

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERIA QUÍMICA



**“Evaluación de tecnologías de endulzamiento de gas natural
proveniente de los campos San Joaquín, Guarío, El Roble
del Área Mayor de Anaco”**

Realizado por:
JOSE GREGORIO ROJAS MOYA

Trabajo de Grado Presentado ante la Universidad De Oriente como
requisito parcial para optar al Título de:

INGENIERO QUIMICO

Barcelona, Abril de 2010

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERIA QUÍMICA



**“Evaluación de tecnologías de endulzamiento de gas natural
provenientes de los campos San Joaquín, Guarío, El Roble
del Área Mayor de Anaco”**

ASESORES

**Ing. Quím. Fidelina Moncada, M. Sc
Asesor Académico**

**Ing. Quím. Víctor Mendoza
Asesor Industrial**

Barcelona, Abril de 2010

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERIA QUÍMICA



**“Evaluación de tecnologías de endulzamiento de gas natural
provenientes de los campos San Joaquín, Guario, El Roble
del Área Mayor de Anaco”**

JURADO

**Ing. Quím. Fidelina Moncada, M. Sc
Asesor Académico**

**Ing. Quím. Hernán Raven
Jurado Principal**

**Ing. Quím. Raúl Miranda
Jurado Principal**

Barcelona, Abril de 2010

RESOLUCION

De acuerdo al artículo 41 del reglamento de trabajos de grado:

“los trabajos de grado son exclusiva propiedad de la universidad de oriente y sólo podrán ser utilizados a otros fines con el consentimiento del consejo de núcleo respectivo, el cual participará al consejo universitario”.

DEDICATORIA

A mi Señor, Jesús, quien me dio la fe, la fortaleza, la salud y la esperanza para terminar este trabajo

A mi madre, Yrama Moya, por su estímulo, apoyo constante y su paciente espera para que pudiera terminar este trabajo.

A mis hermanos, Yramluis y Milagros, por estar conmigo y apoyarme siempre, los quiero mucho. Y a mi cuñada y sobrino por estar siempre conmigo, los quiero mucho.

AGRADECIMIENTOS

Gracias a Dios, por permitirme llegar hasta este momento tan importante de mi vida y lograr esta meta en mi carrera.

Gracias a mi madre, Yrama Moya, por su apoyo y comprensión durante todo este tiempo, y por brindarme la educación para ser una persona digna y acta para sociedad.

Gracias a la Universidad de Oriente por permitirme lograr mi meta y poder obtener a través de ella mi título de Ingeniero Químico.

Gracias a mis acesores Fidelina Moncada y Victor Mendoza, por su consejo y apoyo. En especial a Fidelina Moncada por ser un ejemplo vivo de perseverancia.

Gracias a todos mis amigos y familiares, que siempre han estado a mi lado y pendiente de mi, muchas gracias por su apoyo.

RESUMEN

En este trabajo se evaluaron diferentes tecnologías de endulzamiento de gas que permitan remover simultáneamente H_2S y CO_2 para el sistema de transmisión de 60 y 450 psig y satisfacer las especificaciones de gas a ventas. Referencias de plantas de endulzamiento a nivel mundial sugieren una concentración de H_2S y CO_2 de 4ppm y 8% respectivamente para minimizar los problemas de corrosión. Para ello se recopilaron y analizaron los datos de muestreo más recientes del área y así identificar el grupo de pozos y estaciones más críticos en relación a los contenidos de H_2S y CO_2 , eventualmente, realizar una segregación a nivel de estaciones por paquetes de arenas determinados para conocer la composición del flujo multifásico a la salida de cada estación. Se realiza un análisis y selección de tecnologías disponibles para la remoción simultánea de CO_2 y H_2S a la corriente de gas natural mediante una matriz de evaluación que contiene prioridades o criterios de selección a los cuales se le asigna un peso o puntaje según la importancia de los mismos en el proyecto, después de seleccionar la tecnología se realiza un análisis hidráulico de las redes de gas para presiones de 60 y 450 psig mediante simulación con PIPEPHASE para prever la presión del gas a la entrada de la planta compresora, es decir, determinar la caída de presión causada por la planta de tratamiento según su ubicación. Para finalizar se selecciona la opción técnica y económica más viable para la remoción de CO_2 y H_2S del Gas Natural, es decir la combinación de la mejor tecnología y la mejor ubicación analizadas.

CONTENIDO

RESOLUCION	iv
DEDICATORIA.....	v
AGRADECIMIENTOS	vi
RESUMEN	vii
CONTENIDO	viii
LISTA DE TABLAS	xiii
LISTA DE FIGURAS.....	xv
CAPITULO I.....	17
EL PROBLEMA	17
OBJETIVOS	19
Objetivo General	19
Objetivos Específicos	19
CAPITULO II.....	20
MARCO TEÓRICO.....	20
2.1 Gas natural	20
2.1.1 Constituyentes químicos del gas natural.....	20
2.1.2 Purificación de gas.....	22
2.1.3 Clasificación del gas natural	23
2.2 Hidrocarburos líquidos.....	23
2.3 Flujo multifásico en tuberías.....	24
2.4 Líneas de flujo	25
2.5 Estaciones de producción	25
2.5.1 Estaciones de flujo	27
2.5.2 Estaciones de descarga	27
2.6 Gasoductos	27
2.7 Plantas compresoras de gas	28
2.8 Evaluación de tecnologías	28
2.8.1 Proceso de selección.....	29
2.9 Endulzamiento con aminas.....	34

2.9.1 Esquema de flujo.....	36
2.9.2 Soluciones más usadas para endulzamiento	36
2.9.2.1 Monoetanolamina	38
2.9.2.2 Dietanolamina.....	38
2.9.2.3 Diglicolamina	39
2.9.2.4 Diisopropanolamina	39
2.9.2.5 Metildietanolamina.....	40
2.9.2.6 MDEA activada	40
2.10 Sistema de membranas.....	41
2.10.1 Elementos de membrana.....	42
2.10.2 Descripción del proceso.....	42
2.11 Solventes físicos	43
2.11.1 Selección del proceso	45
2.11.1 Selección del proceso	46
2.11.2 Solventes simples.....	48
2.11.2.1 Solvente Fluor	48
2.11.2.2 Proceso Selexol	48
2.11.2.3 Sepasolv-MPE	49
2.11.2.4 Proceso Purisol	49
2.11.2.5 Proceso Rectisol	50
2.11.2.6 Ifpexol.....	50
2.11.2.7 Estasolvan.....	51
2.11.3 Solventes físicos Mixtos	51
2.11.3.1 Proceso Sulfinol.....	51
2.11.3.2 Proceso Amisol.....	52
2.11.3.3 Proceso Selefining.....	53
2.12 Soluciones de sales alcalinas.....	54
2.12.1 Proceso hot potassiu carbonate (Benfield)	55
2.12.1.1 Descripción del proceso	55
2.12.2 Proceso Catacarb	60
2.12.3 Proceso Flexorb HP	60
2.12.4 Proceso Giamarco-Vetrocoke	61

2.12.4.1 Descripción del proceso	61
2.13 Secuestrantes de azufre	63
2.13.1 procesos de sorción seca	64
2.13.1.1 Proceso de óxido de hierro (iron sponge).....	65
2.13.1.2 Proceso SulfaTreat.....	66
2.13.1.3 Procesos basados en oxido de zinc	68
2.13.1.4 Sólidos Alcalinos.....	69
2.13.2 Procesos líquidos	69
2.13.2.1 Suspensión de oxido de hierro (Iron Oxide Slurry).....	69
2.13.2.2 Suspension de Oxido de Zinc	69
2.13.2.3 Soluciones Oxidantes	70
2.13.2.4 Procesos de aldehido	71
2.13.2.5 Condensación de productos alquilamina/aldehido	71
2.13.2.6 Soluciones de Poliaminas.....	71
2.13.2.7 Caustic Scrubbing.....	72
2.14 Procesos de recuperacion de azufre	72
2.14.1 El proceso básico de Claus.....	72
2.14.2 Descripción del proceso.....	73
2.14.3 Proceso Straight-Through.....	74
2.14.4 Proceso Split-Flow.....	75
2.14.5 Procesos de gases ácidos de bajo H ₂ S.....	76
2.15 Simulador pipephase	77
2.15.1 Selección de los componentes del fluido de entrada	77
2.15.2 Datos termodinámicos (ecuación de estado)	78
CAPITULO III	79
DESARROLLO DEL PROYECTO	79
3.1 Revisión de concentraciones de CO ₂ y H ₂ S.....	79
3.2 Segregación de pozos por estación.....	79
3.2.1 Cantidad de azufre en el gas de cola	84
3.2.1.1 Balance global	84
3.2.1.2 Balance de componentes en el gas agrio	84
3.2.1.3 Balance de materia para H ₂ S	87

3.3	Análisis tecnológico.....	89
3.3.1	Criterios de selección.....	89
3.3.1.1	Especificaciones de los componentes ácidos.....	89
3.3.1.2	Experiencia comercial de cada proceso.....	90
3.3.1.3	Impacto ambiental	90
3.3.1.4	Complejidad	91
3.3.1.5	Flexibilidad Operacional	91
3.3.1.6	Aplicabilidad	92
3.3.1.7	Arrastre de hidrocarburos.....	94
3.4	Selección de solvente a utilizar.....	97
3.4.1	Preselección de solvente a utilizar en el proceso de endulzamiento.....	97
3.4.2	Criterios de selección.....	98
3.4.2.1	Corrosión	98
3.4.2.2	Degradación del absorbente químico	98
3.4.2.3	Reactividad.....	99
3.4.2.4	Gas residual en solvente regenerado	99
3.4.2.5	Tasa de recirculación del solvente.....	99
3.4.2.6	Aplicabilidad	100
3.4.2.7	Costos del solvente.....	100
3.4.2.8	Consumo energético	100
3.4.2.9	Cálculo realizado para la comparación de galones por minutos utilizados en el criterio relacionado con la recirculación	102
3.5	Análisis hidráulico para las redes de tuberías entre las estaciones estudiadas y el centro operativo san Joaquín	103
3.5.1	Verificación de la red de tubería	103
3.5.2	Número de plantas.....	104
3.5.3	Simulación del sistema de recolección.....	108
3.6	Evaluación económica para las opciones de ubicación planteadas	109
3.6.1	Dimensionamiento de los equipos.....	109
3.6.1.1	Flujo de gas ácido removido.....	110
3.6.1.2	Caudal de la solución de amina	111
3.6.1.3	Calculo del absorbedor y regenerador.....	111
3.6.1.4	Requerimientos de calor	112

3.6.2 Costo de los equipos.....	112
CAPITULO IV	114
DISCUSIÓN DE RESULTADOS Y CONCLUSIONES	114
4.1 Revisión de concentraciones de CO ₂ y H ₂ S.....	114
4.2 Segregación de pozos por estación.....	114
4.2.1 Cantidad de azufre	114
4.3 Análisis tecnológico.....	117
4.3.1 Análisis de tecnología	117
4.3.2 Análisis del solvente	118
4.4 Simulación para análisis hidráulico.....	118
4.4.1 verificación de la red de distribución	118
4.5 Evaluación económica	120
CONCLUSIONES.....	123
RECOMENDACIONES	124
BIBLIOGRAFIA	125
METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO.....	127

LISTA DE TABLAS

Tabla 2.1 Pautas para selección de proceso de remoción de H ₂ S y CO ₂	31
Tabla 2.3 Solventes de procesos físicos.	44
Tabla 2.4 Solubilidad de gas para los procesos Selexol, Purisol y Solvente Fluor	47
Tabla 2.5 Datos comparativos de solventes.	48
Tabla 2.6 Rangos de composición de gas en la alimentación, y pureza del gas tratado para plantas de Sulfinol licenciadas.	52
Tabla 2.7 Propiedades de aminas usadas en el proceso Amisol	54
Tabla 2.8 Pautas que relacionan la composición del gas ácido y la configuración de una planta Claus.	74
Tabla 3.1 Información de pozos para la estación El Roble 02 nivel 450 psi	80
Tabla 3.2 Predicción de CO ₂ y H ₂ S por nivel de separación en la estación ERED-02 ..	50
Tabla 3.3 Potenciales de producción de ERED-02 nivel 450 PSI	82
Tabla 3.4 Propiedades de la corriente de salida de la estación ERED-02 nivel 450 PSI	85
Tabla 3.5 Composición de salida en la estación EL Roble 02 nivel 450 psi.	86
Tabla 3.6 Especificaciones para el tratamiento.	90
Tabla 3.7 Rango de valores para la especificación del contenido de CO ₂ en el gas tratado.....	90
Tabla 3.8 Rango de valores para la especificación del contenido de H ₂ S en el gas tratado.....	90
Tabla 3.9 Rango de valores para la especificación de la cantidad de plantas instaladas mundialmente.....	90
Tabla 3.10 Rango de valores del impacto ambiental del tratamiento.	91
Tabla 3.11 Rango de valores para la complejidad del tratamiento.	91
Tabla 3.12 Rango de valores de la flexibilidad operacional del tratamiento.....	92
Tabla 3.13 Rango de valores para la aplicabilidad para diferentes tecnologías.....	92
Tabla 3.14 Condiciones máximas según el pronóstico de producción.	93
Tabla 3.15 Condiciones mínimas según el pronóstico de producción.....	93
Tabla 3.16 Rango de valores para el arrastre de hidrocarburos.	94

Tabla 3.17 Modelo de matriz de valoración de criterios, M.V.C.....	94
Tabla 3.18 Escala para puntuación de las comparaciones en la M.V.C.	95
Tabla 3.19 M.V.C. para la selección de tecnología de endulzamiento.	96
Tabla 3.20 Puntaje ponderado de los diferentes criterios para la evaluación.	96
Tabla 3.21 Solventes físicos mixtos.	97
Tabla 3.22 Solventes para endulzamiento con aminas.....	97
Tabla 3.23 Rango de valores para velocidad de corrosión en el tratamiento.....	98
Tabla 3.24 Rango de valores de degradación de absorbente.....	98
Tabla 3.25 Rango de valores de reactividad de absorbente.....	99
Tabla 3.26 Rango de valores de gas residual en el solvente regenerado.....	99
Tabla 3.27 Rango de valores de recirculación de solvente.	99
Tabla 3.28 Rango de valores de la aplicabilidad del solvente.....	100
Tabla 3.29 Rango de valores de costo del solvente	100
Tabla 3.30 Rango de valores de energía para regeneración de solvente.	100
Tabla 3.31 M.V.C. para la selección del solvente de endulzamiento	101
Tabla 3.32 Puntaje de los diferentes criterios de evaluación.	101
Tabla 3.33 Tabla comparativa para procesos de amina	103
Tabla 3.34 Líneas de tuberías en el Campo San Joaquín – Guarío – El Roble.	104
Tabla 3.35 Costo de equipos para la estación ERED-2-450 psi.....	113
Tabla 3.36 Costo de capital invertido para la estación ERED-2-450 psi.	113
Tabla 4.1 Concentraciones y presiones parciales de CO ₂ y H ₂ S.....	115
Tabla 4.2 Calculo de H ₂ S en el gas de cola	115
Tabla 4.3 Cantidad de H ₂ S por estación para el año 2009	116
Tabla 4.4 Matriz de Evaluación Tecnológica.....	117
Tabla 4.5 Matriz de evaluación Técnica-Económica de solventes para endulzamiento	119
Tabla 4.6 Comparación de composición en el centro operativo San Joaquín.....	121
Tabla 4.7 Costo de capital invertido para tratamiento del nivel de 60 psi comprimiendo a 450 psi sin incluir costos de servicios.....	122

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 Remoción de CO ₂ solo (H ₂ S no presente)	33
Figura 2.2 Remoción de H ₂ S solo (CO ₂ no presente)	34
Figura 2.3 Remoción simultanea de H ₂ S y CO ₂	35
Figura 2.4 Remoción selectiva de H ₂ S en presencia de CO ₂	35
Figura 2.5 Formulas estructurales para alcanoaminas usadas en tratamiento de gas.	37
Figura 2.6 Sistema de flujo básico de aminas para remoción de gases ácidos [.....	37
Tabla 2.2 Propiedades físicas de alcanoaminas.	39
Figura 2.7 Esquema de flujo para una etapa.....	43
Figura 2.8 Esquema de flujo para dos etapas.....	43
Figura 2.9 Diagramas de flujo simplificados de procesos físicos mostrando los tres métodos básicos de regeneración de solventes.	46
Figura 2.10 Presión de vapor de varios solventes	49
Figura 2.11 Diagrama de flujo típico del proceso Sulfinol	53
Figura 2.12 Diagrama de flujo de proceso de "hot potassium carbonate" para absorción de CO ₂ configuración "split- stream"	57
Figura 2.13 Diagrama de flujo del proceso Benfield "LoHeat" de dos etapasproceso con reneración interna de vapor.....	57
Figura 2.14 Diagrama de flujo para el proceso Benfield "LoHeat" con ejetor de calor y recompresión mecánica de vapor.....	58
Figura 2.15 Diagrama de flujo para el proceso Benfield "HiPure" con sistema "LoHeat"	58
Figura 2.16 Diagrama de flujo para el proceso Benfield "LoHeat" mejorado con una etapa flash de la solución rica (one-stage rich solution flash).....	59
Figura 2.17 Esquema de flujo del proceso Giammarco-Vetrocoke con absorción de corriente dividida (<i>Split-stream</i>) y regeneración de dos niveles de presión	62
Figura 2.18 Diagrama de flujo típico del proceso Giammarco-Vetrocoke para remover CO ₂ con regeneración de vapor.	63

Figura 2.19 Diagrama típico de flujo del proceso Giammarco-Vetrocoke para remover CO ₂ con regeneración de aire.....	64
Figura 2.20 Contactor típico de óxido de hierro (<i>iron sponge</i>) para servicio de gas natural a presión elevada	67
Figura 2.21 Diagrama de flujo de una planta de proceso Claus straight-through de dos etapas.	76
Figura 3.1 Reporte de composición del pozo RPN-22 de la estación ERED-2	82
Figura 3.2 Esquema de segregación en PROII de la estación El Roble 02 nivel 450 psi.	83
Figura 3.3 Sistema de recolección para el nivel 60 psi.	105
Figura 3.4 Sistema de recolección para el nivel 450 psi.	106
Figura 3.5 Sistema de recolección de nivel 60 y 450 representados en PIPEPHASE... ..	110
Figura 4.1 Aplicabilidad de los procesos de endulzamiento	116

CAPITULO I

EL PROBLEMA

Petróleos de Venezuela, S.A. (PDVSA), una de las corporaciones energéticas más importantes del mundo se encarga del desarrollo de la industria petrolera, petroquímica y carbonífera del país. En su evolución se ha modificado para un mejor rendimiento de sus actividades, y con la finalidad de direccionar el negocio del gas para el distrito Anaco se creó, a comienzos del 2001, la empresa PDVSA-GAS en este distrito, ubicado al sur del Estado Anzoátegui considerado el corazón gasífero de Venezuela. PDVSA-GAS se encarga de la planificación, coordinación y supervisión de las actividades de exploración, perforación y producción del gas y del petróleo, contando con un personal calificado para dichos fines, abriéndose así una gama de oportunidades y responsabilidades que ha sabido llevar a cabo dignamente ésta empresa.

Los Campos San Joaquín, El Roble, Guarío se encuentran ubicados aproximadamente a 8 km al Sur Oeste de la población de Anaco, en la parte central del estado Anzoátegui, Cuenca Oriental de Venezuela, Subcuenca de Maturín, en el bloque levantado al Norte del Corrimiento de Anaco, cuyo rumbo aproximado es de N 50° E, a lo largo del cual resalta la presencia de una serie de domos, que son las estructuras donde se localizan la acumulaciones de hidrocarburos de la región.

El gas asociado a la producción de algunos pozos ubicados en los campos: San Joaquín, Guarío, El Roble, presentan un incremento apreciable en la formación y arrastre de líquidos (condensados + agua) así como cambios en la calidad del gas en las fuentes (aumentos en el contenido de H₂S, H₂O, CO₂ y otros), generando un gas fuera de especificación (gas ácido) para el suministro a mercado interno y a las plantas de procesamiento, el cual supera los valores permisibles estipulados en las Normas Técnicas Aplicantes (NTA) 2007. La combinación de H₂S y CO₂ con agua, asegura condiciones corrosivas dentro de cualquier instalación. En general, las condiciones con alta relación H₂S/CO₂ son menos corrosivas que las que tienen muy poca cantidad de H₂S en presencia de CO₂. Las concentraciones de H₂S de algunos ppmv, con rangos de 2% aproximadamente de CO₂, tienen tendencias corrosivas. La temperatura ejerce un

efecto marcado sobre la corrosión. Estas condiciones pueden causar que un equipo necesite mantenimiento antes del tiempo establecido e incluso se puede perder el equipo por el desgaste producido por la corrosión, lo mismo ocurre en los ductos o cualquier maquinaria o equipo que se encuentre en contacto directo con el gas ácido. Como consecuencia se tienen gastos no previstos por la empresa para mantener las instalaciones en operación. La entrega de un gas fuera de especificaciones, a los clientes de PDVSA-GAS, crearía una imagen negativa de la empresa y daría muestras de un mal manejo operacional.

El pronóstico de producción de los campos del área operacional de Anaco y de acuerdo al Portafolio de Oportunidades 2004-2023, muestra un crecimiento en los volúmenes de gas y crudo, incrementándose el gas hasta llegar a un máximo de 2.794 MMSCFD para el año 2009 (documento solicitud de oferta (D.S.O.)). Esto justifica la necesidad de una planta para acondicionar el gas y con ello retirar la mayor cantidad de contaminantes, cumpliendo así con las especificaciones de calidad de gas a ventas.

OBJETIVOS

Objetivo General

Evaluar las tecnologías de endulzamiento de gas natural provenientes de los campos San Joaquín, Guarío, El Roble del Área Mayor de Anaco.

Objetivos Específicos

1. Revisar las concentraciones de CO₂ y H₂S para el campo San Joaquín, Guarío, El Roble.
2. Realizar segregación de pozos en las estaciones del campo San Joaquín, Guarío, El Roble.
3. Realizar análisis de tecnologías disponibles para la remoción simultánea de CO₂ y H₂S a la corriente de gas natural.
4. Hacer un análisis hidráulico de las redes de gas para presiones de 60 y 450 psig mediante simulación con PIPEPHASE.
5. Seleccionar la opción técnica y económica más viable para la remoción de CO₂ y H₂S del Gas Natural.

CAPITULO II

MARCO TEÓRICO

2.1 Gas natural

El gas natural es una mezcla de hidrocarburos que se encuentra en los yacimientos, bien sea disuelto en el petróleo crudo (gas en solución) o formando una fase gaseosa, a condiciones atmosféricas de presión y temperatura esta mezcla permanece en estado gaseoso [1]. En formaciones muy profundas existirá petróleo y gas como un fluido de una simple fase a presiones alrededor de 4.000 psi y temperatura de 200 °F. En formaciones superficiales la presión es usualmente baja y una fase vapor puede coexistir con una fase líquida. La fase líquida contendrá una cantidad equilibrada de gas disuelto y la fase gaseosa contendrá principalmente metano junto a una porción substancial de hidrocarburos de C₂ a C₈ y pequeñas cantidades de componentes de alto peso molecular. También, en cantidades que varían ampliamente de un campo de producción a otro, el gas contiene:

- Nitrógeno.
- Helio.
- Sulfuro de hidrógeno (H₂S) (y pequeñas cantidades de sulfuros orgánicos).
- Dióxido de carbono.
- Agua.
- Sal (como salmuera).
- Sólidos (arena, barro, productos de corrosión).

2.1.1 Constituyentes químicos del gas natural

Las características de los varios componentes de gas natural.

- Metano (CH₄ o C₁): este componente es el principal componente del gas natural.

