninguno	
Polvo u cualquier otro solido o material pegajoso líquido que podría interferir o dañar las ventas o hacer insegura la operación.	Ninguno	
Sustancias toxicas o peligrosas que podrían ser riesgosas para la salud, el ambiente o las Instalaciones.	Ninguno	

Fuente: (Gerencia de *Redes* de Gas y Ductos - YPFB, 2014)

ANEXO D: Flujos de caja de los escenarios propuestos

ESCENARIO 1: Adecuación de la Planta San Roque; endulzamiento con membranas – dew point por refrigeración mecánica.

Año	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ingresos	40058200	40058200	40058200	40058200	40058200	40058200	40058200	40058200	40058200	40058200
COSTOS Y GASTOS										
Costos Operat.	-1740000	-1740000	-1740000	-1740000	-1740000	-1740000	-1740000	-1740000	-1740000	-1740000
Interes de prestamo	-727680	-654912	-582144	-509376	-436608	-363840	-291072	-218304	-145536	-72768
COSTOS TOTALES	-2467680	-2394912	-2322144	-2249376	-2176608	-2103840	-2031072	-1958304	-1885536	-1812768
Utilidad bruta	37590520	37663288	37736056	37808824	37881592	37954360	38027128	38099896	38172664	38245432
Impuesto a utilidades (30%)	-11277156	-11298986.4	-11320816.8	-11342647.2	-11364477.6	-11386308	-11408138.4	-11429968.8	-11451799.2	-11473629.6
Amortización	-6064000	-6064000	-6064000	-6064000	-6064000	-6064000	-6064000	-6064000	-6064000	-6064000
utilidad neta	20249364	20300301.6	20351239.2	20402176.8	20453114.4	20504052	20554989.6	20605927.2	20656864.8	20707802.4
Retorno de la inversión	-40390636	-20090334.4	260904.8	20663081.6	41116196	61620248	82175237.6	102781164.8	123438029.6	144145832

INDICADORES FINANCIEROS CON FINANCIAMIENTO	
Valor Actual Neto VAN=	-24611899.0
Tasa Ponderada del Proyecto	30%
Tasa Interna de Retorno TIR	25%
Inversión	60640000
Rentabilidad	-41%
Costo Beneficio	-----

ESCENARIO 2: Adecuación de la Planta San Roque; endulzamiento con aminas – ajuste del punto de rocío por refrigeración mecánica

Año	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ingresos	48069840	48069840	48069840	48069840	48069840	48069840	48069840	48069840	48069840	48069840
COSTOS Y GASTOS										
Costos Operat.	-1940000	-1940000	-1940000	-1940000	-1940000	-1940000	-1940000	-1940000	-1940000	-1940000
Interés de préstamo	-727680	-654912	-582144	-509376	-436608	-363840	-291072	-218304	-145536	-72768
COSTOS TOTALES	-2667680	-2594912	-2522144	-2449376	-2376608	-2303840	-2231072	-2158304	-2085536	-2012768
Utilidad bruta	45402160	45474928	45547696	45620464	45693232	45766000	45838768	45911536	45984304	46057072
Impuesto a utilidades (30%)	-13620648	-13642478.4	-13664308.8	-13686139.2	-13707969.6	-13729800	-13751630.4	-13773460.8	-13795291.2	-13817121.6
Amortización	-6064000	-6064000	-6064000	-6064000	-6064000	-6064000	-6064000	-6064000	-6064000	-6064000
utilidad neta	25717512	25768449.6	25819387.2	25870324.8	25921262.4	25972200	26023137.6	26074075.2	26125012.8	26175950.4
Retorno de la inversión	-27562488	-1794038.4	24025348.8	49895673.6	75816936	101789136	127812273.6	153886348.8	180011361.6	206187312

INDICADORES FINANCIEROS CON FINANCIAMIENTO	
Valor Actual Neto VAN =	65535167.66
Tasa Ponderada del Proyecto	30%
Tasa Interna de Retorno TIR =	44%
Inversión	53280000
Rentabilidad	123%
Costo Beneficio	2.65

ESCENARIO 3: Instalación de una nueva Planta en el Campo Caigua; Endulzamiento con aminos – ajuste del punto de rocío por refrigeración mecánica con propano

Año	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ingresos	48069840	48069840	48069840	48069840	48069840	48069840	48069840	48069840	48069840	48069840
COSTOS Y GASTOS										
Costos Operat.	-2300000	-2300000	-2300000	-2300000	-2300000	-2300000	-2300000	-2300000	-2300000	-2300000
Interes de prestamo	-532080	-478872	-425664	-372456	-319248	-266040	-212832	-159624	-106416	-53208
COSTOS TOTALES	-2832080	-2778872	-2725664	-2672456	-2619248	-2566040	-2512832	-2459624	-2406416	-2353208
Utilidad bruta	45237760	45290968	45344176	45397384	45450592	45503800	45557008	45610216	45663424	45716632
Impuesto a utilidades (30%)	-13571328	-13587290.4	-13603252.8	-13619215.2	-13635177.6	-13651140	-13667102.4	-13683064.8	-13699027.2	-13714989.6
Amortización	-4434000	-4434000	-4434000	-4434000	-4434000	-4434000	-4434000	-4434000	-4434000	-4434000
utilidad neta	27232432	27269677.6	27306923.2	27344168.8	27381414.4	27418660	27455905.6	27493151.2	27530396.8	27567642.4
Retorno de la inversión	-17107568	10162109.6	37469032.8	64813201.6	92194616	119613276	147069181.6	174562332.8	202092729.6	229660372

INDICADORES FINANCIEROS CON FINANCIAMIENTO	
Valor Actual Neto VAN =	118426448.6
Tasa Ponderada del Proyecto	30%
Tasa Interna de Retorno TIR =	59%
Inversión	44340000
Rentabilidad	267%
Costo Beneficio	3.16

ESCENARIO 4: Adecuación de la Planta San Roque; endulzamiento con membranas – ajuste del punto de rocío con un Twister.

Año	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ingresos	40058200	40058200	40058200	40058200	40058200	40058200	40058200	40058200	40058200	40058200
COSTOS Y GASTOS										
Costos Operat.	2140000	2140000	2140001	2140001	2140002	2140002	2140003	2140003	2140004	2140004
Interes de prestamo	-920400	-828360	-736320	-644280	-552240	-460200	-368160	-276120	-184080	-92040
COSTOS TOTALES	1219600	1311640	1403681	1495721	1587762	1679802	1771843	1863883	1955924	2047964
Utilidad bruta	41277800	41369840	41461881	41553921	41645962	41738002	41830043	41922083	42014124	42106164
Impuesto a utilidades (30%)	-12383340	-	-12438564	-12466176	-12493789	-12521401	-12549013	-12576625	-12604237	-12631849
Amortización	-7670000	-7670000	-7670000	-7670000	-7670000	-7670000	-7670000	-7670000	-7670000	-7670000
utilidad neta	21224460	21288888	21353316.7	21417744.7	21482173.4	21546601.4	21611030.1	21675458.1	21739886.8	21804314.8
Retorno de la inversión	-55475540	-	-	8584409.4	30066582.8	51613184.2	73224214.3	94899672.4	116639559.2	138443874

INDICADORES FINANCIEROS CON FINANCIAMIENTO	
Valor Actual Neto VAN=	-79302410.92
Tasa Ponderada del Proyecto	30%
Tasa Interna de Retorno TIR =	16%
Inversión	76700000
Rentabilidad	-103%
Costo Beneficio	-----