- Etano (C_2H_6 o C_2): este componente es el segundo en más cantidad en la mayoría de los gases naturales. Tiene un valor calorífico bruto más alto que el metano (1.769 versus 1.010 por pie cúbico de gas).
- Propano (C_3H_8 o C_3): este componente es una parte significativa de la tubería de gas. Sin embargo, si hay mucho presente en el gas crudo, 2,0% o más, entonces es generalmente más económico de absorberlo y recuperarlo como un líquido y venderlo como un combustible líquido.
- n Butano (nC_4H_{10} o nC_4): este componente es normalmente extraído como líquido. Es generalmente usado como agente de mezcla para gasolina de motor.
- Pentanos y más pesados (C_5H_{12} o C_5 o más pesados): estos componentes aparecen en tuberías de gas sólo en pequeñas cantidades. Están frecuentemente en forma de líquidos cuando entran en planta de procesamiento. Ellos están separados y son los principales constituyentes en el condensado.
- Mercaptanos (CH_3SH – metil mercaptano o C_2H_5SH – etil mercaptano): estos componentes tienen un olor detestable que, en cantidades muy pequeñas pueden usarse como odorantes para el gas, pero en grandes cantidades hace al gas ofensivo.
- Nitrógeno (N_2): este componente es inerte y no contribuye al valor calorífico del gas. Debe notarse que gases con N_2 contienen a menudo alto contenido de helio.
- Sulfuro de hidrogeno (H_2S): este componente es el principal causante de acidez en el gas natural. Es uno de los gases industriales más peligrosos. Por ejemplo, si una persona es expuesta a una concentración de 0,06% en aire por dos minutos, probablemente esto resultaría en su muerte. Por esto, el H_2S tiene que ser removido de gas crudo. Esto se hace primariamente por el proceso de endulzamiento. El H_2S contenido en el gas es reducido a menos de 0,25 granos por 100 pie cúbico de gas, para cumplir muchas de las especificaciones de tubería. Así, la tubería de gas contiene menos de 0,0016% de H_2S .
- Dióxido de carbono (CO_2): este componente es un gas ácido como H_2S , pero no es casi tan indeseable. No soporta la combustión (no se quema u oxida) y por ello no contribuye al valor calorífico. La concentración máxima aceptable normalmente en tubería de gas es 2%. A menudo gases de alto contenido son aceptables de pequeños campos ya que muchas veces no es rentable remover CO_2 si sólo él está presente. El proceso de endulzamiento también es usado para remover el CO_2 .

- Sulfuro de carbonilo (COS): este es un componente que a veces aparece en el gas crudo con alta concentración de H₂S en él. Es generalmente reportado en granos por 100 PC. Tiene la propiedad indeseable de formar compuestos no regenerable con uno de los agentes endulzantes más comúnmente usado, monoetanol amina. Esto causa incremento del consumo químico de este agente. Otro agente de endulzamiento como “dietanol amina”, “sulfinol”, etc.; puede ser usado para absorberlo. El COS es generalmente dividido en la etapa de regeneración con esos agentes.

2.1.2 Purificación de gas

El gas natural a la cabeza de pozo usualmente contiene vapor de agua y frecuentemente sulfuro de hidrogeno y/o dióxido de carbono. Sulfuro de carbonilo, disulfuro de carbono y mercaptanos si están presentes, están en pequeñas cantidades o trazas. La cantidad de nitrógeno presente puede variar desde 0 hasta altos porcentajes. Es necesario reducir estas impurezas a niveles aceptables antes de introducir el gas a líneas de transmisión de altas presiones o alimentarlo a las plantas de licuefacción.

La purificación es usualmente llevada a cabo por una o más de las siguientes razones:

1. Es necesario reducir el contenido de vapor de agua para que condensación, congelamiento, o formación de hidratos no ocurran en los sistemas de distribución o transmisión.
2. Es necesario reducir las cantidades de los constituyentes del gas ácido al punto donde no se experimente corrosión en los sistemas de distribución o transmisión.
3. Es necesario que el contenido de azufre del gas distribuido sea lo suficientemente bajo para evitar la contaminación del aire con dióxido de sulfuro en la combustión de los gases.
4. Si el gas va a ser licuado los niveles de impurezas, y carbonos pesados, deben ser reducidos a tal punto, que ningún material sólido se separe a temperaturas tan bajas como -260°F, la temperatura más baja normalmente encontrada en procesos de licuefacción. Materiales sólidos generados en los equipos de licuefacción eventualmente aumentaran el ensuciamiento y taponamiento [2].

2.1.3 Clasificación del gas natural

- Gas dulce: Es aquel que contiene cantidades de sulfuro de hidrogeno (H_2S), menores a 4 ppm. La GPSA (Gas Processors Suppliers Association) define un gas apto para ser transportados por tuberías aquel que contiene menos de 4 ppm de H_2S ; menos de 3,0% de CO_2 y no más de 6 a 7 libras de agua por millón de pies cúbicos en condiciones normales (PCN). Las Normas Técnicas Aplicantes (NTA) para el aseguramiento de la calidad del gas en sistemas de transporte y distribución define un gas apropiado para el transporte aquel que contiene 4,16 ppm de H_2S , menos de 2% de CO_2 y 5,625 libras de agua por millón de pie cubicos.
- Gas agrio o ácido: Es aquel que contiene cantidades apreciables de sulfuro de hidrógeno, dióxido de carbono (CO_2) y otros componentes ácidos (COS , CS_2 , mercaptanos, etc.) razón por la cual se vuelve corrosivo en presencia de agua libre.
- Gas rico (húmedo): Es aquel del cual se pueden obtener cantidades apreciables de hidrocarburos líquidos, C_3+ de, aproximadamente, 3,0 GPM (galones por 1000 pies cúbicos en condiciones normales). Este parámetro no tiene ninguna relación con el contenido de vapor de agua que pueda contener el gas.
- Gas pobre (seco): es un gas que prácticamente está formado por metano (C_1) y etano (C_2), sin embargo, en sistemas de compresión de gas, se habla de gas húmedo, en ingles “wet gas” al que contiene vapor de agua y gas seco “dry gas” aquel no contiene vapor de agua.

2.2 Hidrocarburos líquidos

Generalmente los hidrocarburos líquidos naturales se clasifican en condensados y petróleos crudos, dependiendo de su gravedad específica original. Esta clasificación da una idea genérica de la viscosidad o fluidez del líquido, pero no aporta información específica acerca de otras características, como su composición. Sin embargo, la gravedad API la utiliza el mundo petrolero para catalogar los crudos y establecer los correspondientes diferenciales de precios, tomando en cuenta otros factores como contenido de azufre y/o metales, sal, corrosividad, etc.

Se denominan condensados, aquellos hidrocarburos que presentan gravedades por encima de 40,2 °API y que se encuentran en estado gaseoso a condiciones de yacimiento, pero luego se transforman en líquidos, durante el proceso de producción de condensación retrograda. El término **petróleo crudo** se refiere al hidrocarburo líquido

no refinado, cuya gravedad específica no pasa de 40,2 °API. Su color va usualmente del amarillo al negro.

Según el Ministerio del poder popular para la Energía y Petróleo de Venezuela, los crudos se clasifican de acuerdo al nivel de gravedad en el cual se ubiquen. Entre ellos tenemos: **crudos livianos** entre 30,0 y 40,2 °API (ambos inclusive), **crudos medianos** de 22,0 a 29,9 °API (ambos inclusive), **crudos pesados** situados entre 10,0 y 21,9 °API (ambos inclusive) y por último los **crudos extrapesados** con una gravedad menor o igual a 9,9 °API y una viscosidad mayor de 10.000 centipoises, a condiciones de yacimiento [1].

2.3 Flujo multifásico en tuberías

El flujo multifásico es el movimiento de fluidos como gas, crudo y agua, en el que el gas puede estar mezclado en forma homogénea con el crudo y el agua o puede existir formando un oleaje donde el gas empuja a los líquidos desde atrás o encima de ellos, provocando en algunos casos crestas en la superficie de los líquidos, puede darse el caso en el cual los líquidos y el gas se mueven en forma paralela, a la misma velocidad y sin perturbación relevante sobre la superficie de la interface gas-líquido-líquido. Cuando el fluido se desplaza desde el yacimiento hacia la superficie, se libera energía tanto en el flujo vertical como en el horizontal. Esta energía la posee el fluido durante su permanencia en el yacimiento. Por lo tanto, para utilizarla al máximo se requiere realizar un buen diseño de los equipos del pozo, líneas de flujo, estranguladores, separadores y de otras conexiones. El diseño óptimo, necesita de un estudio detallado del comportamiento del flujo multifásico en cada uno de estos componentes, lo cual debe tomar en cuenta las diferentes variables que afecten el proceso.

El flujo multifásico se desplaza a través de la tubería vertical y horizontal, el cual comprende el estrangulador, la línea de flujo, hasta llegar al separador y los tanques de almacenamientos.

Además, el flujo de fluidos en una tubería involucra elementos que favorecen o impiden su movimiento, entre los cuales se puede mencionar la fricción, factor que se produce por el contacto del fluido con las paredes de la tubería. La mayor o menor velocidad con que fluyen los fluidos a través de las tuberías permite determinar el régimen de flujo que se tiene, (laminar o turbulento), el porcentaje de líquido que se encuentra en un momento cualquiera en un intervalo de tubería determina el factor de entrapamiento. Otros parámetros, son la relación gas-líquido y porcentaje de agua y

sedimentos, el diámetro de tubería, la viscosidad del petróleo, reuniéndose una cantidad de variables que regulan las ecuaciones de balance de energía y presión [3].

2.4 Líneas de flujo

Las Líneas de Flujo tienen como función, conducir el fluido desde el pozo hasta la estación respectiva. Se fabrican en diferentes diámetros, series y rango de trabajo y se seleccionan según el potencial de producción y presiones de flujo del sistema.

Normalmente el término línea de flujo se usa para referirse a la tubería que conecta el cabezal de un pozo con su respectiva estación de flujo. En pozos de completación múltiple se usan dos o más líneas con el fin de mantener un control sobre cada zona.

La longitud de la línea de flujo es otro parámetro de importancia. En algunos casos, las líneas de flujo poseen varios kilómetros de longitud.

La mayoría de las líneas de flujo terrestre de carácter permanente, son de acero soldado. Cuando se trata de líneas temporales se usan tubos con roscas para desmontarlas con facilidad [3].

En diseño de la línea de flujo se calcula fundamentalmente lo siguiente:

- Las caídas de presión utilizando modelos multifásicos.
- Los espesores óptimos del tipo de materiales a usar tomando en cuenta las presiones de trabajo.
- Los sistemas de limpieza y mantenimiento.
- Los sistemas de protección.
- Los sistemas de anclaje.

2.5 Estaciones de producción

Una estación de producción es una instalación petrolera con los equipos necesarios para separar, tratar y medir los componentes del flujo provenientes de los pozos. Constituye la primera escala en el proceso de los hidrocarburos.

El flujo obtenido directamente de los pozos es en principio una mezcla multifásica de petróleo crudo, gas natural, agua, vapor de agua y sedimentos; a altas presiones y con gran turbulencia. Un fluido en estas condiciones no puede ser procesado y es preciso separarlo en sus fases primarias. En una estación se pueden encontrar los siguientes equipos:

- Múltiples o válvulas multipuerto.
- Separadores.
- Equipos de medición.
- Tanques de almacenamiento de crudo.
- Depuradores.
- Tratadores
- Filtros
- Bombas para la transferencia de crudo y agua salada.

El proceso se inicia con la recolección de la producción en los múltiples o en las válvulas multipuerto. Los múltiples son un conjunto de cabezales (tubos) paralelos colocados en posición horizontal y conectados a cada una de las líneas de flujo proveniente de los pozos. Por lo general consta de dos cabezales donde uno es el de producción general y otro el de prueba. Al cabezal de producción general llegan las líneas procedentes de varios pozos, el cabezal de prueba es utilizado para aislar individualmente la producción de uno solo con el objeto de evaluarlo. Las válvulas multipuerto son dispositivos a los que llegan las líneas de los pozos y permite aislar a una de ellas para someterla a pruebas, de una manera más fácil que con un múltiple. Se tiene un múltiple o una válvula multipuerto por cada nivel de presión manejado en la estación.

Luego de la recolección se pasa a la etapa de separación, donde se disocia la parte gaseosa (gas natural) de la líquida (crudo). Existen separadores para producción general y para prueba de pozos. El gas separado se envía al depurador que permite eliminar o reducir considerablemente las diminutas partículas en suspensión. Luego alimenta los filtros que permiten obtener las condiciones necesarias para que éste sea utilizado como gas para levantamiento de pozos (*gas lift*), gas combustible o gas a ventas.

De los separadores sale el crudo hacia los tratadores donde se retira en H₂O, luego se pasa por calentadores especiales, donde es aumentada su temperatura para disminuir la viscosidad y su manejo. Una vez calentado el crudo se almacena en los tanques de producción, donde es medido si la estación es de descarga. El crudo almacenado en los tanques de la estación alimenta la succión de las bombas que lo envían a un patio de tanques para su posterior procesamiento. El crudo de prueba se procesa igual que el de producción general.

Las estaciones se pueden clasificar, como estaciones de descarga y estaciones de flujo.

2.5.1 Estaciones de flujo

Las estaciones de flujo sirven de punto de recolección y almacenamiento del petróleo antes de ser enviados a las estaciones de descarga. A estas instalaciones llega flujo directamente de los pozos y, a diferencia de las estaciones de descarga, en ellas no se realiza tratamiento ni medición del crudo.

2.5.2 Estaciones de descarga

Las estaciones de descarga son los puntos donde todo el petróleo es medido antes de bombearse por un oleoducto hasta un patio de tanques. Estas instalaciones reciben crudo, previamente separado del gas de las estaciones de flujo y producción directa de los pozos. Están provistas de equipos destinados a tratamiento; almacenaje y bombeo de petróleo. Para el tratamiento, cuentan con separadores gas-crudo y tanques deshidratadores de crudo, además de calentadores y tanques de almacenamiento.

2.6 Gasoductos

Son conjuntos de tuberías, equipos y accesorios destinados a transportar gas, que unen centros de distribución o almacenamiento con redes de distribución de gas y otros centros de producción, almacenamiento, o consumo (uso doméstico, industrial, electricidad, petroquímica, refinería, etc.).

Variables de diseño:

- Capacidad volumétrica.
- Diámetro del gasoducto.
- Propiedades del gas natural.
- Factor de compresibilidad.
- Gravedad específica.
- Presión de entrada y salida.
- Longitud del gasoducto.
- Resistencia del material.
- Espesor del gasoducto.
- Temperatura.

2.7 Plantas compresoras de gas

Las plantas compresoras de gas natural están normalmente constituidas por una o más unidades compresoras accionadas por motores de combustión interna.

Las unidades compresoras que utiliza la empresa son reciprocantes y normalmente no exceden las cinco etapas de compresión, usando gas natural como combustible.

Las plantas compresoras reciben corrientes simultáneas de gas a diferentes presiones, las mismas entran en un separador para ser depuradas, pasando enseguida a los respectivos cabezales de succión donde son distribuidas a las distintas unidades compresoras. El gas comprimido que abandona los cilindros compresores es enviado hacia los enfriadores respectivos de cada unidad, donde el gas enfriado pasa a la próxima etapa de compresión o al cabezal de descarga respectivo. Una vez que el gas es comprimido, es enviado a los diferentes sitios en los cuales se distribuye. Actualmente el gas es distribuido de la siguiente manera [4]:

- Recuperación secundaria por inyección de gas: en el proceso de recuperación secundaria, se trata de restablecer la energía perdida de un yacimiento por lo extraído en la producción primaria, a través de un proceso de inyección de gas a fin de lograr el desplazamiento y el recobro del petróleo.
- Levantamiento artificial de gas (*gas lift*): Consiste en inyectar gas a alta presión en un pozo por el espacio anular libre entre la tubería de producción y revestidora. La mezcla de gas y petróleo que se produce en la tubería pesa menos que el petróleo solo, entonces la presión del yacimiento puede ser suficiente para permitirle flujo del pozo.
- Gas combustible: la empresa utiliza el gas combustible para satisfacer los requerimientos del mismo en la producción (plantas compresoras, estaciones de bombeo, entre otras) o cualquier otro uso de consumo interno.
- Gas a ventas: Parte del gas que recolecta la empresa es entregado a otras compañías petroleras para ser transportado y distribuido a nivel nacional para uso doméstico e industrial.

2.8 Evaluación de tecnologías

El proceso de evaluación y selección de tecnología para un proyecto de inversión puede involucrar la evaluación de tecnologías comerciales y/o tecnologías novedosas, entendiéndose como tecnologías comerciales aquellas que han sido probadas y tienen plantas en operación por más de dos años, y tecnologías novedosas las que están en

etapa semi-comercial o con una sola planta comercial instalada, pero con menos de dos años de operación, con el fin de asegurar su máxima rentabilidad, reducir riesgos tecnológicos (bajos rendimientos y/o recobros, alto consumo energético, obsolescencia prematura, imprevistos, impactos negativos al medio ambiente, entre otros) y que el proyecto tenga un comienzo fundamentado sobre bases firmes y convenientes.

La decisión sobre el uso de tecnologías propias, tanto comerciales probadas como novedosas, para un determinado proyecto, será realizada de acuerdo a los lineamientos y planes que la Corporación defina en sus programas de corto o largo plazo.

En cualquier caso, deberá considerarse que cuando exista una tecnología propia que esté lista para su implantación comercial y sea competitiva, ésta debe ser la primera opción tecnológica, ya que la Corporación ha hecho una inversión en su desarrollo, que sólo puede recuperarse a través de su implantación [5].

2.8.1 Proceso de selección

Seleccionar un proceso óptimo para remover una o combinaciones de impurezas no es sencillo. En muchos casos, la deseada purificación del gas se puede lograr por diferentes procesos. Determinar cuál es la mejor opción para un determinado conjunto de condiciones requiere un análisis detallado de costo y obra. Sin embargo se puede hacer una visión preliminar para las impurezas más comunes.

Hay muchos factores que necesitan ser considerados a la hora de seleccionar un proceso de endulzamiento.

Los tipos de impurezas a ser removidos de la corriente de gas.

- El nivel de concentración de esas impurezas y el grado de remoción deseado.
- Selección requerida por algún gas ácido, si se necesita.
- El volumen del gas a ser procesado y las condiciones de temperatura y presión a las cuales se encuentra disponible el gas.
- La viabilidad y la conveniencia de recuperación de azufre.
- Relatividad económica de los procesos que satisfacen la remoción.

Las impurezas presentes en una corriente de gas proveen una condición límite que permite eliminar algunos procesos de endulzamiento. Reacciones irreversibles de solución endulzante o no remoción de los constituyentes ácidos del gas pueden causar que muchos procesos sean inefectivos o no atractivos económicamente.

El nivel de concentración del gas ácido en la corriente de gas es una consideración importante para seleccionar el proceso apropiado de endulzamiento. Algunos procesos son aplicables para remoción de grandes cantidades de gas ácido. Otros procesos tienen la capacidad de remover constituyentes ácidos a rangos de partes por millón. Algunos de esos procesos, sin embargo, son aplicables sólo para bajas concentraciones de constituyentes ácidos en el gas a ser tratado.

La selectividad de un agente endulzante es una indicación de el grado de remoción que se puede obtener de un constituyente del gas ácido en oposición a otro. Existen procesos de endulzamiento que muestran una marcada selectividad por un constituyente del gas ácido. En otros casos no hay selectividad demostrada y todos los constituyentes ácidos serán removidos. Hay procesos en los cuales las condiciones de operación pueden tener un marcado efecto en la selectividad exhibida. Algunos agentes endulzantes absorben relativamente cantidades grandes de hidrocarburos mientras que otros son mucho más selectivos por los constituyentes ácidos.

Raramente corrientes de gas natural serán endulzadas a presiones bajas. Sin embargo, hay muchos procesos que no son apropiados para remoción de gases ácidos bajo condiciones bajas de presión. Otros procesos son adversamente afectados por temperaturas mayores a la ambiental. Algunos procesos pierden su ventaja económica cuando son tratados grandes volúmenes de gas [6].

La temperatura y disponibilidad del medio de calentamiento se debe evaluar antes de hacer el diseño, esto es importante en los costos de equipo y operación. La disponibilidad del medio de enfriamiento también es importante por la misma razón expuesta antes. Además la temperatura del medio de enfriamiento define la temperatura de circulación del solvente. En zonas donde el agua es escasa y por lo tanto costosa para usarla como medio de enfriamiento el aire pasaría a ser el medio de enfriamiento a usar y esto hace que las temperaturas del solvente, especialmente en verano, no puedan ser menores de 135 – 140 °F, lo cual impedirá usar solventes físicos pues estos funcionan mejor a temperaturas bajas.

La disposición final del gas ácido puede ser una unidad recuperadora de azufre o incineración, dependiendo del contenido de H_2S en el gas agrio y las exigencias ambientales. Cuando se usa incineración no es importante el contenido de hidrocarburos pesados en el gas a tratar pero en la unidad recuperadora de azufre la presencia de hidrocarburos afecta el color del azufre recuperado tornándolo gris u opaco en lugar de amarillo brillante, lo cual afecta su calidad. Además si el gas ácido se va a pasar por una

unidad recuperadora de azufre y luego por una unidad de limpieza de gas de cola, requiere más presión que si se va a incinerar.

Los factores de costo que se deben tener en cuenta son:

- Costos de equipo
- Costos de Potencia
- Costos de solvente
- Costos de combustible.

Algunos procesos son más eficientes que otros en cuanto a combustible, por ejemplo los de absorción física y los híbridos son más eficientes en este sentido que los de aminas [7].

Los procesos de remoción para sulfuro de hidrógeno y dióxido de carbono pueden ser agrupados en siete tipos presentados en la **Tabla 2.1**

Tabla 2.1 Pautas para selección de proceso de remoción de H₂S y CO₂

Tipo de Proceso	Gas Acido		Tamaño de Planta	Presión Parcial	Capacidad de Azufre
	H ₂ S	CO ₂			
Absorción en Solución					
Alcalina	A	A	H	L	H
Absorción Física	A	A	H	H	H
Absorción/Oxidación	A	---	H	L	L
Sorción seca/Reacción	A	---	L	L	L
Membrana Permeable	A	A	L	H	L
Adsorción	A	A	L	L	L
Metanación	---	A	L	L	---
Notas: A = Aplicable, H = Alto, L = Bajo; la línea divisora entre alto y bajo es aproximadamente 20 MMscfd para tamaño de planta, 100 psia para presión parcial, y 10 Ton/día para capacidad de azufre					

Ambas absorciones, solución alcalina y absorción en solventes físicos, son apropiados para tratar altos volúmenes de gas que contienen H₂S y/o CO₂, sin embargo, el proceso de absorción física no es económicamente competitivo cuando la presión parcial del gas ácido es baja, ya que la capacidad de los solventes físicos es una fuerte función de la presión parcial.

Las membranas son particularmente aplicables para remover CO₂ de gases de alta presión, el proceso se basa en usar módulos relativamente pequeños, y un incremento de la capacidad de la planta se logra añadiendo más módulos. Como resultado el proceso

no comprende una escala económica y se hace menos competitivo con el proceso de absorción cuando se incrementa la planta.

Si el regenerado gas de cola contiene más de 10 toneladas por día de azufre (como sulfuro de hidrógeno) usualmente es económico convertir el sulfuro de hidrógeno en azufre elemental con una planta convencional del tipo Claus.

La oxidación directa se puede cumplir por absorción en un líquido con subsecuente oxidación para formar una suspensión de partículas de azufre sólido o sorción en un líquido con o sin oxidación. El proceso de sorción sólida es particularmente aplicable a pequeñas cantidades de gas de entrada donde la simplicidad operacional es importante, y para la remoción de trazas de compuestos de azufre para una impureza final del gas de síntesis.

Adsorción es una opción viable para la remoción de H_2S cuando la cantidad de azufre es muy pequeña y el gas contiene componentes de azufre más pesados (como mercaptanos y disulfuro de carbono) que también serán removidos. Para que la absorción tenga preferencia por la remoción de CO_2 , debe haber una alta presión parcial de CO_2 en la alimentación, la necesidad por una muy pequeña concentración de dióxido de carbono en el producto, y la presencia de otras impurezas gaseosas que pueden ser removidas por el solvente [8].

Seleccionar el mejor proceso de endulzamiento requiere una investigación extensiva de muchos procesos alternativos. El número de variables envueltos y el largo número de posibles procesos disponibles hacen la determinación absolutamente difícil, si embargo algunas pautas pueden ser desarrolladas para consolidar algunas variables y, quizás, hacer la determinación un poco más fácil. Tennyson y Schaaf presentaron una serie de gráficos que son de ayuda en estas consideraciones. Los gráficos se muestran en las **Figuras 2.1 a 2.4**.

La **Figura 2.1** ilustra el caso de remoción únicamente de CO_2 de la corriente gaseosa. Actualmente, este caso es encontrado más frecuente en purificación de gas de síntesis para manufacturación de amoníaco. Sin embargo, el incremento del uso de inyección de CO_2 para mejorar la recuperación de petróleo indica que este caso puede ser más interesante para la industria del gas en el futuro. El proceso a ser considerado depende de la concentración de CO_2 en la entrada del gas y en el grado de remoción requerida, para baja concentración de CO_2 a la entrada (en rango de 10-15 psi), las soluciones de amina son preferidas ya que pueden reducir la concentración a la salida hasta un rango de presión parcial de 0,005 psi. Para un rango de presión parcial de CO_2

entre 15 y 100 psi en la entrada las soluciones de carbonato caliente (las cuales pueden producir una presión parcial a la salida tan baja como 0,5-1,0 psi) deben ser consideradas. Para presiones parciales en la entrada mayores a 100 psi, los solventes físicos deben ser considerados, a pesar de que ellos son generalmente limitados por presiones de salida de 1,0 a 3,0 psi.

En el caso de remover H_2S solo, representado por la **Figura 2.2**, el proceso de selección debe tomar en cuenta la disposición final del H_2S . En la mayoría de los casos de hoy será para producir azufre. A baja presión parcial de H_2S en la entrada, los procesos Stretford y vetrocoke son apropiados. Un proceso no mostrado por Tennyson y Schaaf, endulzamiento con tamices molecular, también debe ser considerado. Cerca de 3 psi de presión parcial en la entrada, los procesos de amina entran en el marco, los procesos físicos deben ser considerados a una presión de H_2S en la entrada alrededor de 60 psi, aunque estos procesos generalmente tienen dificultad en tratar hasta las especificaciones del gas [6].

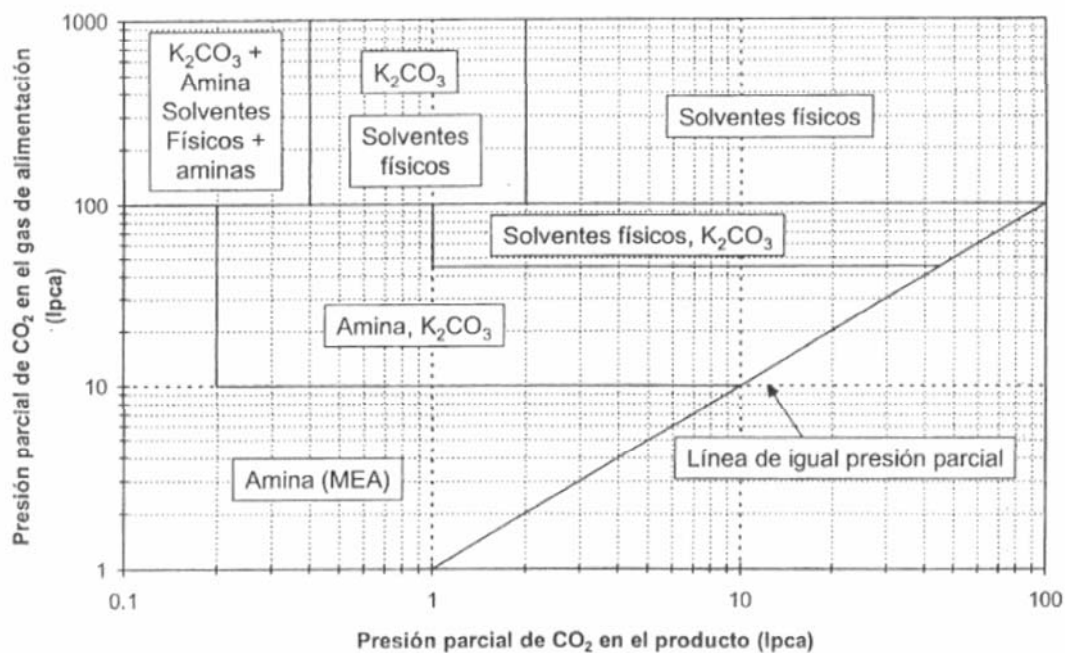


Figura 2.1 Remoción de CO_2 solo (H_2S no presente) [1]

Remoción simultánea de H_2S y CO_2 representado en la **Figura 2.3** es encontrado frecuentemente en la industria de gas natural. En este caso, el proceso de selección es severamente dependiente de la relación de CO_2 con respecto al H_2S . Aminas, carbonato caliente y solventes físicos pueden ser usados. En muchos casos el proceso exacto de amina dependerá de la relación CO_2 y H_2S . Carbonato caliente es apropiado para una

relación alta de CO_2 con respecto al H_2S , pero no para alta relación de H_2S con respecto al CO_2 .

Remoción selectiva de H_2S en presencia de CO_2 es de gran interés. Los procesos como Stretford y takahax son selectivos y remueven H_2S de la corriente gaseosa. ADIP ofrece algo de selectividad así como Rectisol y Selexol. El proceso MDEA (metildietanolamina) también muestra selectividad de H_2S en presencia de CO_2 .

Las **Figuras 2.1-2.4** son usables como guía general pero no deben ser usadas para descartar o seleccionar algún proceso dado. Las circunstancias locales y económicas pueden dictar la elección de un proceso que no conforman las condiciones usadas al general estas figuras [6].

2.9 Endulzamiento con aminas

Las alcanolaminas de mayor interés comercial para purificación de gases son monoetanolamina (MEA), dietanolamina (DEA), y metildietanolamina (MDEA). La trietanolamina ha sido largamente desplazada por su baja capacidad (resultante de su alto peso molecular), tiene baja relatividad como amina terciaria.

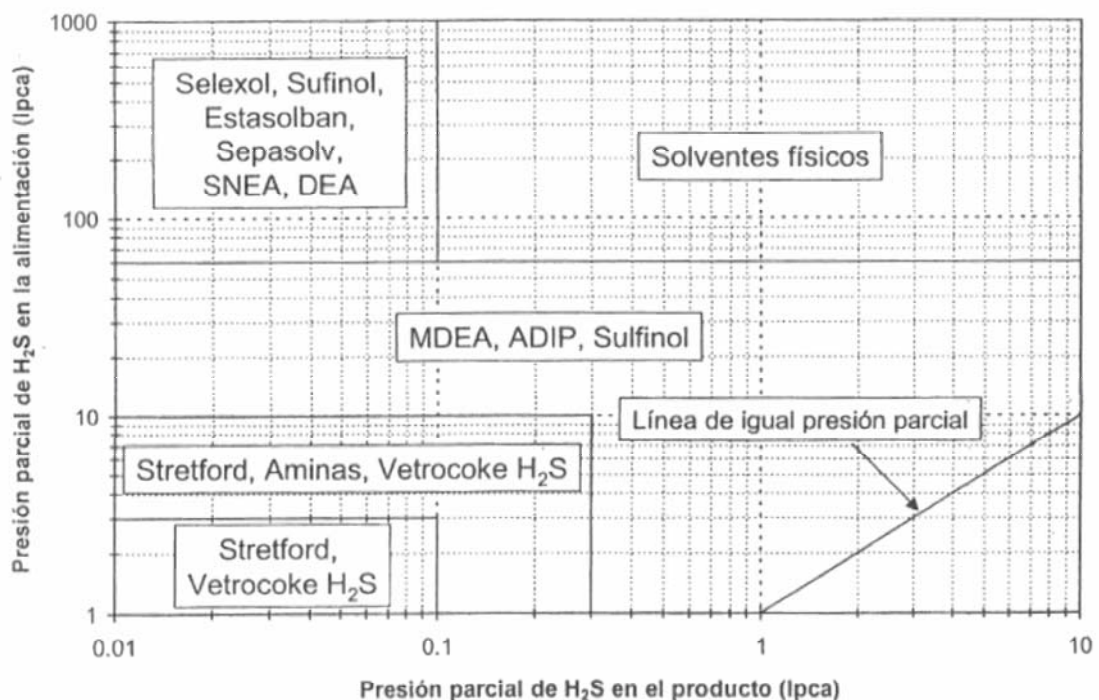
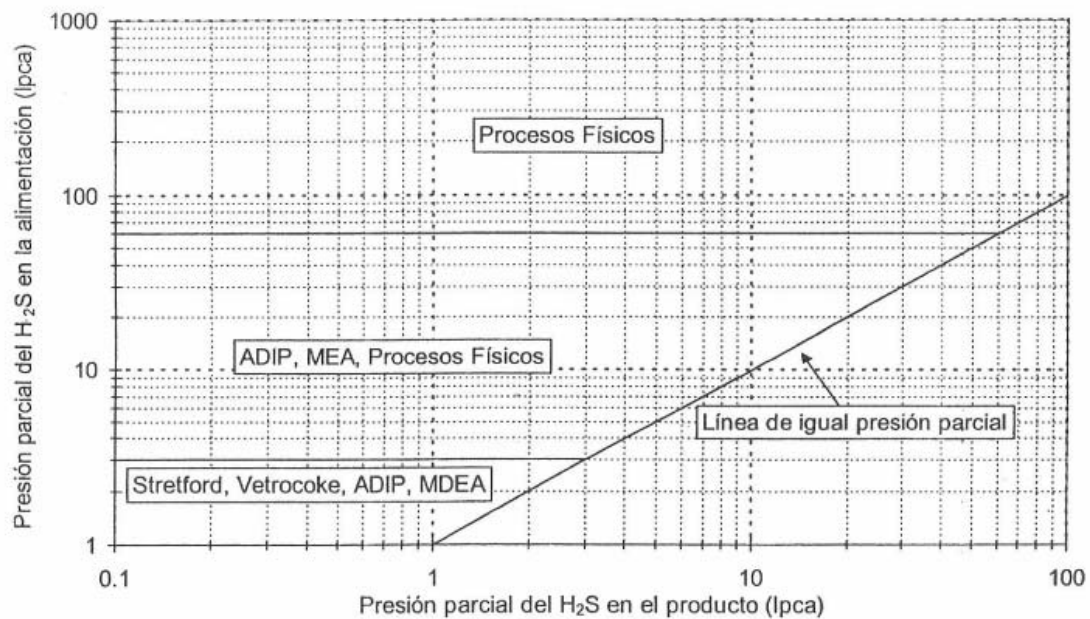
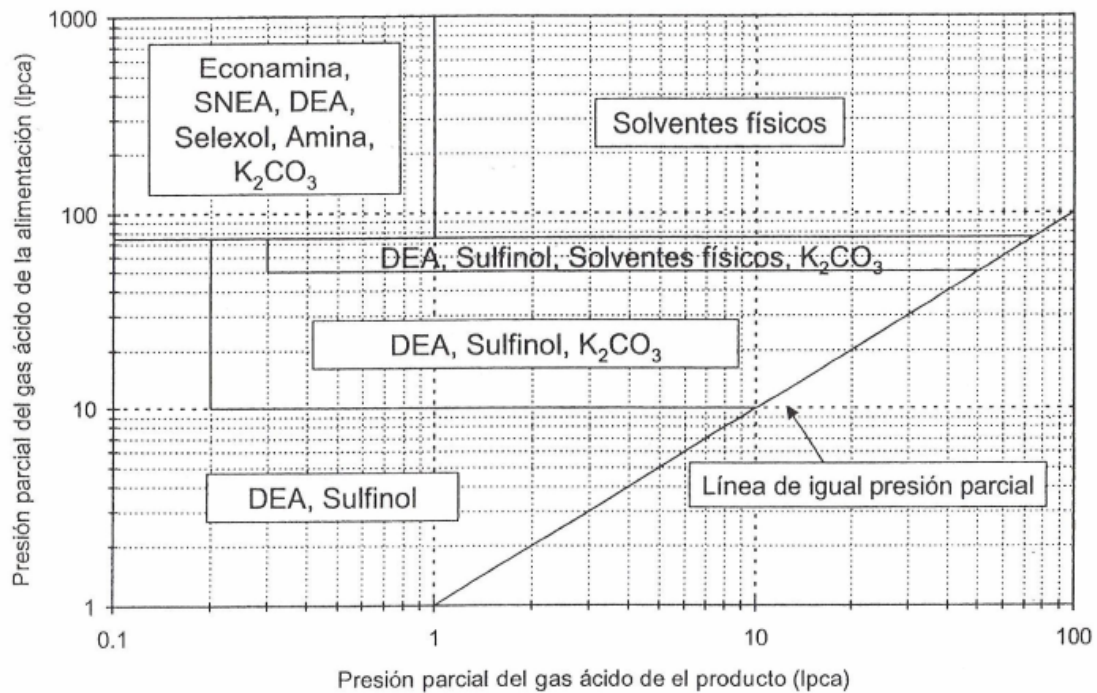


Figura 2.2 Remoción de H_2S solo (CO_2 no presente) [1].



Las fórmulas estructurales para alcanolaminas están en la **Figura 2.5**. Cada una tiene al menos un grupo hidroxilo y un grupo amino. En general se puede considerar que el grupo hidroxilo sirve para reducir la presión de vapor e incrementar la solubilidad en agua, mientras que el grupo amino provee la alcalinidad necesaria en soluciones acuosas que causa la absorción de gases ácidos [8].

Las aminas que tienen dos hidrógenos directamente unidos a un átomo de nitrógeno, como metanolamina (MEA) y 2-(2-aminoethoxy) etanol (DGA), son llamadas aminas primarias y son generalmente mas alcalinas. Dietanolamina (DEA) y Diisopropanolamina (DIPA) tienen un átomo de hidrogeno directamente unido al átomo nitrógeno y son llamadas aminas secundarias. Trietanolamina (TEA) y Metildietanolamina (MDEA) representan moléculas de amoniaco completamente sustituidas sin átomos de hidrogeno unidos al nitrógeno, y son llamadas aminas terciarias.

2.9.1 Esquema de flujo

Un arreglo de flujo básico para todos los procesos de absorción de gas ácido usando alcanolaminas es presentado en la **Figura 2.6**. El gas a ser purificado sube por el absorbedor en contracorriente con un flujo de la solución. La solución rica que sale por el fondo del absorbedor es calentada en un intercambiador de calor con amina pobre que sale por el fondo de la columna despojadora y es alimentada a un punto de la torre despojadora cerca del tope.

La solución pobre que sale del despojador, luego de un enfriamiento parcial en el intercambiador de calor amina pobre–amina rica, es enfriada aun más mediante un intercambiador de calor con agua o aire, y alimentada al tope del absorbedor para completar el ciclo. El gas ácido removido en el despojador es enfriado para condensar la mayor porción de agua posible. Este condensado es alimentado continuamente de vuelta al sistema para prevenir que la solución de amina se haga progresivamente más concentrada. Generalmente, toda esta agua, o la mayor porción de ella, es alimentada de vuelta al despojador en un punto más arriba del cual es alimentada la solución rica y sirve para absorber y regresar los vapores de amina arrastrados por el gas ácido.

2.9.2 Soluciones más usadas para endulzamiento

Una comparación de las aminas usadas en purificación de gas, basada en las propiedades físicas y costo aproximado se presenta en la **Tabla 2.2**.

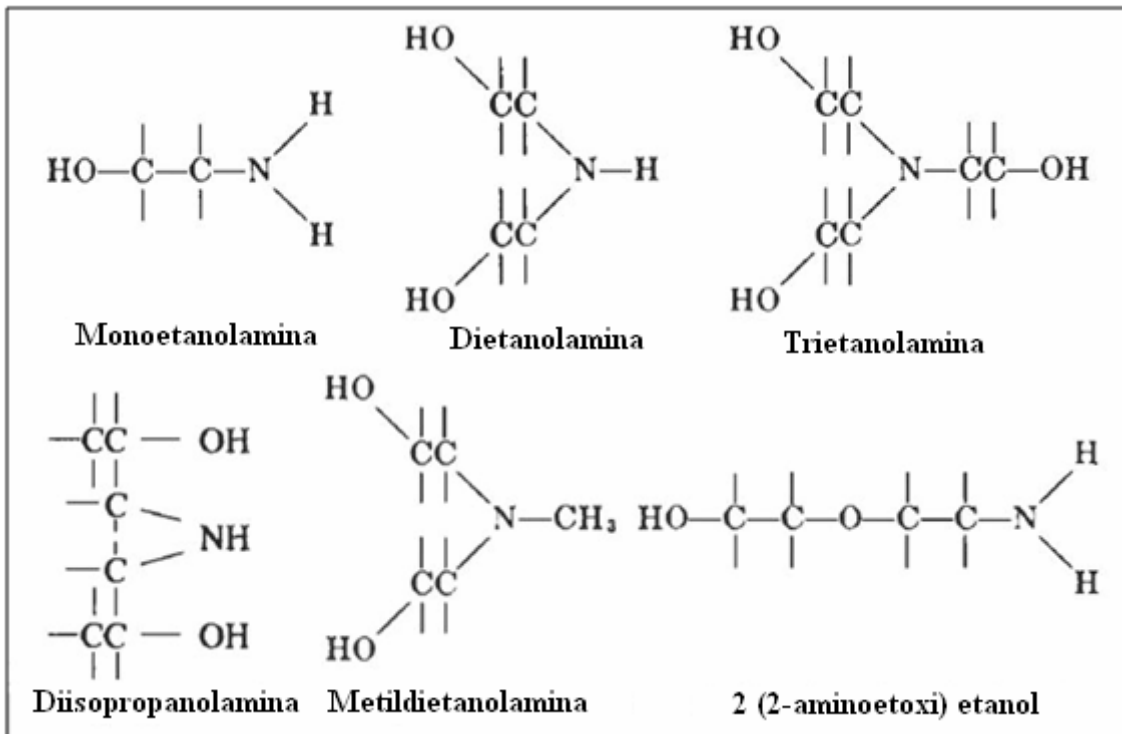


Figura 2.5 Formulas estructurales para alcanoaminas usadas en tratamiento de gas.

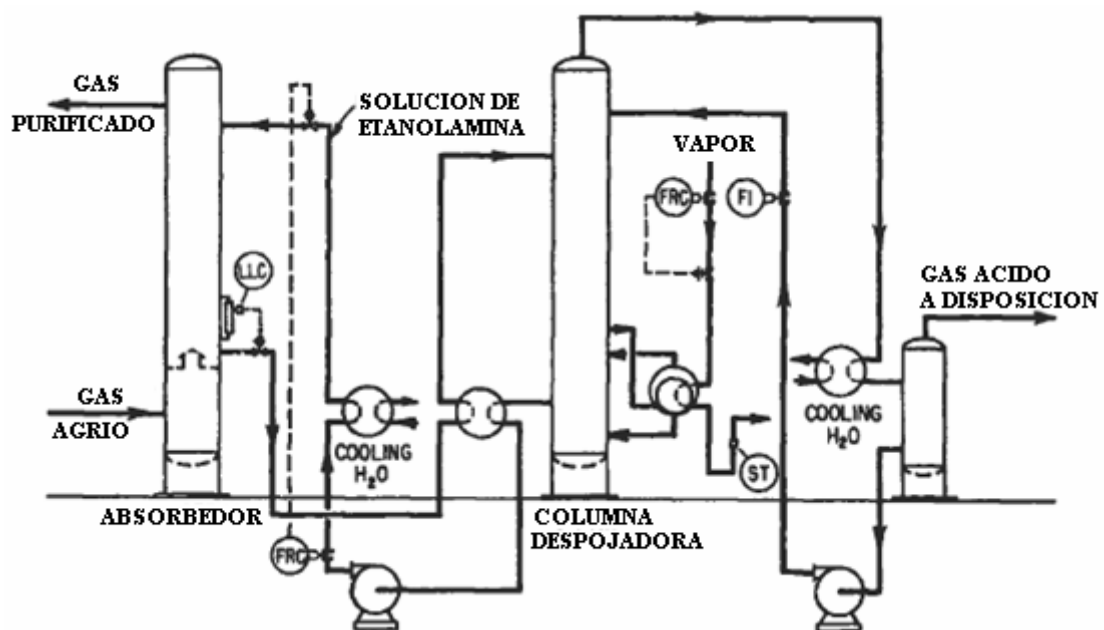


Figura 2.6 Sistema de flujo básico de aminas para remoción de gases ácidos [8].

2.9.2.1 Monoetanolamina

Fue usada exclusivamente por muchos años para remoción de H₂S y CO₂ del gas natural y ciertos gases de síntesis, rápidamente fue reemplazada por otros sistemas más eficientes, particularmente para el tratamiento del gas natural de altas presiones. Sin embargo monoetanolamina sigue siendo preferida para corrientes de gas que contienen relativamente concentraciones bajas de H₂S y CO₂ y esencialmente poco contaminantes como COS y CS₂. Esto es especialmente cierto cuando el gas es tratado a bajas presiones y se requiere remoción máxima de H₂S y CO₂. Su alta alcalinidad y la facilidad con que se puede recuperar de la solución contaminada son sus ventajas. La más seria desventaja es la formación de productos irreversibles con COS y CS₂, resulta en excesiva pérdida de químicos si el gas contiene una cantidad considerable de estos compuestos. Además la monoetanolamina es apreciablemente más corrosiva que otras aminas, particularmente si la concentración sobrepasa el 20% y la solución está altamente cargada de gases ácidos.

Otra desventaja de la MEA es el alto calor de reacción con CO₂ y H₂S (cerca de 30% más alto que DEA para ambos gases ácidos). Esto lleva a altos requerimientos de energía para el despojamiento.

2.9.2.2 Dietanolamina

Soluciones acuosas de dietanolamina han sido usadas por muchos años para el tratamiento de gases de refinería que normalmente contienen COS y CS₂, a parte del H₂S y CO₂. Dietanolamina y otras aminas secundarias son la mejor opción para tratar corrientes que contienen COS y CS₂. La baja presión de vapor de la dietanolamina la hace apta para operaciones de baja presión porque las pérdidas por vaporización son totalmente despreciables. Una desventaja de la dietanolamina es que recuperar la solución contaminada puede requerir destilación al vacío. Otra desventaja es que se generan numerosas reacciones irreversibles con CO₂ formando productos de degradación corrosivos, y por esa razón DEA no debe ser la mejor opción para tratar gases con alto contenido de CO₂. Bajo condiciones normales de operación, los productos de descomposición de la DEA son fácilmente removible por filtración con carbón activado. En general, soluciones de dietanolamina son menos corrosivas que soluciones de monoetanolamina a menos que los productos de descomposición corrosiva de sub reacciones crezcan en la solución.

2.9.2.3 Diglicolamina

Fue comercializada por Fluor Company INC. (ahora Huntsman Corporation). Este solvente tiene aspectos muy similares a la monoetanolamina, excepto que por su baja presión de vapor permite el uso en relativamente altas concentraciones. Típicamente 40 a 60%, resultando en aparentes bajas tasas de circulación y consumo de vapor comparado con MEA. DGA ha demostrado que es efectivo para tratar grandes volúmenes a baja presión (~100-200 psig). Una ventaja adicional es la remoción parcial de COS. En 1996 más de 100 plantas estaban en uso (kenney, 1996) [8].

Tabla 2.2 Propiedades físicas de alcanolaminas.

Propiedad	MEA*	DEA*	TEA*	MDEA*	DIPA*	DGA**
Peso Mol.	61,09	105,14	149,19	119,17	133,19	105,14
Gravedad específica, 20/20°C	1,0179 ---	1,0919 (30/20°C)	1,1258 ---	1,0418 ---	0,9890 (45/20°C)	1,055 ---
Pto. de ebullición, °C						
760 mmHg	171	descomp.	360	247,2	248,7	221
50 mmHg	100	187	244	164	167	---
10 mmHg	69	150	208	128	133	---
Presión de vapor, mmHg a 20°C	0,36	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01
Pto. de congelación, °C	10,5	28,0	21,2	-21	42	-9,5
Solubilidad en agua, % peso a 20°C	Completa	96,4	Completa	Completa	87	completa
Viscosidad Abs. cps a 20°C	24,1	380(30°C)	1,013	101	198(45°C)	26(24°C)
Calor de vaporización, Btu/lb a 1 atm	355	288(23mm) (168,5°C)	230	223	184,5	219,1
Costo Aproximado, \$/lb***	0,59	0,60	0,61	1,4	---	0,93
Notas:						
* Datos de Union Carbide Chemicals Company (1957) excepto los precios.						
** Datos de Jeffersom Chemical Company. Inc. (1969) excepto los precios.						
*** Kenney (1995). Los precios son para ventas en masa. Agregue \$0,10 por libra para ventas pequeñas.						

2.9.2.4 Diisopropanolamina

La diisopropanolamina (DIPA) ha sido usada en los procesos ADIP y sulfinol, ambas licenciada por Shell International Petroleum Company (SIPM). En el proceso Sulfinol, la diisopropanolamina es usada en conjunto con un solvente físico orgánico. El proceso ADIP emplea una solución acuosa relativamente concentrada de diisopropanolamina. Ha sido ampliamente aceptada en Europa, para el tratamiento de gases de refinería y líquidos, los cuales aparte de H_2S y CO_2 , también contienen COS. Se afirma que cantidades sustanciales de COS son removidas sin efectos perjudiciales a la solución. Además, se reporta que las soluciones de diisopropanolamina tienen bajos requerimientos de regeneración de vapor y de ser no corrosivo (Kein, 1970) [8]. SIPM a aplicado el proceso ADIP a la absorción selectiva de H_2S para corrientes gaseosas de refinerías, y como parte del proceso SCOT, para absorción selectiva de H_2S del gas de cola de una planta Claus. Sin embargo, SIPM esta gradualmente reemplazando DIPA con MDEA en ambas aplicaciones.

2.9.2.5 Metildietanolamina

Puede absorber selectivamente el H_2S en presencia de CO_2 , especialmente en casos donde la cantidad de CO_2 es muy superior a la de H_2S . Aminas terciarias en especial metildietanolamina, puede absorber H_2S razonablemente selectivo bajo las condiciones de operación apropiadas con tiempos de contactos cortos. A causa de su baja presión de vapor MDEA puede ser usado en concentraciones de solución acuosa hasta 60% peso sin apreciables pérdidas de evaporación. Además, es altamente resistente a degradación térmica y química, es esencialmente no corrosivo, tiene bajo calor específico de reacción con H_2S y CO_2 y finalmente, es escasamente miscible con hidrocarburos.

2.9.2.6 MDEA activada

MDEA rápidamente crece en importancia como solvente no selectivo para remoción de altas concentraciones de gas ácido, particularmente CO_2 , por sus bajos requerimientos de energía, alta capacidad y excelente estabilidad, y otros atributos favorables. Su principal desventaja es el bajo índice de reacción con CO_2 (y por tanto su absorción). La adición de una amina primaria o secundaria, como MEA y DEA, se ha encontrado que incrementan el índice de absorción de CO_2 significativamente sin disminuir muchas de las ventajas de MDEA. Un proceso comercial usando este fenómeno fue revelado por BASF Aktiengesellschaft y descrito por Meissner (1983) y

por Meissner y Wagner (1983) [8]. Aminas mixtas conteniendo MDEA son ahora ofrecidas por varios licenciantes.

La MDEA activada de BASF emplea solución de 2.5 a 4.5 M MDEA conteniendo de 0.1 a 0.4 M monoetanolamina o hasta 0.8 M de piperazina como activador de absorción. El activador aparentemente incrementa el índice de hidratación (*hydration*) de CO₂ en maneras análogas al activador usado en soluciones “*hot potassium carbonate*” y esto incrementa la tasa de absorción. El proceso puede ser operado en una o dos etapas de absorción, dependiendo de la pureza del gas requerida. En la versión de una etapa de absorción, la cual es satisfactoria para remoción de grandes cantidades de CO₂ de gases de altas presiones, la solución de MDEA rica es regenerada simplemente al reducir la presión por etapas (*flashing*). En la versión de dos etapas, cuando se requiere completa remoción de CO₂, un pequeño flujo de vapor despojador es usado en la segunda etapa.

2.10 Sistema de membranas

Las membranas son barreras delgadas semipermeables donde diferentes gases, vapores o líquidos se desplazan a través de esta a diferentes velocidades. Actualmente las únicas membranas económicamente viables usadas en el endulzamiento de gas son aquellas manufacturadas usando polímeros tales como: acetato de celulosa, poliamidas, poliimididas, polisulfonas, policarbonatos y poliéterimididas; siendo el acetato de celulosa el más difundido y probado.

Según el procesamiento del polímero utilizado, las membranas se pueden clasificar en:

- Cristalinas: Elaboradas con polímeros cuyas cadenas son rígidas y cristalinas.
- Flexibles: Donde las cadenas son flexibles haciendo a la membrana suave.

Las membranas cristalinas, o según su término en inglés “*glassy Membranes*” son las indicadas para endulzar el gas, ya que aportan selectividad en la permeabilidad de moléculas pequeñas o compactas como CO₂ y H₂S. Además de endulzar el gas natural, este tipo de membranas son capaces de deshidratarlo, removiendo el contenido de agua hasta valores de 7 lb/MMSCFD.

Entre los proveedores de Membranas para la separación de gas se encuentran DOW, DuPont, Grace, UOP y la empresa Ube.

2.10.1 Elementos de membrana

Estas membranas son elaboradas de dos formas:

- Membranas en forma de hojas planas dispuestas en un espiral compacto que envuelven al tubo de perneado.
- Fibras huecas combinadas en un arreglo compacto similar a un intercambiador de calor de tubo y carcasa.

Cada arreglo proporciona ventajas diferentes, las primeras pueden resistir mayor presión y mayor ensuciamiento además de tener mayor experiencia de servicio. Por otra parte, el arreglo de fibras huecas tiene una mayor densidad de empaquetado que optimiza el área en las plantas.

2.10.2 Descripción del proceso

El esquema más simple corresponde al de una etapa de flujo (**Figura 2.7**). La corriente de gas entra al sistema de membranas, desplazándose a través del arreglo de membranas explicado en el punto anterior; el CO_2 , H_2S y otros compuestos altamente permeables viajan hasta llegar al tubo central donde gracias a orificios dispuestos a lo largo del mismo se produce la entrada de estos compuestos compactos a su interior.

El gas de alimentación es entonces separado en una corriente rica en CO_2 y otra rica en hidrocarburos.

Cuando el contenido de CO_2 en la corriente de entrada es importante, una parte significativa de los hidrocarburos permean la membrana y se pierden. Para recuperar estos hidrocarburos se pueden instalar sistemas multietapas. El diagrama del sistema de dos etapas es mostrado en la **Figura 2.8**. En esta segunda etapa, una corriente rica en hidrocarburos es recuperada y una corriente rica en CO_2 es reciclada a la primera etapa.

El producto perneado que es reciclado se encuentra en una menor presión, por lo tanto debe ser comprimido y enfriado antes de ser combinado con la corriente de alimentación fresca

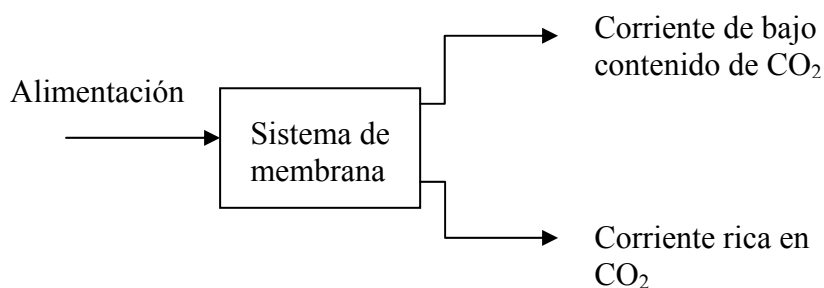


Figura 2.7 Esquema de flujo para una etapa.

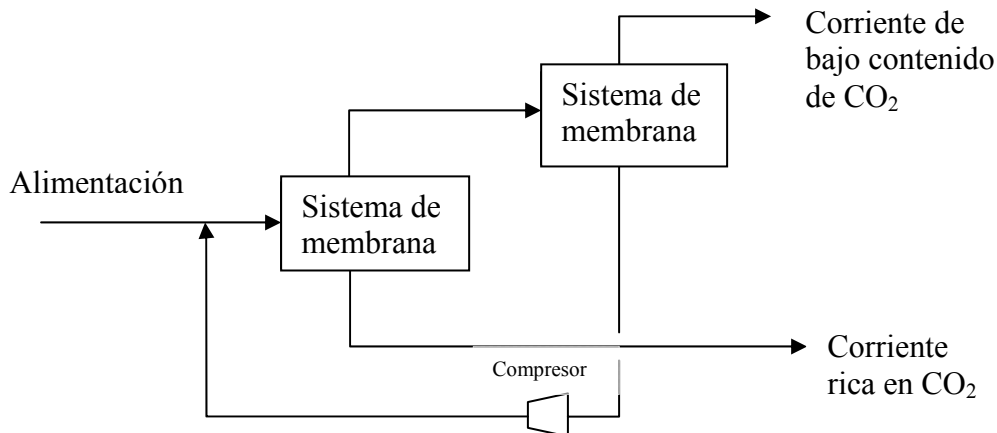


Figura 2.8 Esquema de flujo para dos etapas.

2.11 Solventes físicos

Cuando las impurezas del gas ácido hacen una fracción apreciable de la corriente total, el costo por removerlos por solventes regenerables puede estar fuera de proporción al del gas tratado. Esto ha dado mayor ímpetu al desarrollo de procesos que empleen solventes orgánicos no reactivos como agentes tratantes, el cual es regenerado sin la aplicación de calor sino simplemente por reducción de presión. Una lista de los solventes más usados comercialmente en procesos de purificación es mostrada en la **Tabla 2.3**.

A pesar de que muchos solventes orgánicos son apropiados para ser usados como solventes físicos, deben cumplirse ciertos criterios para ser económicamente aceptables. El solvente debe tener una capacidad de equilibrio para los gases muy superior a la del agua, junto con una baja capacidad de absorción por los componentes primarios de la corriente gaseosa, como hidrocarburos e hidrógeno. En adición ellos deben tener una baja viscosidad y baja o moderada higroscopicidad. Deben ser no corrosivos a los metales comunes así como no reactivos con todos los componentes del gas y, preferiblemente, tenga baja presión de vapor a temperatura ambiente. Finalmente deben estar disponibles comercialmente a un costo razonable.

La versión más simple de un proceso físico implica la regeneración por disminución súbita de la presión a presión ambiente o vacío, o remoción por un gas inerte. Esta propuesta produce un gas tratado que contiene pequeñas cantidades de gas ácido. Si el H₂S está presente en cantidades significativas, generalmente es necesario

regeneración térmica para completar la remoción y alcanzar los requerimientos de pureza. Los requerimientos de calor usualmente son menores para solventes físicos que para componentes reactivos, como aminas, ya que el calor de desorción del gas ácido para solventes físicos es solo una fracción del necesario para solventes reactivos. La tasa de circulación del solvente reactivo también es menor, particularmente cuando la presión parcial del gas ácido es alta.

La solubilidad de hidrocarburos en solventes orgánicos aumenta con el peso molecular del hidrocarburo, consecuentemente, hidrocarburos superiores al etano son removidos en gran grado y despresurizados en forma súbita del solvente junto con el gas ácido. A pesar que procesos especiales para recuperar estos componentes han sido propuestos, los procesos físicos generalmente no son económicos para tratamiento de corrientes de hidrocarburos que contengan una cantidad sustancial de hidrocarburos pentanos-plus.

En otra clase de procesos usualmente referida como procesos mixtos, una amina es combinada con un solvente físico para que la capacidad de remoción del solvente físico sean combinados con las habilidades de la amina para lograr especificaciones muy bajas del residuo del gas ácido en una simple etapa de tratamiento

Tabla 2.3 Solventes de procesos físicos.

Nombre del proceso	Solvente	Licenciante
Solventes Físicos Simples		
Solvente Fluor SELEXOL	Carbonato de propileno (PC) Dimetil eter de polietilene glico (DMPEG)	Fluor Daniel Union Caribe
Sepasolv MPE	Metil isopropil eter de polietilene glicol (MPE)	Badische (BASF)
Purisol	N-Metil-2-pirrolidone (NMP)	Lurgi
Rectisol	Metanol	Lurgi y Linde AG
Ifpexol	Metanol	Institut Francais du Pétrole (IFP)
Estasolván	Tributil fosfato	IFP/Uhde
Metilcianoacetato	Metilcianoacetato	Unocal
Solventes Mixtos Físicos/Químicos		
Sulfinol	Sulfolane y DIPA o MDEA	Shell Oil/SIPM
Amisol	Metanol y alquilamina secundaria	Lurgi
Selefining	Solvente físico desconocido	

	y amina terciaria	Snamprogetti
--	-------------------	--------------

En la **Figura 2.9** se presentan tres configuraciones de solventes físicos defiriendo en el método de desorción, el primero ilustra la regeneración por disminución súbita de presión, una o más etapas son empleadas. Las **Figura 2.9(A)** muestra un flash de dos etapas, siendo la etapa final a presión atmosférica, una etapa alterna a este caso la cual no se muestra es conducir el último flash a condiciones de vacío. **Figura 2.9(B)** muestra el uso de gas inerte como despojador para disminuir el contenido de gas ácido en la solución pobre. Nitrógeno y gas combustible han sido usados como agentes despojadores. Aire también puede ser usado pero no es viable en sistemas donde se encuentran especies de azufre debido a la formación y acumulación de azufre elemental y reacciones secundarias. **Figura 2.9(C)** muestra regeneración termica del solvente, un método que es ampliamente practicado con solventes físicos para alcanzar la calidad de gas de tubería.

Los pasos de absorción son los mismos en los tres tipos, el gas entra al fondo del absorbedor, el cual contienen empaquetados o platos, y es lavado por una corriente decreciente de solvente regenerado, el solvente rico deja el fondo y fluye al sistema de regeneración. Cuando múltiples etapas de despresurización súbita son usados, el gas en el nivel de mayor presión contendrá la mayoría de los gases no ácidos disueltos, y usualmente son recomprimidos y regresados al absorbedor para minimizar perdidas de productos gaseosos. Frecuentemente, regeneración del solvente por reducción de presión es adecuada para alcanzar la pureza del gas requerido y el solvente que deja la etapa de menor presión es directamente reciclado al tope del absorbedor. Si se requiere gas con mayor pureza el gas ácido restante puede ser despojado por gas inerte. Una remoción completa de los gases ácidos restantes puede realizarse por regeneración con uso de calor y rehirviendo el solvente como se muestra en la **Figura 2.9(C)**.

2.11.1 Selección del proceso

Dependiendo en la extensa información disponible sobre el proceso, se puede hacer una comparación de las capacidades de los solventes. En la **Tabla 2.4**. La cual se basa en la data de Bucklin y Schendel (1985), presente datos sobre la solubilidad de gas para los procesos: Solvente Fluor (Carbonato de propileno), Selexol (Dimetil éter de polietilene glicol), and Purisol (n-metil-2-pirrolidone). Se muestra la solubilidad de CO₂ y H₂S, así como la de hidrocarburos y otros gases, todos los datos fueron tomados a 25

°C y 1 atm. Ya que no todos los procesos operan a la misma temperatura, la relación entre solubilidad y temperatura debe ser incluida en la evaluación.

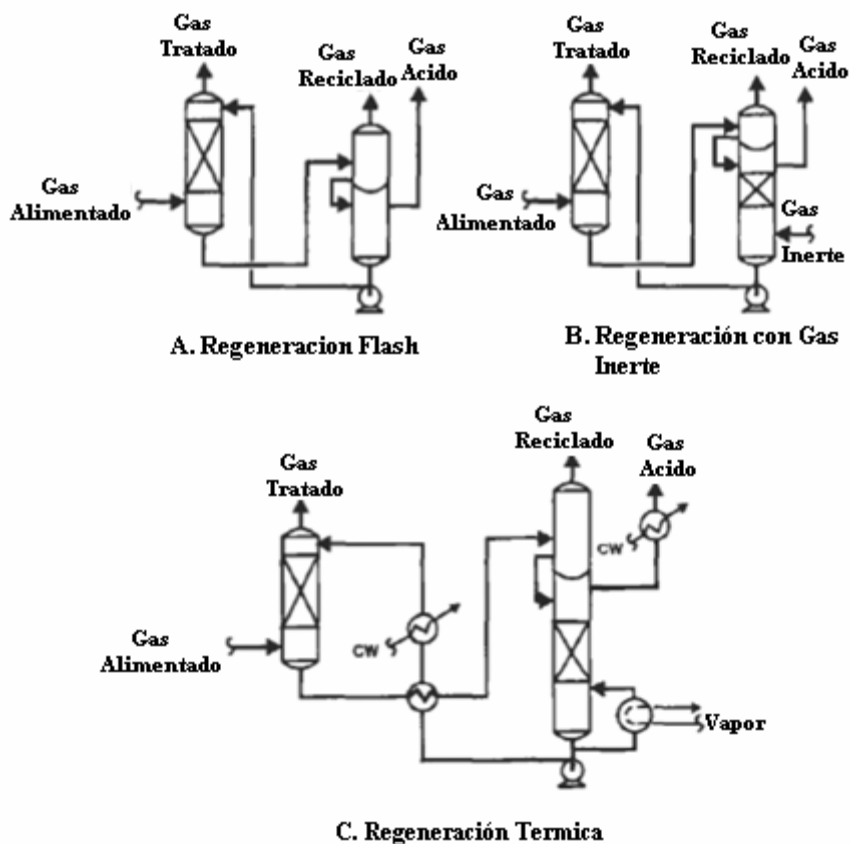


Figura 2.9 Diagramas de flujo simplificados de procesos físicos mostrando los tres métodos básicos de regeneración de solventes.

2.11.1 Selección del proceso

Dependiendo en la extensa información disponible sobre el proceso, se puede hacer una comparación de las capacidades de los solventes. En la **Tabla 2.4**. La cual se basa en la data de Bucklin y Schendel (1985), presente datos sobre la solubilidad de gas para los procesos: Solvente Fluor (Carbonato de propileno), Selexol (Dimetil éter de polietilene glicol), and Purisol (n-metil-2-pirrolidone). Se muestra la solubilidad de CO₂ y H₂S, así como la de hidrocarburos y otros gases, todos los datos fueron tomados a 25 °C y 1 atm. Ya que no todos los procesos operan a la misma temperatura, la relación entre solubilidad y temperatura debe ser incluida en la evaluación.

Los datos comparativos mostrados en la **Tabla 2.4** muestran que, a temperaturas iguales, los tres solventes tienen casi la misma capacidad de CO₂. Para H₂S, sin embargo, Selexol y Purisol tienen capacidades cerca de tres veces mayor que el

Solvente Fluor. Por esta razón está claro que Selexol y Purisol serán preferidos en casos donde el gas de alimentación contenga una concentración sustancial de H₂S, o se requiera remoción selectiva de H₂S. Sin embargo, cuando el CO₂ dictamina el diseño, por ejemplo, cuando H₂S está ausente o en pequeñas cantidades, el Solvente Fluor tiene la ventaja ya que la solubilidad de hidrocarburos es sustancialmente menor que la de los otros dos solvente.

Tabla 2.4 Solubilidad de gas para los procesos Selexol, Purisol y Solvente Fluor
Volumen gas/Volumen liquido @ 25 °C y 1 Atm

Gas	Selexol (DMPEG)	Purisol (NMP)	Solvente Fluor (Carbonato de Propileno)
H ₂	0,047	0,020	0,027
N ₂	---	---	0,029
CO	0,10	0,075	0,072
C ₁	0,24	0,26	0,13
C ₂	1,52	1,36	0,58
CO ₂	3,63	3,57	3,41
C ₃	3,7	3,82	1,74
iC ₄	6,79	7,89	3,85
nC ₄	8,46	12,4	5,97
COS	8,46	9,73	6,41
iC ₅	16,2	---	11,9
NH ₃	17,7	---	---
nC ₅	20,1	---	17,0
H ₂ S	32,4	36,4	11,2
nC ₆	39,9	---	46,0
CH ₃ SH	82,4	121	92,7

Datos de Bucklin y Schendel (1985)

La **Tabla 2.5** provee algunas propiedades físicas para DMPEG, NMP, PC y metanol. Datos de presión de vapor versus temperatura para DMPEG, NMP, metanol y MPE se muestran en la **Figura 2.10**. Metanol tiene la mayor presión de vapor y requiere muy baja temperatura de operación, NMP tiene mayor presión de vapor que DMPEG, PC, o MPE y normalmente requiere lavado con agua en el proceso en los gases de cola para limitar las pérdidas del solvente. Los procesos Selexol, Solvente Fluor y Sepasolv MPE no requieren el paso de lavado con agua. El solvente Selexol tiene la mayor viscosidad, lo cual puede significativamente afectar la transferencia de masa y calor ya que la temperatura del solvente es reducida. Selexol, no obstante, es apropiado para

operar a temperaturas hasta los 175 °C, mientras, por razones de estabilidad, el Solvente Fluor (carbonato de propileno) está limitado a un máximo de temperatura de operación cercano a los 65 °C.

Tabla 2.5 Datos comparativos de solventes.

Propiedad del Solvente	Selexol (DMPEG)	Purisol (NMP)	Solvente Fluor (PC)	Rectisol (Metanol)
Presion de Vapor, mmHg @ 25°C	,073 x 10 ⁻²	40 x 10 ⁻²	8,5 x 10 ⁻²	---
Viscosidad, cp @ 25 °C	5,8	1,65	3,0	0,6
Maxima temperatura factible de operación, °C	175	---	65	---
Densidad, Kg/m ³ @ 25°C	1,030	1,027	1,195	785
Pto. de ebullición, °C	240	202	240	65
Pto. de congelación, °C	-28	-24	-48	-92
Peso molecular	280	99	102	32
Calor especifico @ 25 °C, Btu/(lb)(°F)	0,49	0,40	0,339	0,556
Conductividad electrica, Btu/(hr)(ft ²)(°F/ft)	0,11	0,095	0,12	0,122
<i>Datos de Bucklin y Schendel (1985) y Ranke y mohr (1985)</i>				

2.11.2 Solventes simples

2.11.2.1 Solvente Fluor

Este proceso fue licenciado por Fluor Daniel, Inc. Fue introducido en 1960. A pesar de que muchos solvente fueron cubiertos por patentes de U.S., sólo carbonato de propileno fue usado comercialmente. El proceso ha sido aplicado en 13 instalaciones comerciales, nueve de la cuales para procesar gas natural.

El proceso usa regeneración flash como se muestra en la **Figura 2.9(A)**. Las plantas comerciales utilizan varios niveles decrecientes de presión reciclando el gas de la etapa de mayor presión, la temperatura del solvente pobre usada en este proceso puede ser tan baja como 0 °F.

2.11.2.2 Proceso Selexol

El proceso fue originalmente diseñado por Allied Chemical Corporation, y UOP es el actual responsable por el proceso. El proceso ha sido usado en un rango muy amplio, fue utilizado originalmente para remover CO₂ en una planta de amoniaco, y

tiempo después para remoción de H_2S y CO_2 del gas natural en U.S. y Europa. Otras aplicaciones incluyen desulfuración y remoción de CO_2 de gas de síntesis.

La solución tratante usada en el proceso es una mezcla de homólogos del dimetil éter y polietilenglicol. El esquema básico del proceso requiere solo una etapa de absorción y regeneración, usando regeneraciones continuas tipo flash disminuyendo sucesivamente la presión, como se aprecia en la **Figura 2-9 (A)**.

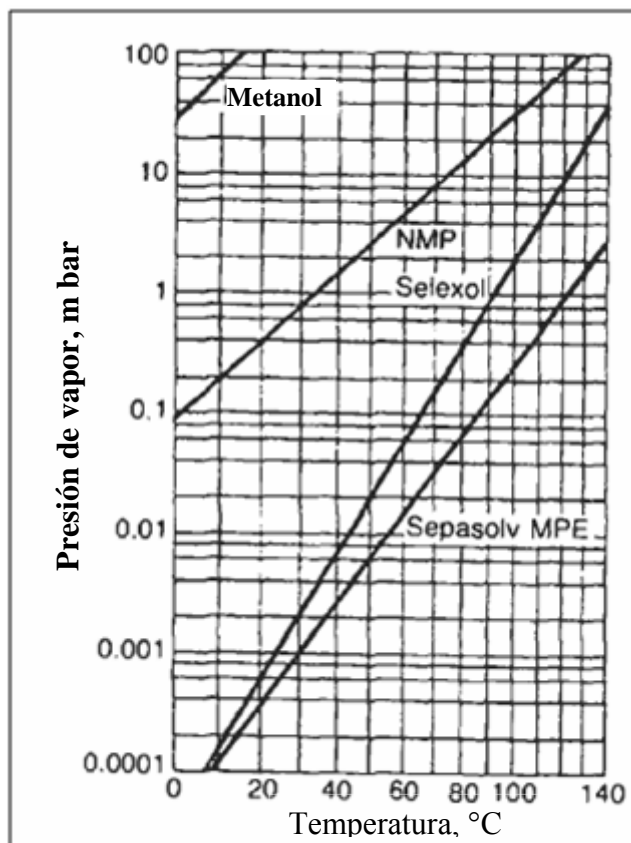


Figura 2.10 Presión de vapor de varios solventes [8].

2.11.2.3 Sepasolv-MPE

Este proceso desarrollado por BASF es muy similar al Selexol, tanto en el solvente usado como en el método de operación. Fue inicialmente diseñado para remoción selectiva de H_2S del gas natural, pero fue reportado apropiado para remoción de CO_2 de gas de síntesis. El solvente los constituye una mezcla de polietilenglicol y dialquil éter o Sepasolv.

2.11.2.4 Proceso Purisol

Este proceso remueve gases ácidos del gas natural, gas combustible y gas de síntesis por acción física con N-metil-2-pirrolidona (NMP). Fue desarrollado y esta

licenciado por Lurgi Oel-Gas-chemie GmbH. El purisol se usa para los siguientes casos típicos:

- Remoción de CO₂ desde contenidos muy altos hasta valores residuales.
- Remoción conjunta de componentes ácidos o remoción hasta una pureza moderada de las corrientes por regeneración flash.
- Remoción selectiva de H₂S.

NMP es el solvente más selectivo en el mercado, es de bajo costo, estable, no es corrosivo y su disponibilidad en el mercado es inmediata ya que posee un amplio rango de aplicaciones industriales.

2.11.2.5 Proceso Rectisol

Este proceso fue desarrollado por las compañías alemanas Lurgi Oel-gas-chemie GMBH y Linde A.G. y usa un solvente orgánico (generalmente metanol) a temperaturas comprendidas en el rango de 30 °F a 100 °F. Este proceso puede purificar el gas hasta concentraciones de azufre de 0.1 ppmv (incluyendo COS) y concentraciones bastante bajas de CO₂. El CO₂ y los compuestos de azufre son removidos en fracciones diferentes, es decir, se obtienen como productos CO₂ puros y H₂S/COS. La mayor ventaja de este proceso sobre los otros es el uso de solventes de bajo costo, estable y fácil disponibilidad en el mercado, además de ser un proceso bastante flexible y de poco consumo en insumos. Existen más de 100 unidades en operación o en construcción.

2.11.2.6 Ifpexol

Este proceso usa metanol refrigerado para el tratamiento completo (deshidratación, LGN, y endulzamiento), del gas natural. El mismo está basado en dos etapas independientes:

- Ifpex-1: En esta primera etapa el metanol es utilizado como un inhibidor de hidratos en el proceso de extracción de LGN. La mezcla de metanol y agua proveniente de la extracción es recuperada en un separador de baja temperatura y es regenerada usando una fracción del gas de alimentación como gas de despojamiento, con lo cual se obtiene del despojador agua pura.
- Ifpex-2: La mezcla metanol agua es utilizada como solvente para la extracción de los gases ácidos (CO₂/H₂S). Una característica importante del Ifpex-2 es que los gases salen secos del proceso y con alguna presión remanente, lo cual trae ahorros de energía en caso de ser reinyectados a pozos.

2.11.2.7 Estasolvan

Desarrollado conjuntamente por el Institut Francais du petrole (IFP) y frierich Uhde, GmbH. Este proceso es similar en sus características a los descritos anteriormente; sin embargo una modificación al proceso incorpora la absorción simultanea en el solvente de gases ácidos y gas licuados del petróleo, seguida por la separación de los componentes absorbidos por destilación. El solvente usado en el proceso es el tributil fosfato o TBP. El proceso no tiene mayores referencias en la industria del gas natural.

2.11.3 Solventes físicos Mixtos

2.11.3.1 Proceso Sulfinol

El proceso Sulfinol emplea una mezcla de un solvente químico y otro físico. Frecuentemente se refiere a esto como “procesos de solventes mixtos”. En un proceso de solvente mixto, el solvente físico remueve la gran parte del gas ácido mientras que el solvente químico (una alcanolamina en el proceso Sulfinol) purifica el gas procesado a un nivel más exacto. El proceso Sulfinol también ha demostrado la habilidad de alcanzar alta eficiencia en remoción de otras impurezas como COS, mercaptanos y otros compuestos orgánicos del azufre.

El proceso fue licenciado por Shell Oil Company en Estados Unidos y por Shell International Petroleum Maatschappij (SIPM) en los países bajos. La **Tabla 2.6** muestra los rangos de composición de gas de alimentación y condiciones y especificaciones de pureza del gas tratado de plantas licenciadas de Sulfinol (Shell, 1992) [8]. En 1996, mas de 180 unidades comerciales se reportaron en operación o bajo construcción (Shell, 1996).

El solvente de Sulfinol consiste de sulfolane (dióxido de tetrahidrotiofeno) y una alcanolamina, usualmente diisopropanolamina (DIPA) o metildietanolamina (MDEA), y agua. El solvente DIPA es referido como Sulfinol-D o simplemente Sulfinol, y el solvente con MDEA es referido como Sulfinol-M. Típicamente, el Sulfinol-D es usado cuando esencialmente se necesita remoción completa de ambos H_2S y CO_2 y se desea remoción profunda de sulfuro de carbonilo. Sulfinol-M es usado para remoción selectiva de H_2S sobre CO_2 y remoción parcial de sulfuro de carbonilo (Nasir, 1990) [8]

Tabla 2.6 Rangos de composición de gas en la alimentación, y pureza del gas tratado para plantas de Sulfinol licenciadas.

	Gas Alimentado	Pureza de Gas Tratado
Presión, Psia	22 a 1,330	
Contenido de Gas Acido, %vol		
H ₂ S	0 a 53,6	1 a 8 ppmv
CO ₂	2,6 a 43,5	50 ppmv a 3,7% _m +
COS	0 a 1000 ppmv	3 a 160 ppmv
RSH	0 a 3000 ppmv	4 a 160 ppmv
Presión Parcial de Gas Acido, psia		
H ₂ S	0 a 713	
CO ₂	2,7 a 396	
H ₂ S + CO ₂	12 a 748	
Tasa H ₂ S/CO ₂ , Volumen	0 a 20,4	
<i>Fuente: (Shell, 1992)</i>		

Un diagrama de flujo típico de Sulfinol se muestra en la **Figura 2.11** el esquema es idéntico al de un sistema típico de alcanolamina, con la excepción del tanque de venteo, el cual es opcional en sistemas de etanolamina acuosa al tratar gases a baja presión, pero casi necesario en una unidad de Sulfinol. A causa de la relativamente alta solubilidad de hidrocarburos en el solvente, la omisión del tanque flash puede llevar a altas concentraciones de hidrocarburos en el gas ácido y posibles dificultades de operación en la unidad Claus donde el sulfuro de hidrógeno es convertido a azufre elemental. El gas que proviene del tanque flash puede ser recomprimido y reciclado a la entrada del absorbedor o, como es usualmente practicado en plantas de tratamiento de gas natural, se trata y se usa como combustible.

2.11.3.2 Proceso Amisol

El proceso Amisol es similar al proceso Sulfinol en que usa una combinación de un solvente físico y uno químico para remoción de gas ácido. Fue desarrollado por Lurgi GmbH y emplea metanol como solvente físico, como lo hace el proceso Rectisol. El proceso Amisol puede ser usado para desulfuración selectiva o completa remoción de CO₂, H₂S, COS, y otros compuestos orgánicos del azufre. Se ha reportado que el azufre puede ser removido a menos de 0,1 ppm y el CO₂ a menos de 5 ppm (Lurgi GmbH,

1988B) [8]. a mediados de 1993, habían seis plantas empleando Amisol, cinco de las cuales removían H_2S y otras impurezas, mientras que la sexta removía CO_2 de efluentes reformadora y gases reciclados (Lurgi GmbH, 1993) [8].

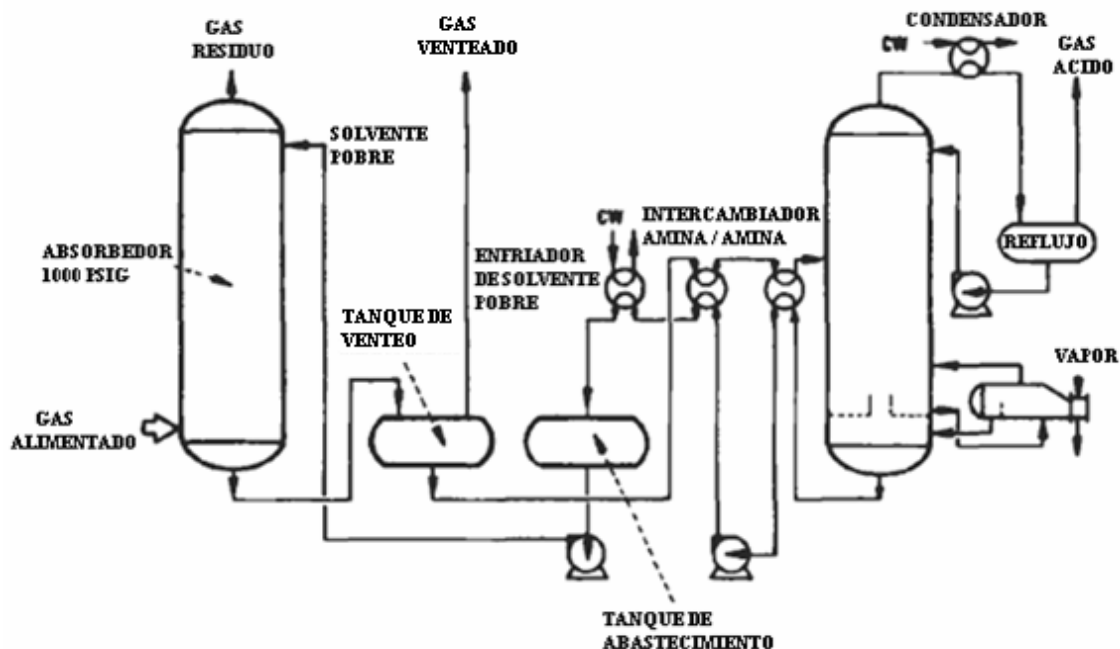


Figura 2.11 Diagrama de flujo típico del proceso Sulfinol [8].

Las alquiloaminas diisopropanilamina (DIPAM) y dietilamina (DETA) difieren de MEA y DEA en que ellas tienen (a) gran estabilidad química, (b) más alta carga de gas ácido, (c) alta selectividad de H_2S , (d) más fácil regeneración (incluyendo temperatura más baja en el rehervidor) y (e) volatilidad más alta. Como las alcanolaminas, son solubles en agua. Las propiedades de las alquiloaminas se muestran en la **Tabla 2.7**. Se incluyen propiedades de DEA para comparación.

2.11.3.3 Proceso Selefining

El proceso fue desarrollado por Snamprogetti SpA de Milan, Italy, para remoción selectiva de H_2S para gas natural y gas de síntesis que también contienen CO_2 , el solvente Selefining consiste en una amina terciaria mezclada con un solvente físico no conocido. A pesar que el solvente físico es usado de la misma manera que el Sulfinol de Shell y el proceso Amisol de Lurgi, los desarrolladores lo consideran un proceso de amina. En 1988, fueron reportadas tres plantas licenciadas [8].

2.12 Soluciones de sales alcalinas

Un requerimiento primario para soluciones que son usadas en procesos de remoción de CO₂ y H₂S es que cualquier componente formado entre el gas ácido y la solución debe ser disociable. Esto precede al uso de fuertes álcali, sin embargo, la sal de esos compuestos con ácidos débiles ofrecen muchas posibilidades, y un número de procesos que usan esas sales ha sido desarrollado. Típicamente el proceso emplea una solución acuosa de sal que contiene sodio o potasio como catión con un anión seleccionado de manera que la solución resultante sea buffer a un pH de 9 a 11. Semejante solución siendo alcalina por naturaleza, absorberá H₂S y CO₂ (y otros gases ácidos), y, a causa de la acción buffer del ácido débil presente en la solución original, el pH no cambiará por la absorción de los gases ácidos. Las sales propuestas para procesos de este tipo incluyen carbonato de sodio y potasio, fosfato, borato, arsenite, fenolato, al igual que sales de ácidos orgánicos débiles.

Tabla 2.7 Propiedades de aminas usadas en el proceso Amisol [8].

	DIPAM	DETA	DEA
Formula Química	[(CH ₃) ₂ CH] ₂	(C ₂ H ₅) ₂ NH	(HOC ₂ H ₄) ₂
Peso Molecular	101,2	73,14	105,14
Pto de ebullición, °C	84	56	269
Presión de Vapor, mmbar			
a 20 °C	100	253	0,1
Gravedad específica, a 20 °C	0,716	0,704	1,092
<i>Fuente: Kriebel (1985)</i>			

Las principales tecnologías de este tipo que siguen siendo empleadas son:

1. Procesos basados en soluciones de “hot potassium carbonate” que son usadas para remoción de dióxido de carbono (y algunas veces sulfuro de hidrógeno) de corrientes de gas de alta presión (la solución normalmente contiene un promotor para realzar la tasa de absorción de dióxido de carbono).
2. Procesos basados en soluciones carbonato de potasio o sodio, absorción a temperatura ambiente con regeneración al vacío. Que son usadas primariamente para la remoción de sulfuro de hidrógeno de “coke-oven gas”.

3. Procesos basados en absorción a temperatura ambiente de soluciones que contienen caustica libre (*free caustic*), los cuales son usados para remover mercaptanos y pequeñas trazas de dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno.

2.12.1 Proceso hot potassium carbonate (Benfield)

El proceso fue desarrollado por *U.S. Bureau of Mines* en bruceton, pensilvania, como parte de un programa para síntesis de combustible líquido del carbón (coal). El proceso fue desarrollado aun mas en los setentas por benson y field, basados en el trabajo original de *U.S. Bureau of Mines*, haciendo muchas mejoras. Entre esas y probablemente la más importante, el desarrollo de un amino activador (DEA) para la solución de carbonato de potasio, resultando en un sustancial bajo costo capital, costo de operación y alta pureza del gas tratado. Mayores mejoras fueron realizadas en la economía de energía a través de la recuperación de calor interno, y el proceso ha demostrado ser apropiado para remoción parcialmente selectiva de sulfuro de hidrógeno en presencia de dióxido de carbono.

2.12.1.1 Descripción del proceso

Como puede observarse en la **Figura 2.12**, el proceso es extremadamente simple. En el proceso *split-stream* mostrado, una porción de la solución pobre del regenerador es enfriada y alimentada a lo alto del absorbedor, mientras que la mayor porción es agregada caliente en un punto a una distancia debajo del tope. Esta simple modificación aumenta la pureza del gas disminuyendo el equilibrio de la presión de vapor del CO₂ sobre la última porción de la solución contactada por el gas. Un esquema más complejo de dos etapas también a sido usado para situaciones en la que se requiere una remoción más completa del CO₂ (**Figura 2.13**). En esta modificación la solución principal es extraída del despojador en un punto arriba del rehervidor para que solo una porción de la solución baje por el fondo de despojador hacia el rehervidor. Ya que esta porción de la solución es regenerada por el vapor total suministrado a la columna despojadora, es minuciosamente regenerado y es capaz de reducir el contenido de CO₂ del gas a un bajo valor. La solución principal es alimentada al punto medio del absorbedor, mientras que la porción más regenerada es alimentada por el tope.

El diagrama de flujo básico de Benfield, sin ninguna conservación de calor, típicamente tiene un requerimiento calor en el rango de 45.000 a 50.000 Btu/Lb-mole CO₂. Muchas modificaciones del diagrama de flujo básico se han usado, primariamente

apuntando a economizar calor y mayor pureza del producto. Ejemplos de diagramas modificados son mostrados en las **Figuras 2.13, 2.14, 2.15 y 2.16.**

El proceso Benfield “LoHeat”, ilustrado en la **Figura 2.13**, usa bajo nivel de calor, el cual de otra forma podría perderse en un enfriador de solución o un condensador, para satisfacer parte del requerimiento de regeneración de calor. La solución pobre caliente que sale del regenerador es reducida en presión para producir vapor. Muchas de las unidades “LoHeat” usan múltiples etapas para incrementar la eficiencia de energía general por 10 a 15%. Cada etapa opera alrededor de 2 psi por debajo de la etapa anterior. La corriente despresurizada en forma súbita es recomprimida usando un eyector de vapor o un recompresor mecánico y reinyectado al regenerador. El vapor recuperado de las corrientes de gas y líquido puede reducir los requerimientos de energía externa tanto como 60%.

Una opción importante para LoHeat es el esquema Híbrido Benfield LoHeat. Como se muestra en la **Figura 2.14**, este sistema usa una combinación de eyectores de vapor y recompresor mecánico de vapor (MVR). Típicamente un tanque multietapa de venteo es empleado en las primeras etapas operando en eyectores de vapor y una etapa final usando un MVR. El MVR permite tasas grandes de compresión permitiendo de esta forma una descompresión súbita más profunda y por ende incrementando el ahorro de energía.

Una modificación descrita por Benson y Parrish (1974) es el “HiPure Process” el cual es capaz de producir un gas tratado conteniendo menos de un ppm de H_2S y menos de 50 ppm de CO_2 . La habilidad de remover estos compuestos a tan bajo nivel hacen a este proceso excelente para purificación de gas natural, el proceso también se ha usado en gas natural licuado (LNG) donde se requiere extremadamente baja especificación de productos como CO_2 , H_2S , COS y mercaptanos.

Este proceso, como se muestra en la **Figura 2.15**, usa dos soluciones circulando en serie, independientes pero compatibles, para alcanzar alta pureza combinada con alta eficiencia. El gas de proceso contacta primero con el “hot potassium carbonate” seguido por un contacto con una solución de amina. El “hot potassium carbonate” sirve para remover la mayor parte de los gases ácidos, mientras que la purificación final se alcanza con la segunda solución. Las dos soluciones son regeneradas separadamente en dos secciones de un regenerador con el vapor que deja la parte baja del regenerador siendo reusada en la sección superior. Los dos sistemas están térmicamente integrados usando el calor desechado del circuito de aminas y proveer una porción de regeneración de

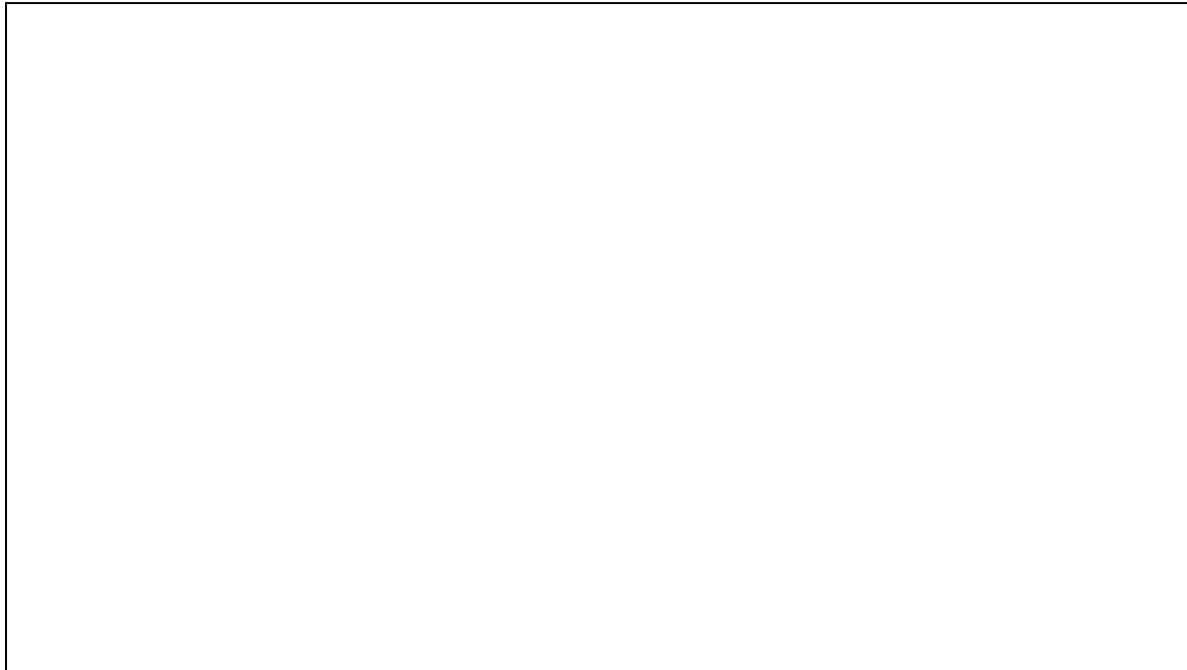


Figura 2.12 Diagrama de flujo de proceso de “hot potassium carbonate” para absorción de CO₂ configuración “split- stream”. A= solución pobre enfriada; B= solución pobre principal; C= solución rica; 1= gas alimentado; 2= gas purificado; 3= gas ácido.

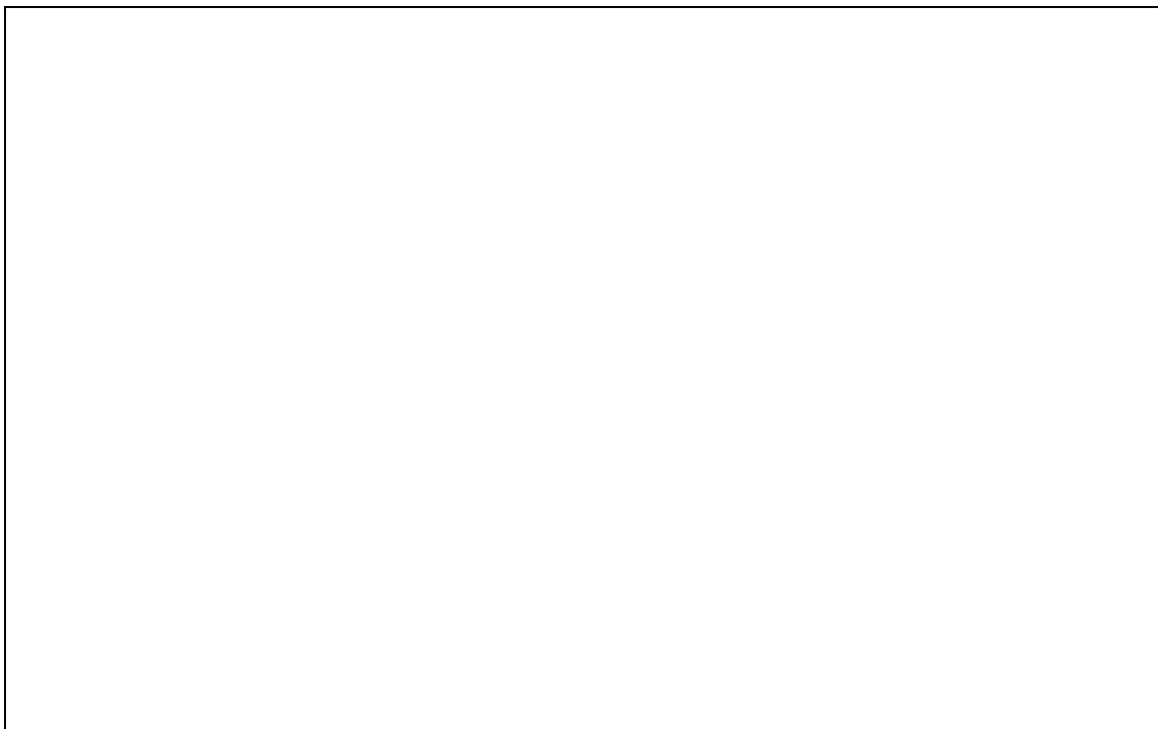


Figura 2.13 Diagrama de flujo del proceso Benfield “LoHeat” de dos etapas proceso con regeneración interna de vapor. A= solución pobre; B= solución semi-pobre; C= solución rica; 1= gas alimentado; 2= gas purificado; 3= gas ácido.

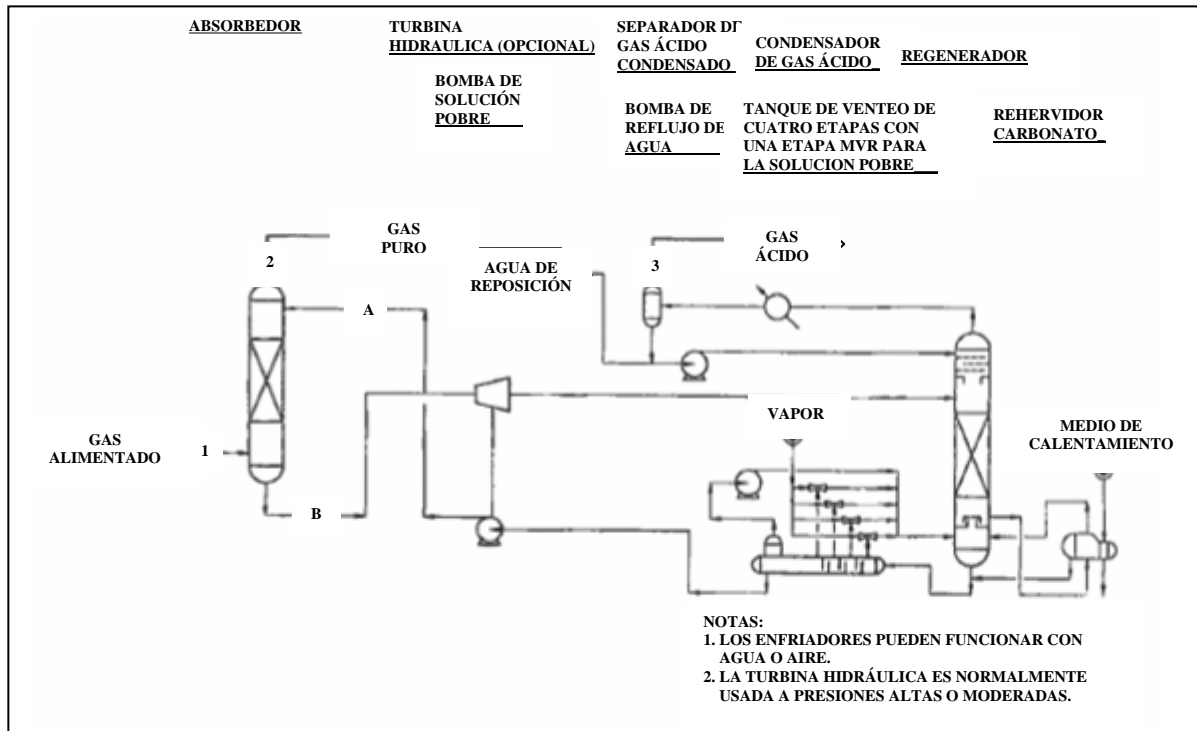


Figura 2.14 Diagrama de flujo para el proceso Benfield “LoHeat” con ejector de calor y recompresión mecánica de vapor. A= solución pobre; B= solución rica; 1= gas alimentado; 2= gas purificado; 3= gas ácido.

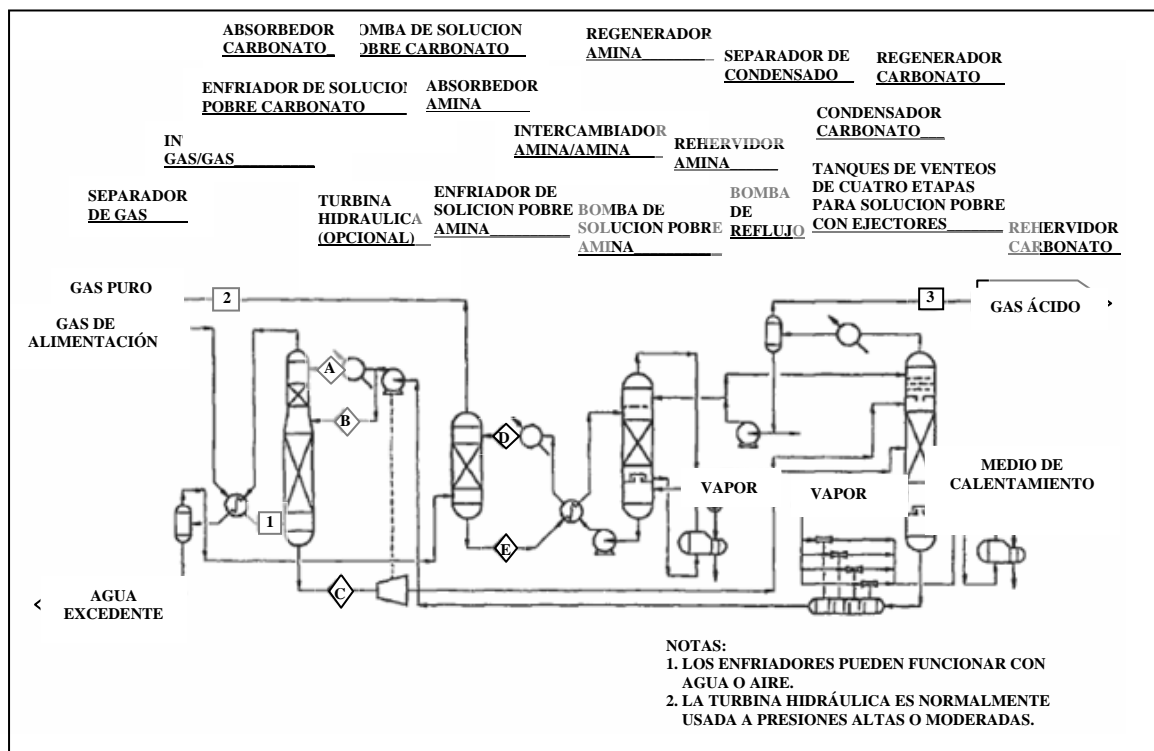


Figura 2.15 Diagrama de flujo para el proceso Benfield “HiPure” con sistema “LoHeat”. A= solución pobre enfriada; B= solución principal; C= solución rica; D=amina pobre; E= amina rica; 1= gas alimentado; 3= gas ácido.

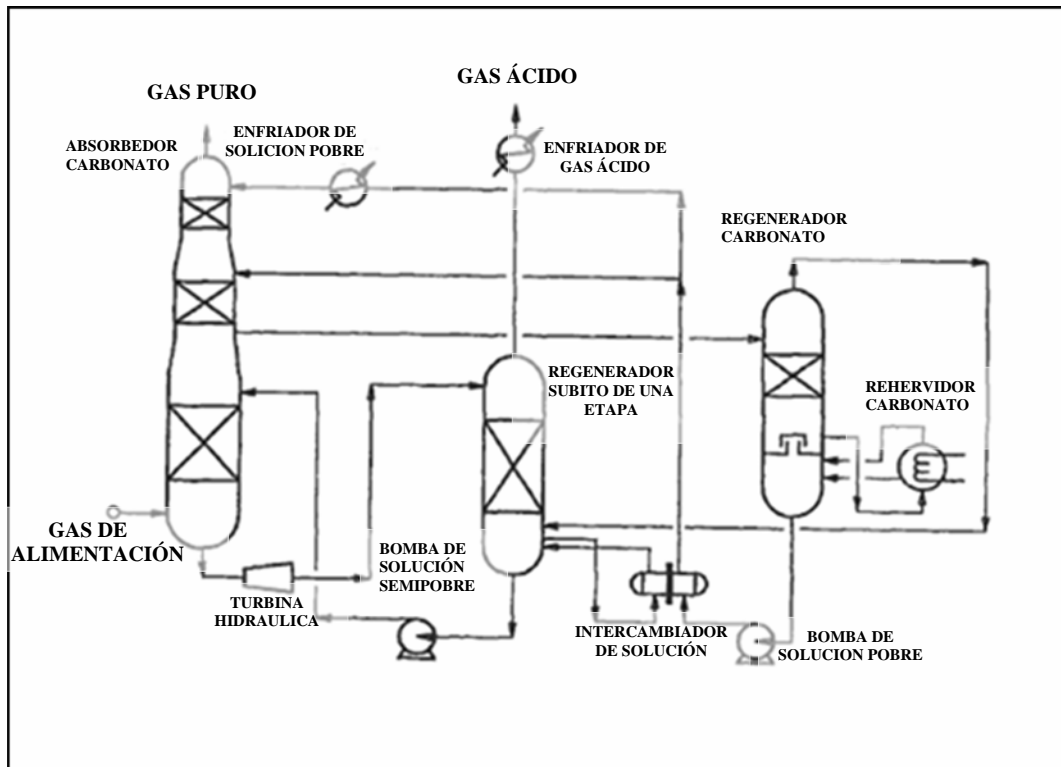


Figura 2.16 Diagrama de flujo para el proceso Benfield “LoHeat” mejorado con una etapa flash de la solución rica (one-stage rich solution flash).

calor en el circuito de carbonato. El calor requerido por las dos soluciones combinadas es generalmente más bajo que la de un sistema convencional de hot carbonate. Sin embargo el costo capital de una unidad HiPure es algo más alta que una unidad normal Benfield debido al equipo adicional que requiere, la economía en energía calórica y la habilidad de producir gas de alta pureza lo hace un proceso atractivo.

Una extensión del proceso convencional Benfield, es el “Enhanced LoHeat Benfiel Process”. Como se muestra en la **Figura 2.16** la energía requerida para la regeneración es sustancialmente reducida como resultado de una o dos etapas flash para la solución rica, que sirve como fuerza impulsora para una mayor porción de regeneración. El balance de la energía de regeneración es suministrada por un despojador térmico convencional. La mayor parte de la solución rica es regenerada en el tanque flash y reciclada de vuelta a la sección inferior del absorbedor donde dos terceras partes del CO₂ contenido en el gas de alimentación son removidos. La sección superior del absorbedor recibe solución termalmente regenerada, que es usada para remover el CO₂ restante y produce un gas tratado con el bajo nivel de impurezas deseado.

2.12.2 Proceso Catacarb

Este proceso fue desarrollado por Eickmeyer (1962), es licenciado por Eickmeyer y asociados de Prairie Village, Kansas. Para la mayoría de las aplicaciones, el proceso Catacarb se utiliza una solución de carbonato de potasio catalizada; sin embargo, soluciones de borato de potasio son usadas para remover sulfuro de hidrógeno en ausencia de dióxido de carbono. Las soluciones contienen aditivos no especificados para catalizar la absorción y desorción de los gases ácidos, particularmente dióxido de carbono.

El esquema básico de flujo del proceso Catacarb es similar al del proceso Benfield y otros procesos basados en carbonato de potasio caliente. Varias versiones del proceso están disponibles, con el objetivo de proveer mejor pureza del gas producido y/o mayor economía de calor. Gangriwala y Chao (1985) [8] describen tres principales arreglos de flujo: (1) el diseño de etapa simple, en el cual el gas es limpiado en contracorriente por la solución pobre en un absorbedor y la solución rica es regenerada en una simple columna de despojo; (2) el diseño Split-cooled, en el cual una porción de la solución pobre es enfriada y enviada al tope del absorbedor para proporcionar una alta pureza en el gas tratado, mientras que el resto de la solución pobre es enviada caliente a la mitad del absorbedor; y (3) diseño de dos etapas, en el cual dos etapas distintas son usadas en ambos absorbedor y despojador.

A pesar de que su principal aplicación es remover relativamente alta concentraciones de dióxido de carbono de la corriente de gas, el proceso Catacarb también es apropiado para remover sulfuro de hidrógeno del gas natural, obteniendo como producto un gas que contiene menos de $\frac{1}{4}$ de granos de H_2S por 100 pie^3 (Eickmeyer, 1971) [8]. Si se requiere, el dióxido de carbono contenido en gas de síntesis de hidrógeno o amoníaco puede ser reducido a 300 ppmv. El proceso también es capaz de remover pequeñas cantidades de gases que contienen azufre como COS, CS_2 , y RSH

2.12.3 Proceso Flexsorb HP

Es un proceso hot potassium carbonate desarrollado y licenciado por *Exxon Research and Engineering Company*. Cuatro plantas comerciales se reportaron en operación en 1992. El proceso es similar, en lo que respecta a esquemas de flujo y aplicaciones generales, a los procesos Benfield activado y Catacarb. Se caracteriza por hacer uso de *sterically hindered amine* como activador.

Alta transferencia de masa y alta capacidad de equilibrio se atribuyen a la baja estabilidad de carbamatos formados por la reacción de dióxido de carbono con *hindered amines*. Los carbamatos se forman en la interface gas-liquido con promotores de animas convencionales o *hindered amine*. Sin embargo, los carbamatos de *hindered amine* se descomponen rápidamente, liberando amina fresca y así manteniendo una alta concentración de amina en la interface, que resulta en un alto índice de absorción de CO₂

2.12.4 Proceso Giamarco-Vetrocoke

El uso de soluciones de arsenite de sodio o potasio para absorción de dióxido de carbono a elevada temperatura y presión fue licenciado primero por Giammarco-Vetrocoke de Venecia, Italia, en 1950. La introducción de un proceso mejorado, basado en un promotor orgánico no tóxico ha llevado a reemplazar las soluciones basadas en arsenite en muchas plantas existentes sin ninguna pérdida de capacidad o desempeño. Giammarco-Vetrocoke actualmente posee el uso de soluciones no tóxicas basadas en soluciones de potasio caliente para plantas nuevas. Sin embargo, más de 300 plantas de Giammarco-Vetrocoke que operan en el mundo están basadas en solución de arsenite. La solución de arsenite se ha encontrado prácticamente no aceptable para Estados Unidos, probablemente por su toxicidad, la cual requiere precauciones en su manejo.

2.12.4.1 Descripción del proceso

Solución orgánica activada. Un diagrama de flujo típico para el proceso Giammarco-Vetrocoke con solución activada de carbonato de potasio caliente se muestra en la **Figura 2.17**. El proceso ilustra el uso de dos niveles de presión en la regeneración para proveer buena economía de energía y divide la circulación de flujo para asegurar una remoción completa del gas ácido. La solución del fondo del regenerador de alta presión es despresurizada súbitamente en el regenerador de baja presión y luego es bombeada a la sección alta del absorbedor. La solución parcialmente regenerada del medio del regenerador de alta presión es despresurizada súbitamente en la sección alta del regenerador de baja presión y luego alimentada a la mitad del absorbedor, para absorber gran cantidad de dióxido de carbono.

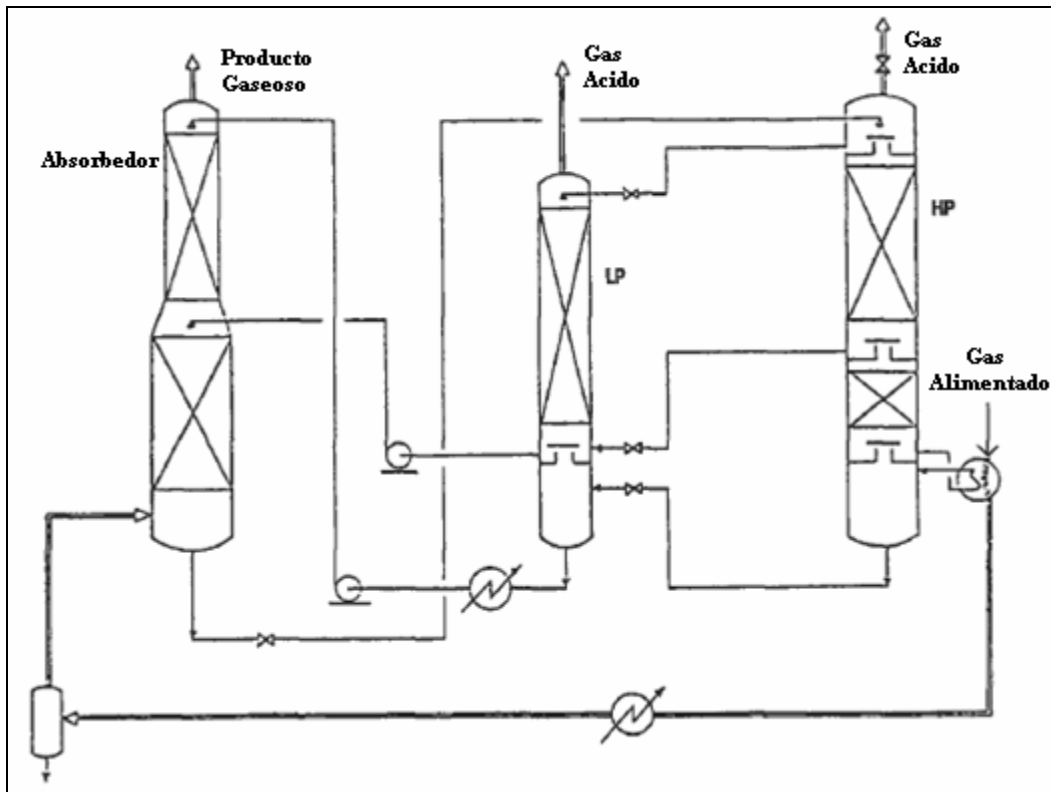


Figura 2.17 Esquema de flujo del proceso Giammarco-Vetrocoke con absorción de corriente dividida (*Split-stream*) y regeneración de dos niveles de presión [8].

Solución de Arsenite Activada. Un diagrama de flujo para este proceso es mostrado en las **Figuras 2.18** y **2.19**. El esquema de flujo mostrado en la **Figura 2.18** ilustra la versión del proceso en el cual es usado vapor para la regeneración de la solución. Este arreglo se usa principalmente para remoción de dióxido de carbono de gas de síntesis o hidrógeno crudo cuando el gas a ser tratado es caliente y se dispone de vapor económico. El gas caliente es lavado en contracorriente con la solución en el absorbedor que usualmente es de columna empacada, aunque también se pueden usar platos. La solución rica fluye primero a un tambor de despresurización súbita donde una porción del dióxido de carbono es removida por reducción de presión. La solución parcialmente regenerada es calentada por un intercambiador de calor con la solución pobre antes de entrar al regenerador donde se despoja del dióxido de carbono remanente por una columna de vapor ascendente. El regenerador también es de columna empacada con un rehervidor para administrar calor. El dióxido de carbono que deja el tope del regenerador es enfriado; el agua condensada es recogida por un tanque de reflujo y reciclado al regenerador, mientras que el dióxido de carbono frío es ventilado a la atmósfera.

La solución pobre que deja el fondo del regenerador es primero enfriada por un intercambiador de calor contra la solución parcialmente regenerada, y luego se enfría aun mas antes de regresarla al absorbedor. El segundo paso de enfriamiento es opcional, dependiendo de la pureza del gas requerida.

La regeneración con aire de la solución de arsenite es ilustrada en la **Figura 2.19**, la solución rica que deja el absorbedor es calentada por un vapor antes de entrar al tambor de despresurización súbita, donde parte del dióxido de carbono es liberado. La solución parcialmente regenerada fluye al tope del regenerador donde se obtiene una regeneración completa por el contacto en contracorriente de vapor precalentado y agua saturada de aire, la mezcla de dióxido de carbono y aire que deja el tope del regenerador es lavado con agua fría en el deshumidificador para recuperar calor y el agua contenida en la corriente. La mezcla fría de aire y dióxido de carbono es venteada a la atmosfera, mientras que el agua que fluye del deshumidificador va a un presurizador de gas. En esta forma se alcanza una máxima economía de energía.

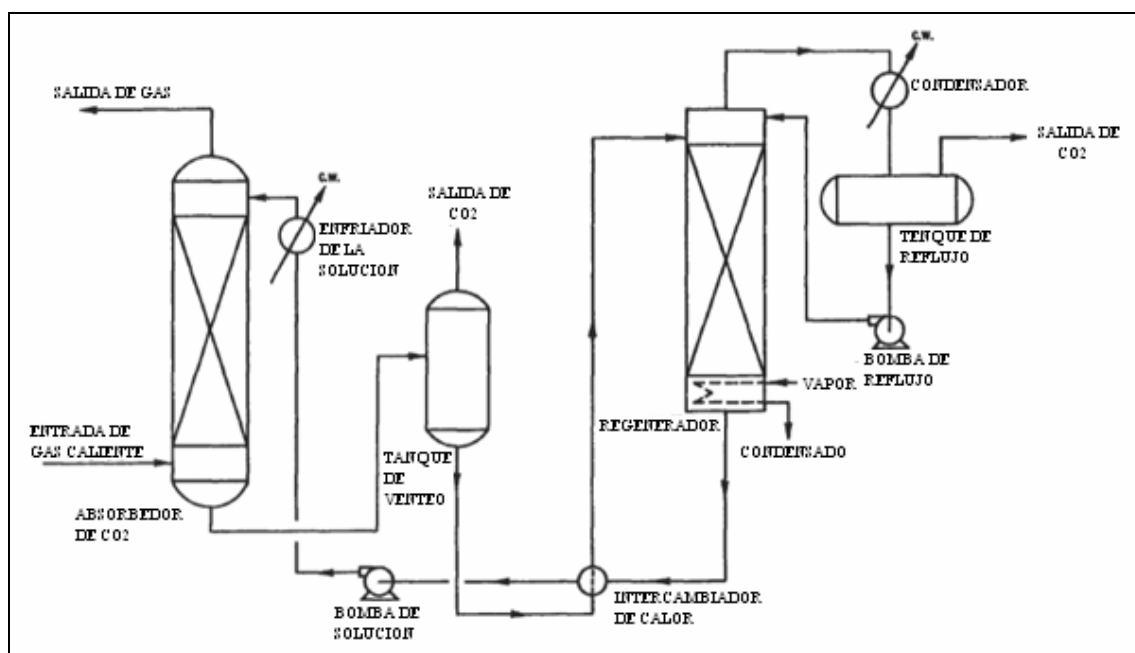


Figura 2.18 Diagrama de flujo típico del proceso Giammarco-Vetrocoke para remover CO₂ con regeneración de vapor.

2.13 Secuestrantes de azufre

La expresión “Sulfur Scavenging” es usada para describir un grupo de procesos que operan de manera no regenerativa para remover pequeñas cantidades de compuestos de azufre, usualmente H₂S. En corrientes gaseosas la cantidad de azufre debe ser

pequeña y el proceso secuestrante aplicable, debido al bajo volumen del gas o baja concentración de azufre en un volumen grande de gas. Las aplicaciones típicas tratan al gas natural en los pozos los cuales están lejos de las instalaciones de proceso.

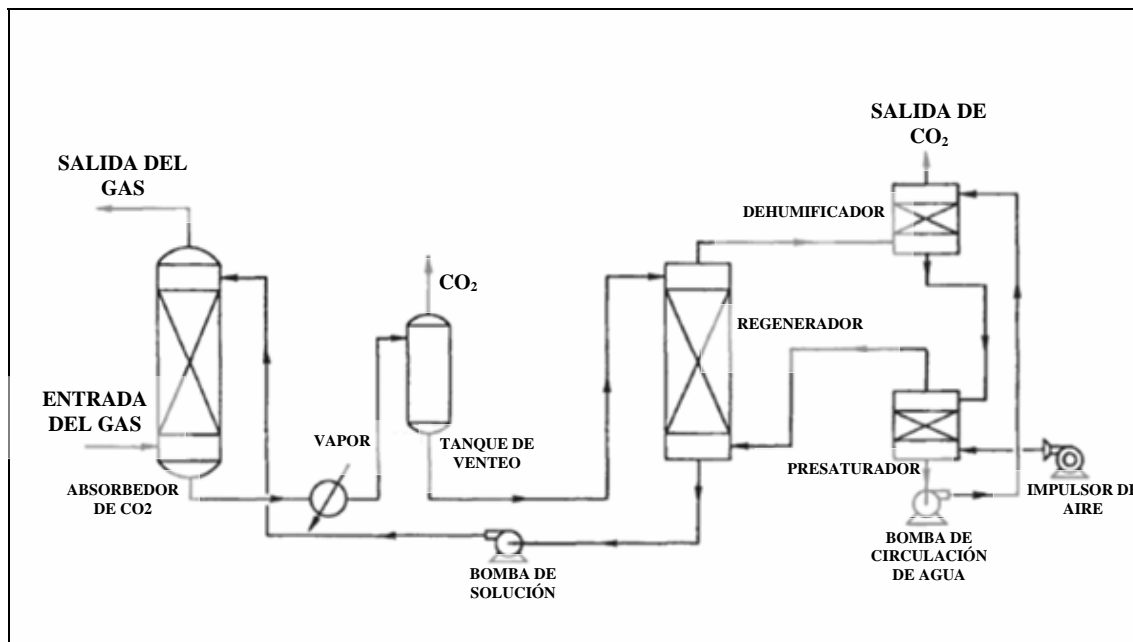


Figura 2.19 Diagrama típico de flujo del proceso Giammarco-Vetrocoke para remover CO₂ con regeneración de aire.

Los procesos que usan secuestrantes de azufre son típicamente operaciones por lotes. Hacen uso de materiales para capturar y retener los compuestos de azufre, pero tiene una capacidad efectiva finita. Cuando esta capacidad es alcanzada, el solvente gastado (líquido o sólido) debe ser removido y reemplazado con material fresco. El solvente usado es dispuesto como desecho, y la producción de un desecho ambiente aceptable se ha convertido en el factor clave en la selección de este tipo de aplicaciones. Otras consideraciones importantes son la seguridad de operación y la fiabilidad (Operación desatendida es usualmente requerida) y por supuesto costo capital y de operación.

Los secuestrantes de azufre están generalmente categorizados de esta forma:

2.13.1 procesos de sorción seca

Esta sección cubre los procesos que secuestran azufre y compuestos relacionados con azufre de corrientes gaseosas por reacción con un sólido. Con la excepción del proceso iron oxide dry box, el cual puede ser considerado como parcialmente regenerable, los procesos son no regenerativos.

2.13.1.1 Proceso de óxido de hierro (iron sponge)

Este proceso es uno de los más viejos métodos usado para la remoción de compuestos de azufre inaceptables para la industria del gas. A mediados del siglo diecinueve, el proceso de óxido de hierro fue introducido en Inglaterra para reemplazar un proceso de purificación húmeda utilizando óxido de calcio como agente activo. El proceso óxido de hierro (*iron oxide*) se extendió por toda Europa y los Estados Unidos para tratamiento de gases de carbón (*coal gases*), pero comenzó a perder preferencia cerca de la mitad del siglo veinte cuando el gas natural reemplazaba al gas de carbón, y procesos líquidos eficientes, como los basados en alcanolaminas, fueron introducidos.

Este proceso es usado actualmente casi exclusivamente para tratamiento de relativamente bajo volúmenes de gas, donde la cantidad de azufre removido no justifica el costo y la complejidad de un proceso regenerativo con recuperación de azufre.

La química básica del proceso se representa en las siguientes ecuaciones:



Combinando las ecuaciones 2-1 and 2-2,



Las reacciones 2.1 a 2.3 representan el mecanismo simplificado del proceso, y, dependiendo de las condiciones de operación, un número de otras reacciones pueden ocurrir. Las principales variables que afectan los mecanismos de reacción son la temperatura, contenido de humedad y pH del material purificador.

El óxido de hierro también es capaz de remover mercaptanos por la reacción:



Cuando se usa para capturar rastros de azufre de gas natural ausente de aire, las reacciones principales son 2.1 a 2.4.

Existen muchas formas de óxido de hierro conocidas, pero dos, α $\text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$ y τ $\text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$, son considerados por ser particularmente beneficiosos como materiales purificador. Algo de Fe_3O_4 (equivalente a $\text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot \text{FeO}$) también puede estar presente.

Pruebas extensivas han demostrado que el óxido de hierro debe estar presente como un verdadero hidrato, no solo como óxido de hierro húmedo para ser efectivo removiendo compuestos de azufre del gas. El óxido de hierro hidratado reacciona sin esfuerzo con sulfuro de hidrógeno, resultando azufre férrico que es fácilmente reoxidado a una forma activa de óxido férrico. El ciclo procede mas satisfactoriamente a temperaturas moderada.

El material sorbente consiste en trozos de madera impregnados con óxido férrico hidratado, Fe_2O_3 , y carbonato de sodio para controlar el pH. Es usado como un lecho fijo en vertical en una vasija cilíndrica con gas descendiendo. El material usado es periódicamente removido de la vasija y reemplazado con una esponja seca. Un diagrama típico de contactor para purificación de gas natural se muestra en la **Figura 2.20**.

Aunque óxido de hierro no es un proceso peligroso, debe ser manejado con cuidado, y debe ser evitarse el contacto innecesario. Se deben tomar precauciones durante la remoción del material usado para prevenir incendios. Si al material se le permite secarse en presencia de aire, la oxidación del altamente reactivo sulfuro de hierro puede generar suficiente calor para encender los trozos de madera. Para prevenir esto, se recomienda que suficiente agua sea rociada en el material usado.

2.13.1.2 Proceso SulfaTreat

El proceso fue ofrecido por The SulfaTreat Co. Es similar en operación a la técnica de iron sponge de remover sulfuro de hidrogeno y mercaptanos de corrientes gaseosas. También usa uno o más lechos fijos de material granular, conteniendo óxido de hierro en una simple vasija de presión con gas descendiente. La diferencia principal, en lugar de iron sponge, el proceso usa un propietario material granular llamado SulfaTreat.

Acorde con los fabricantes, el SulfaTreat es un material sustancialmente seco, compuesto de una mezcla de hierro con químicos suplementales, el cual ha sido granulado para facilitar el manejo.

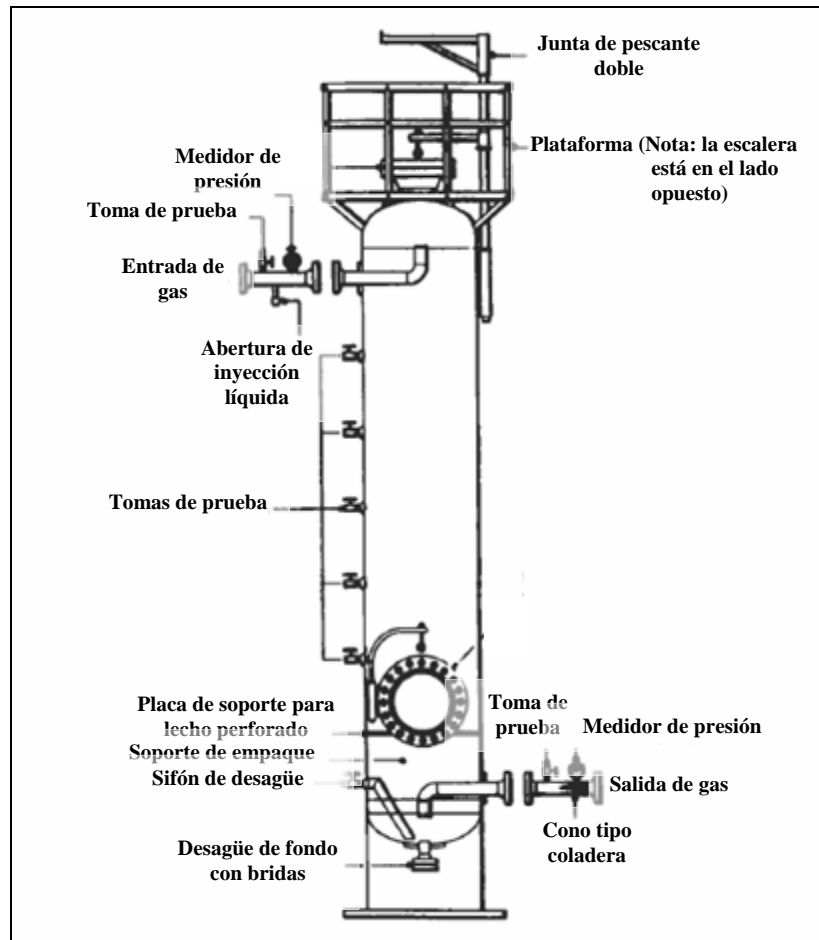


Figura 2.20 Contactor típico de óxido de hierro (*iron sponge*) para servicio de gas natural a presión elevada [8].

El óxido de hierro en SulfaTreat según informes recibidos está presente en dos formas: Fe_2O_3 y Fe_2O_4 . El sulfuro de hidrogeno reacciona con ambas formas para producir una mezcla de sulfuros de hierro. La eficiencia de conversión en operaciones comerciales se ha encontrado en un rango entre 0,55 y 0,716 lb H_2S reaccionado / lb de oxido de hierro (Samuels, 1990). Esto es de cierta forma más alto que el valor de 0,42 lb sulfuro (or 0,45 lb H_2S) / lb oxido de hierro recomendado para iron sponge.

Algunas ventajas afirmadas por SulfaTreat sobre iron sponge son:

1. no existe riesgo de incendios durante el cambio.
2. Fácil cambio de material no se hace cementoso.
3. Baja caída de presión sin gas encausado a causa de la porosidad uniforme.
4. Control del pH y la presencia de agua líquida no son requerida, sin embargo, el gas debe estar saturado o cercanamente saturado con agua para buena eficiencia.

2.13.1.3 Procesos basados en oxido de zinc

A. Procesos no regenerativos a alta temperatura. Por muchos años el oxido de zinc se ha preferido como sorbente para remover rastros de sulfuro de hidrogeno de gas natural alimentado a reformadores de vapor de hidrocarburos (steam-hydrocarbon) produciendo síntesis de gas para la producción de amoniacos y otros petroquímicos. El oxido de zinc es típicamente de forma cilíndrica resaltada de 2-4 mm de diámetro y 4-8 mm de largo. Muchas formas están disponibles para operación a temperaturas 400 a 750 °F.

El diseño de unidades oxido de zinc para remoción de sulfuro de hidrogeno a altas temperaturas a altas temperaturas es relativamente directo y basado en una experiencia de operación extensiva. La máxima carga de azufre esta en el rango de 30-40 lb sulfur / 100 lb de sorbente, dependiendo del específico material usado. A causa de los extremados bajos niveles de sulfuro de hidrogeno envueltos, los lechos son usualmente designados para durar cerca de un año.

En operación, una zona de reacción gradualmente se mueve a través del lecho con el sulfuro de zinc reaccionado detrás de esta zona y el oxido de zinc sin reaccionar delante de ella. El largo de la zona de reacción normalmente representa una porción del lecho que no puede ser completamente utilizada, y es por esto deseable hacerla lo más pequeño posible. Incrementando la temperatura ayuda a incrementar la tasa de difusión dentro de las partículas de solido. Una conversión casi completa puede ser obtenida utilizando dos lechos en serie, instaladas de forma que cada lecho pueda ser usada como la primera en la serie, antes de ser cambiada.

B. Proceso de oxido de zinc a baja temperatura (ICI). Imperial Chemical Industries (ICI) de Bretaña desarrollo una forma de oxido de zinc que opera más eficiente que las formas convencionales a baja temperatura. El material de ICI tiene una ligera reacción de densidad y gran incremento de porosidad en el área superficial. El nuevo material es significativamente más efectivo que el oxido de zinc normal en el rango de 100 a 400 °F.

Carnell (1986) [8] provee información sobre la primera planta comercial aplicada por el sorbente de oxido de zinc ICI en una plataforma de petrolea en el mar del norte. Aunque el material es capaz de remover sulfuro de hidrogeno de los gases a baja temperatura, su desempeño aumenta con la temperatura, así que fue instalado corriente abajo de un compresor para tomar ventaja del calor del compresión. Esto proporciona un gas de entrada de 300 °F aproximadamente. La experiencia de información sobre un

periodo de 18 meses muestra que es completamente fiable y predecible. El lecho usado, conteniendo en exceso de azufre de 20 % peso, es descargado por flujo de gravedad y puede ser procesada para recuperación del metal.

2.13.1.4 Sólidos Alcalinos

Sofnolime RG. Esta proceso, el cual fue licenciado por Molecular Product Ltd., UK, usa lechos de un sólido alcalino granular llamado Sofnolime RG. Se dice que el material es una mezcla de hidróxidos que reaccionan con gases ácidos como H₂S, COS, CO₂, SO₂ y RSH. Las reacciones típicas son:



Los gránulos de Sofnolime RG están intercalados entre una capa de apoyo cerámica en forma de bola debajo el lecho y una capa arriba de bolas cerámicas para retener el lecho. El flujo de gas (o líquido) es hacia arriba. A principios de 1994, había 15 instalaciones en todo el mundo.

2.13.2 Procesos líquidos

2.13.2.1 Suspensión de óxido de hierro (Iron Oxide Slurry)

Proceso Slurrismet. El proceso fue desarrollado por Gas Sweetener Associates como un proceso que utilizaría el mismo químico que el proceso óxido de hierro (*iron sponge*). Pero evitando algunas dificultades de carga y descarga de contactor y de depósito del material usado. El proceso fue mejorado y ofrecido comercialmente, sin embargo el proceso no sigue más en el mercado. La tecnología es basada en el uso de una suspensión de partículas de óxido de hierro en agua en contacto con el gas y reacciona con los sulfuros de hidrógeno.

2.13.2 2 Suspension de Oxido de Zinc

Proceso Chemsweet. Chemsweet es una marca de Natco para una formulación de pólvora blanca que contiene compuestos inorgánicos de zinc el cual es mezclado con agua para formar un absorbente para este proceso. La pólvora contiene óxido de zinc, acetato de zinc, y un dispersante para mantener las partículas de zinc en suspensión. Una parte de la pólvora es mezclada con cinco partes de agua para dar la densidad

deseada a la suspensión. El acetato de zinc provee una fuente controlada de iones de zinc. Estos reaccionan instantáneamente con el sulfuro de hidrogeno disuelto para formar un insoluble sulfuro de zinc y un ácido acético.

El proceso ha sido usado satisfactoriamente en muchas instalaciones comerciales en rangos de capacidades de 5 Mscfd a 12 MM scfd. No se ha encontrado dificultad para obtener los requerimientos de pureza en gases normales de ¼ de grano de H₂S/100 scf, y también se ha reportado que el proceso puede remover RSh y COS cuantitativamente. La principal desventaja del proceso es el alto costo de los reactantes, los cual generalmente limita la aplicabilidad del proceso a casos donde bajas cantidades de sulfuro deben ser removidos, y a causado que muchas instalaciones originales hayan sido reemplazadas con otros procesos.

2.13.2.3 Soluciones Oxidantes

A. Soluciones de permanganato y Dicromato. Soluciones acuosas buffer de permanganato de potación y sodio o dicromato de potasio son usadas para remover completamente rastros de sulfuro de hidrogeno en industrias de gases. Las soluciones que emplea el proceso no son regenerativas y, a causa de el alto costo de los químicos usados, son solamente económicos cuando pequeñas cantidades de sulfuro de hidrogeno están presente en el gas. Las soluciones de permanganato son usadas extensamente para purificación final de dióxido de carbono en la fabricación de hielo seco.

B. Soluciones de Nitrito – procesos Sulfa-Check y Hondo HS-100. El proceso Sulfa-Check, desarrollado por NL Trating Chemicals/NL Industries, Inc. y comercializado por Exxon Chemical Co., está basado en una solución buffer acuosa de nitrito de sodio para absorber y destruir el sulfuro de hidrogeno. El proceso Hondo HS-100, ofrecido por Hondo Chemicals, se cree que envuelve químicos similares usando potasio en lugar de nitrito de sodio.

El proceso Sulfa-Check utiliza una burbuja similar al proceso Chemsweet. La carga inicial de la solución de Sulfa-Check es gradualmente convertida en una suspensión que contiene partículas de azufre elemental y otros sólidos precipitados como solución absorbente de sulfuro de hidrogeno. Cuando esencialmente se ha consumido todo el nitrito activo, la suspensión usada es descargada y reemplazada con una solución fresca.

El proceso ha sido usado ampliamente. En 1986 se habían reportado más de 100 unidades en operación en U.S y Canada. Las ventajas atribuidas al proceso incluyen:

1. La suspensión usada es clasificada como desecho no peligroso.
2. La suspensión no es corrosiva en acero templado.
3. El cambio del absorbente es simple.
4. El equipo es simple y bajo en costo.

2.13.2.4 Procesos de aldehído

Un número de procesos secuestrantes de sulfuro de hidrógeno se han desarrollado para hacer uso de la rápida reacción entre un aldehído, como formaldehído, y H_2S . Típicamente, el absorbente es una mezcla de formaldehído y metanol. Se cree que el uso de esta tecnología está decreciendo.

El problema potencial con los procesos basados en formaldehído es el inaceptable olor tanto en la solución fresca como la usada y la tendencia a polimerizar y flocular. El último fenómeno puede causar obstrucción en el equipo de contacto. La floculación de puede evitar diluyendo una mezcla con dos o tres partes de agua, pero esto incrementa el volumen de la carga requerida para una agenda de cambio dada. Los depósitos en el equipo pueden ser limpiados con solución caústica diluida; sin embargo, los polímeros depositados en la formación no pueden ser removidos fácilmente y puede predominar este tipo de depósito.

2.13.2.5 Condensación de productos alquilamina/aldehído

Los Productos de condensación de soluciones de Alquilamina/aldehído han sido usados en muchos procesos secuestrantes de azufre. La solución usada está libre de partículas de azufre, y no se forman gases de óxido de nitrógeno; sin embargo, tiene un tremendo olor molesto. Ejemplos de procesos en esta categoría están Gas Treat 114, Gas Treat 115 y Gas Treat 117, que fueron desarrollados por Champion Technologies, Inc., y Sulfa-Check 138 y Sulfa-Check 6139, que fueron desarrollados por Exxon Chemical Co.

2.13.2.6 Soluciones de Poliaminas

El proceso de Sulfa-Scrub, desarrollado por Quaker Chemical Corp, y comercializado por Petrolite, y el proceso Sulfa-guard, ofrecidos por Coastal Chemical, son ejemplos de procesos basados en poliaminas.

El proceso Sulfa-Scrub utiliza una poliamina cíclica de la clase triazina para absorber y reaccionar con el sulfuro de hidrógeno. Se ha reportado que el proceso también remueve mercaptanos, pero no COS.

Ventajas dadas al proceso Sulfa-Scrub incluyen:

1. El absorbente es un líquido.
2. Es selectivo para H₂S en presencia de CO₂.
3. Los productos de reacción son líquidos solubles en agua.
4. Los productos de reacción son excelentes inhibidores de corrosión.
5. El material usado no es peligroso y tiene baja toxicidad.

2.13.2.7 Caustic Scrubbing

Puede absorber sulfuro de hidrogeno selectivamente en presencia de dióxido de carbono si se emplea un contactor de corta residencia. The Koch Engineering Company ofrece este sistema basado en el uso de un mezclador estático como contactor de corto tiempo de residencia.

La caustica es usualmente recibida a 50% de solución y diluida a 20% para uso del proceso. Agua suave es deseable como diluyente para evitar problemas de escalamiento. El proceso en general es más complejo que muchos sistemas por lotes. En adición a los mezcladores estáticos y separadores, el proceso necesita tanques de almacenamiento para la caustica concentrada y diluida y para la solución usada; bombas de carga y reciclo; y un sistemas de instrumentación/control. El proceso tiene muchas ventajas sobre otros secuestrantes de azufre, incluyendo el uso de un químico fácilmente disponible y de bajo costo: tamaño compacto; y la producción de un producto de desecho, NaHS, el cual tiene el potencial de reuso en otros procesos industriales como manufacturación de papel.

2.14 Procesos de recuperacion de azufre

2.14.1 El proceso básico de Claus

El proceso Claus no es un proceso para purificar gas en el verdadero sentido de la palabra, ya que su principal objetivo es recuperar azufre de sulfuro de hidrogeno gaseoso o, más comúnmente, de corrientes gaseosas ácidas que contienen altas concentraciones de sulfuro de hidrogeno. Una corriente típica de este tipo son los gases ácidos despojados de líquidos regenerables, por ejemplo, soluciones de alcanolaminas o solventes físicos usados en la purificación de gases agrios, tanto gases naturales como de refinería. Los gases efluentes de una planta Claus no tienen valor y son descargados a la atmosfera o son dirigidos a un sistema de tratamiento de gas de cola. Pero si la planta Claus tiene o no una unidad de gas de cola, el efluente final es usualmente incinerada

para oxidar cualquier residuo de azufre a dióxido de azufre. Las regulaciones para el control de polución del aire existentes en las ciudades más industrializadas prohíben la descarga de grandes cantidades de compuestos de azufre a la atmósfera; por eso, plantas Claus con unidad de tratamiento de gas de cola son frecuentemente un accesorio obligatorio para las instalaciones de desulfuración de gas, y, consecuentemente, el proceso Claus es de significancia considerable dentro del alcance general de las tecnologías de purificación de gas. Además, el proceso Claus produce azufre de extremadamente buena calidad y por eso es una fuente de un valioso químico básico.

Con el creciente interés de polución del aire, la recuperación de azufre en unidades del tipo Claus se están incrementando al punto donde unidades que normalmente no se consideraron económicas están siendo instaladas, estrictamente por el propósito de control de polución del aire. En adición, la eficiencia de recuperación de plantas tipo Claus continuamente es mejorada para una mejor operación, mejores métodos de diseño, y desarrollo de tecnologías del proceso. Desafortunadamente, una conversión completa del sulfuro de hidrógeno bajo las condiciones de operación de una planta Claus es reducida por la relación de equilibrio de reacciones químicas en las cuales el proceso está basado. Como resultado de esta limitación, el proceso básico de Claus es, en muchos casos, no adecuado para reducir las emisiones de compuestos de azufre a la atmósfera a los niveles requeridos por las regulaciones de control de polución del aire. En estos casos, el proceso básico de Claus tiene que ser complementado con otro proceso específicamente diseñado para remover los residuos de compuestos de azufre del gas de cola de la planta Claus.

Desde los comienzos de este proceso por Claus en 1883, ha sido sometido a varias modificaciones. La modificación más significativa fue la hecha por I.G. Farbenindustrie A.G. en 1936 la cual introdujo el concepto del proceso que se usa actualmente, que consiste en un paso de conversión térmica seguido por un paso de conversión catalizada. Muchas configuraciones del proceso son similares en su concepto básico y difieren solo en el diseño y arreglo de los equipos.

2.14.2 Descripción del proceso

Existen dos formas del proceso Claus, los cuales pueden ser denominados como procesos directo (straight-through) y flujo dividido (Split-flow). La diferencial primaria es que en la configuración de straight-through todo el gas ácido alimentado fluye al horno de reacción; mientras, en el arreglo Split-flow, una porción mayor es desviada del

horno y se alimenta directamente al primer reactor catalizado. La selección de la mejor configuración para un caso específico está basada en la composición de la corriente de gas ácido. Si la corriente de gas consiste enteramente de H_2S y CO_2 , (sin hidrocarburos) y no hay precalentamiento significativo del gas ácido o la corriente de aire alimentada, el proceso óptimo es determinado por el porcentaje de H_2S en el gas ácido como se indica en la **Tabla 2.8**. Si el gas contiene hidrocarburos, o si la corriente de gas ácido o aire son precalentados, es posible operar con una planta de azufre straight-through con una corriente de gas alimentado que contiene menos del 50% de H_2S indicado en la tabla.

Tabla 2.8 Pautas que relacionan la composición del gas ácido y la configuración de una planta Claus.

Composición de Gas Acido	
% Mol H_2S	Tipo de Proceso Recomendado
50 - 100	Straight-through
20 - 50	Split-flow

2.14.3 Proceso Straight-Through

Un diagrama del proceso se muestra en la **Figura 2.21**, la corriente de gas ácido entera y la cantidad estequiométrica de aire requerida para quemar un tercio del sulfuro de hidrógeno a dióxido de azufre son alimentados a través de un quemador al horno de reacción. A las temperaturas del horno, típicamente 1.800 a 2.500 °F, una cantidad sustancial de azufre elemental es formado, con típicamente 0 a 70% de H_2S en el gas de alimentación convertido a azufre. Este sulfuro es condensado enfriando los gases primero en una caldera de calor de desecho y subsecuentemente por un condensador de sulfuro. Mientras corriente de alta presión puede ser generada en la caldera de calor de desecho, el condensador de azufre es normalmente limitado a generación de corriente de baja presión a causa de la baja temperatura requerida para obtener la condensación de azufre máxima. La reacción de los gases que dejan el condensador de azufre son recalentados a una temperatura de 450 – 540 °F y fluye al primer convertidor catalítico donde es producido azufre adicional por la reacción de sulfuro de hidrógeno con dióxido de azufre. Los gases que dejan el condensador de azufre deben ser recalentado lo suficiente como para mantener la temperatura de reacción de los gases por encima del punto de rocío del azufre mientras pasan a través del primer convertidor catalítico

porque la condensación de azufre sobre el catalizador lleva a la rápida desactivación del catalizador. Los gases que dejan este primer convertidor catalítico son enfriados de nuevo, y el sulfuro es condensado. Los gases son entonces recalentados antes de entrar al segundo convertidor catalítico. El proceso de recalentado, reaccionar catalíticamente, y condensado de azufre puede ser repetido, en uno, dos o hasta tres etapas catalíticas adicionales. A medida que la conversión progresa a través de las etapas catalíticas y mas y mas azufre es removido de la mezcla de gas, el punto de rocío del sulfuro es disminuido, permitiendo operar progresivamente a bajas temperaturas en cada convertidor catalítico subsecuente, esto mejora la conversión general. Temperaturas típicas de entrada para la segunda y tercera etapa catalítica son 390 – 430 °F y 370 – 410 °F, respectivamente. Después de dejar el ultimo condensador de azufre, el gas agotado, que sigue conteniendo cantidades apreciables de compuestos de azufre y una pequeña cantidad de azufre como vapor y liquido arrastrado, puede ser incinerado, para convertir todos los compuestos de azufre a dióxido de azufre antes de ser descargados a la atmosfera, o son tratados aun mas en un proceso separado para remover los compuestos de azufre residual. Para conservar energía y minimizar la perdida de azufre como vapor en el gas agotado, el condensador final puede funcionar como una caldera precalentadora del agua de alimentación al proceso asi los gases efluentes dejan la unidad a la más baja temperatura practica.

2.14.4 Proceso Split-Flow

El proceso spit-flow es usado para corrientes ácidas que contienen sulfuro de hidrogeno en tan baja concentración que la combustión estable, que requiere una temperatura de flama del horno de reacción en exceso de 1.700 °F, no puede ser sostenida si toda la corriente de gas fuese alimentada al horno de reacción. En este proceso un tercio o más del gas ácido total es alimentado al horno de reacción y suficiente aire para la combustión es agregado para quemar un tercio del sulfuro de hidrogeno total a dióxido de sulfuro. Como consecuencia, la producción de azufre elemental en la etapa térmica es menor que la lograda en el proceso straight-through con la reducción directamente proporcional al porcentaje de gas ácido desviado del horno de reacción. Poco o nada de azufre será producido en el horno de reacción cuando dos tercios del gas ácido (la cantidad máxima) se desvían del horno de reacción. Los gases calientes del horno de reacción son enfriados por una caldera de calor de desecho y luego combinado con el gas ácido que fue desviado del horno de reacción antes de

entrar a la primera etapa catalítica. Excepto por el gas ácido desviado del horno de reacción y la caldera de calor de desecho el proceso es idéntico al proceso straight-through como es descrito en la **Figura 2.21**.

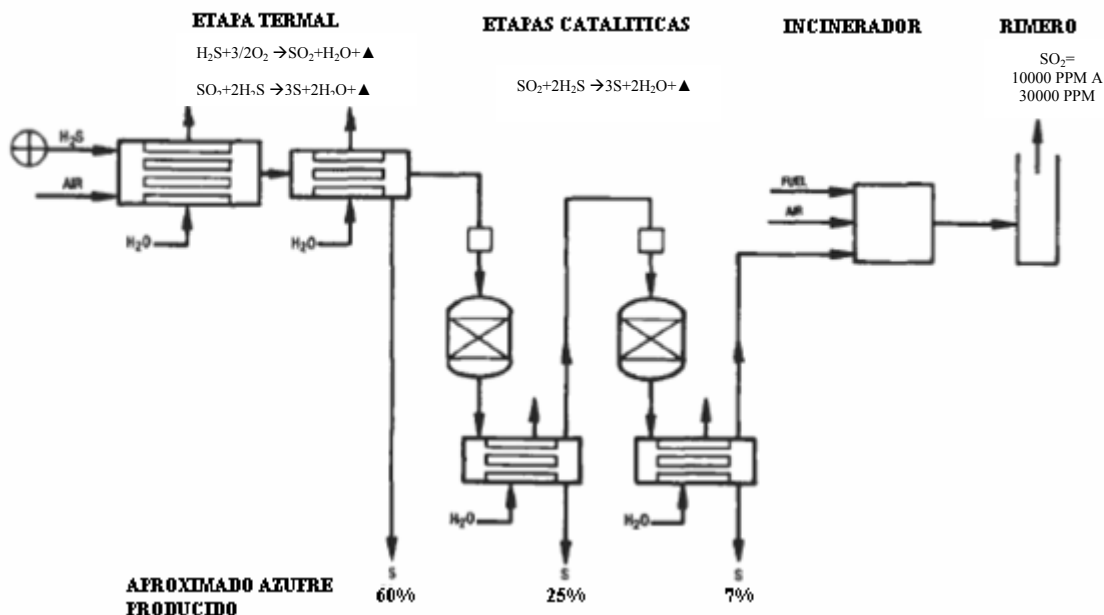


Figura 2.21 Diagrama de flujo de una planta de proceso Claus straight-through de dos etapas.

La operación en el proceso Split-flow está limitado por dos restricciones:

1. Suficiente gas ácido debe ser desviado para que la temperatura de flama en el horno de reacción sea mayor que 1.700 °F (92 °C).
2. La máxima cantidad de gas ácido que puede ser desviado está limitada por dos tercios del total, ya que un tercio del sulfuro de hidrogeno total debe ser quemado para formar SO_2 .

2.14.5 Procesos de gases ácidos de bajo H_2S

Técnicas especiales, como precalentado de las corrientes de aire de combustión y gas ácido, generación de dióxido de sulfuro quemando el sulfuro liquido reciclado, reciclo del gas de cola de la planta Claus, y adición de gas combustible de hidrocarburos ligeros a la alimentación, son requeridos por procesos de gases ácidos de muy bajo contenido de sulfuro de hidrogeno, en el orden de menos de 20%. Reemplazando o enriqueciendo el aire de combustión con oxigeno extiende la aplicación de todas estas técnicas para alimentar gases de aun menor contenido de sulfuro de hidrogeno. Sin embargo, cuando el contenido de sulfuro de hidrogeno de la alimentación es menor que

10%, es preferible recuperar el azufre por oxidación directa del sulfuro de hidrogeno sobre catalizadores especiales [8].

2.15 Simulador pipephase

El simulador PIPEPHASE es un programa de simulación de flujo de fluidos en redes de tuberías simples en estado estacionario, el cual fue desarrollado por la empresa “Simulation Sciences”, (SimSci).

El programa de simulación PIPEPHASE maneja los siguientes conceptos:

- **CARACTERIZACIÓN DE LA TUBERÍA (Link):** Es un tramo largo de tubería entre dos nodos. Un link está formado por uno o más equipos, tales como equipos de flujo o tuberías, o equipos de flujo o tuberías, o equipos de proceso (bombas, separadores, compresores, válvulas, etc.)
- **TUBERÍA (PIPE):** Una tubería (pipe) es un elemento que forma parte del link, es decir, un tramo de tubería.
- **NODO:** Es la conexión entre los equipos que conforman un sistema de tubería (JUNCTION).
- **FUENTE (SOURCE):** Es un extremo libre de la red o link, de donde parte el fluido también es considerado como un nodo.
- **DESTINO (SINK):** Es un extremo de la red o link, a donde llega el fluido, también se considera nodo.

2.15.1 Selección de los componentes del fluido de entrada

En cualquier caso de simulación los componentes presentes en el proceso. Hay tres opciones posibles para introducir un componente en cualquier caso:

- Componentes contenidos en la librería del simulador.
- Definir una curva de ensayo y teniendo el modelo termodinámico, esta es dividida en cortes de petróleo.
- Definir una serie de pseudo componentes en nuestra para los ensayos de crudo o gas.

Los fluidos composicionales pueden ser definidos en términos de cualquier combinación de estas opciones, y se pueden tener diferentes composiciones para cada fuente (source).

2.15.2 Datos termodinámicos (ecuación de estado)

Las partes esenciales de un programa de simulación de procesos son sus modelos matemáticos, y estos se fundamentan en las ecuaciones de estado. Entre las más usadas en la industria petrolera se encuentran: Soave-Radlich-Kowng (SRK) y Peng Robinson (PR).

Todas las ecuaciones tienen una limitación inherente y se debe elegir la más apropiadas al caso en estudio. Para las aplicaciones de gas, crudo y petroquímicas se recomienda el uso de la ecuación de Peng Robinson. Esta ecuación consume menos tiempo de computación que otras ecuaciones y puede ser aplicable en un amplio rango de condiciones. Resuelve cualquier sistema simple, de dos fases con un alto grado de eficiencia [9].

CAPITULO III

DESARROLLO DEL PROYECTO

3.1 Revisión de concentraciones de CO_2 y H_2S

Se dispone de datos a nivel de pozos suministrados por estudios integrados de PDVSA-GAS, con los cuales se conoció la condición actual de la corriente de gas y su composición en cada estación a niveles de 60 y 450 psi. Estos datos proveen información para realizar la segregación de los pozos por estación utilizando como medio el simulador PROII.

Primero se tomó lectura de la información presentada por estudios integrados, presentada en el Anexo A y B (**Tablas 3.1 y 3.2**), con lo cual se determinó la concentración de ácidos presentes en los pozos a estudiar por estación, tanto en la actualidad como su pronósticos a futuro hasta el año 2024, así mismo se da a conocer organización a nivel de paquete de arenas. Luego se tomaron los potenciales de producción, Anexo C (**Tabla 3.3**), para establecer la capacidad de flujo de gas, líquido y agua que proviene de cada uno de los pozos a estudiar. Finalmente se leen los datos de composición de gas y líquido de los reportes suministrados por INTEVEP, OILPHASE y PETROLAB presentados en el Anexo D (**Figura 3.1**).

3.2 Segregación de pozos por estación

Teniendo la composición de los pozos se procedió a hacer la segregación por estación utilizando para ello el simulador PROII en el cual se creó un esquema donde se introdujeron los datos de composición, flujo, temperatura y presión por cada corriente de líquido, gas y agua presente por cada pozo, obteniendo al finalizar la mezcla de flujo multifásico de cada pozo el cual luego se mezcló con otros pozos según el paquete de arena y por último se obtiene la mezcla a la salida de cada estación. En la **Figura 3.2** se puede observar el esquema obtenido para la estación El Roble nivel 450 psi y en las **Tablas 3.4 y 3.5** se muestran la composición y las propiedades de salida que se obtuvo con el simulador. El mismo procedimiento se realizó con las estaciones y niveles de presión restantes y los resultados están reflejados en los anexos E y F.

Tabla 3.1 Información de pozos para la estación El Roble 02 nivel 450 psi

PAQUETE SJ MNVAM							
OBSERVACIONES	ARENA-YAC.	POZO	Estado	NIVEL	MMPCGD	CO2 %	H2S (ppm)
	MOD/RC-3	RPN-22	Monitoreado	450	2.1	0.5	0.0
					2.1	0.5	0.0
PAQUETE SJ MEGMSJT							
OBSERVACIONES	ARENA-YAC.	POZO	Estado	NIVEL	MMPCGD	CO2 %	H2S (ppm)
	MEG/RPN-24	RPN-55	Monitoreado	450	3.1	4.9	7.0
	MEG/RPN-24	RPN-57	Monitoreado	450	2.1	5.8	7.0
	MEF/JM-132	RPN-69	Monitoreado	450	4.8	11.6	1.5
					10.0	7.5	5.2

Para tener una caracterización más apreciable se hizo uso de los resultados arrojados por el simulador PROII, primero se convierte las expresiones de concentración de los gases ácidos a porcentajes para el CO₂ y ppm-v para el H₂S. Para ello se sabe que 1% molar de gas es 1000 ppm en volumen y para el porcentaje se multiplica por cien la fracción dada por el simulador, para la estación ERED-02 nivel 450 psi quedaría:

$$\text{Para el CO}_2 \text{ en \%mol} = 0.0673 * 100 = 6.73\%$$

$$\text{Para el H}_2\text{S en ppm-v} = 0.00000336 * 100 * 10000 = 3.36 \text{ ppm-v}$$

Tabla 3.2 Predicción de CO₂ y H₂S por nivel de separación en la estación ERED-02

POTENCIAL NIVEL 60#	% CO ₂	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
POTENCIAL MNVAM	1.10	2.8	4	5	6	5	4	4	6	9	8	7	6	5	5	4	4	3	3	3
POTENCIAL COLAR	5.50	0.7	1	0	0	1	0	1	3	2	8	10	13	16	22	26	38	45	51	57
POTENCIAL MEAFNT	17.00	2.8	10	12	11	10	9	8	7	6	5	6	7	6	6	7	9	11	12	14
POTENCIAL MEGMSJT	13.30	3.1	16	17	18	22	25	34	42	41	42	46	47	49	51	50	51	49	48	48
TOTAL POTENCIAL NIVEL 60#		9.42	31.74	34.83	35.18	37.81	38.59	46.04	57.51	58.52	62.80	68.43	72.79	76.96	83.54	87.50	101.37	108.51	113.91	122.50

COMPORTAMIENTO PROMEDIO DE % CO ₂ @ 60#	10.23	12.60	12.76	12.33	12.57	12.73	12.88	12.14	11.49	11.11	11.27	11.18	11.05	10.79	10.68	10.21	10.03	9.91	9.82
COMPORTAMIENTO PROMEDIO DE H ₂ S @ 60#	15.88	18.64	18.97	18.30	18.36	18.35	18.30	17.22	16.43	15.99	16.19	16.14	15.97	15.68	15.65	15.19	15.08	15.01	14.97

POTENCIAL NIVEL 450#	% CO ₂	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
POTENCIAL MNVAM	0.50	2.1	1	3	9	9	8	7	6	6	5	4	4	3	3	3	2	2	2	1
POTENCIAL COLAR	5.50	0.0	1	1	1	3	2	10	9	8	7	15	29	37	45	53	62	70	71	69
POTENCIAL MEAFNT	17.00	0.0	5	7	9	10	9	11	10	11	13	16	24	24	24	23	23	23	22	21
POTENCIAL MEGMSJT	7.50	10.0	5	5	5	7	7	20	26	29	31	41	41	50	55	64	68	61	55	48
TOTAL POTENCIAL NIVEL 450#		12.1	11.7	16.4	23.9	29.2	26.4	48.1	51.4	53.3	56.6	76.6	97.9	114.2	125.7	143.6	155.0	155.1	149.1	139.9

COMPORTAMIENTO PROMEDIO DE % CO ₂ @ 450#	6.29	10.80	9.79	8.08	8.61	8.61	8.23	8.12	8.50	8.82	8.72	8.97	8.64	8.41	8.18	8.04	7.90	7.88	7.85
COMPORTAMIENTO PROMEDIO DE H ₂ S @ 450#	4.30	14.21	13.35	11.18	11.74	11.74	10.30	9.52	9.94	10.29	10.45	11.70	11.08	10.81	10.40	10.29	10.45	10.60	10.74

Tabla 3.3 Potenciales de producción de ERED-02 nivel 450 PSI

POZO	ARENA	YAC.	C	TOTAL (BBPD)	NETO (BNPD)	GAS (MPCGD)	AGUA (BAPD)	AyS (%)	GRAV. (°API)	P.cab (Psi)	P.lin (Psi)	RED (Pulg)	EDO. Actual	FECHA (dd/mm/aa)	OBSERVACIONES
RPN-22	MOD	RC-3	9	6	2	1,856	4	65.0	48.6	660	630	1/2	PT	7-Jun-06	Fluye por el cabezote
RPN-55	MEG	RPN-24	5	107	83	3,178	24	22.0	51.3	750	580	1/2	PT	2-Feb-06	Fluye por Cabezote
RPN-57	MEG	RPN-24	2	10	4	2,017	6	57.0	47.1	760	530	3/8	PT	21-Mar-06	
RPN-69	MEF	JM-132	3	100	10	5,175	90	90.0	44.1	580	560	7/8	PT	17-Jun-06	Cambiado Red de 3/4" a 7/8" RECAT
RPN-70	ME-S6	RPN-60	2	39	16		23	60.0	48.5	550	180	3/8	PT	7-Abr-06	Reubicado al nivel de 450 el 28/4/6(Fluye por cabezote en 450 psi)
TOTAL	Pozos Activos:		5	262	115	12,226	147								Pozos Probados:

REPORTE DE ANALISIS DE GAS NATURAL

SITIO DE TOMA: POZO 22 ROBLE II
MUESTRA DE: GAS NATURAL
COMPANIA: PDVSA GAS ANACO (AGLA)
AREA O CAMPO: ROBLE II
FECHA : 10-Nov-05
TEMPERATURA (°F): 82
PRESION (LPCC): 485
HORA : 11:00 a.m.

FECHA DE ANALISIS: 19-Dic-05
EFECTUADO POR: C. SERRANO
ANALIZADO EN: LABORATORIO
ANALISIS # : GAS NATURAL

AGUA (LBS/MM3)

NA

COMPONENTE	% MOLAR	GPM	DER*
NITROGENO	0,06	0,000	±2%
METANO	99,05	0,000	±1%
CO ₂	0,48	0,000	±2%
ETANO	0,19	0,000	±2%
PROPANO	0,13	0,036	±2%
I-BUTANO	0,05	0,016	±2%
N-BUTANO	0,01	0,003	±2%
I-PENTANO	0,01	0,004	±2%
N-PENTANO	0,00	0,001	±2%
HEXANOS	0,003	0,001	±5%
HEPTANOS	0,007	0,003	±5%
OCTANOS	0,007	0,004	±5%
NONANOS	0,003	0,002	±5%
DECANOS	0,002	0,001	±5%
UNDECANOS +	0,000	0,000	±5%

Figura 3.1 Reporte de composición del pozo RPN-22 de la estación ERED-2

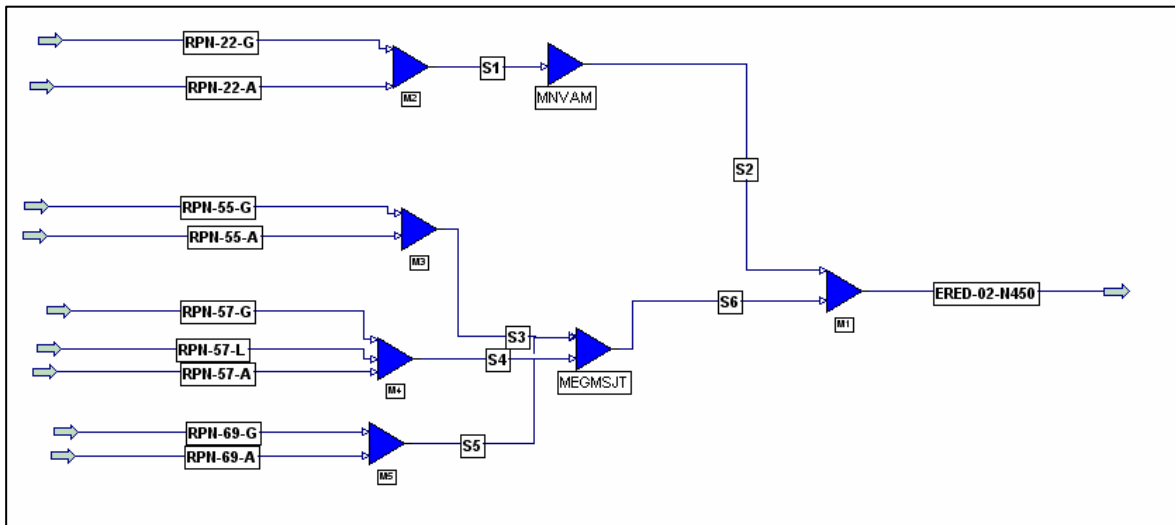


Figura 3.2 Esquema de segregación en PROII de la estación El Roble 02 nivel 450 psi.

Para obtener las presiones parciales de los gases ácidos se utilizó la ley de Dalton de las presiones parciales

$$P_y = n_y * P_t \quad (3.1)$$

Donde:

P_y = presión parcial del componente del gas y (Psia)

P_t = presión total de la masa gaseosa (Psia)

n_y = fracción molar del gas y .

Para el CO_2 se tiene:

$$0,0673 * 494,7 \text{Psia} = 33,2933 \text{Psia}$$

Para el H_2S se tiene:

$$3,3571\text{E-}6 * 494,7 \text{Psia} = 1,6607\text{E-}3 \text{Psia}$$

De igual manera se realizó con el resto de las estaciones y los resultados son presentados en la **Tabla 4.1**.

3.2.1 Cantidad de azufre en el gas de cola

Se midió la capacidad de sulfuro para determinar la factibilidad de una planta de recuperación de azufre. Para ésto se realizó un balance de materia asumiendo que la concentraciones de salida de los gases ácidos eran exactamente lo requerido por la empresa (2% CO₂ y 4 ppm-v H₂S), el gas es deshidratado y que el gas de cola estaba compuesto en su totalidad por CO₂ y H₂S.

3.2.1.1 Balance global

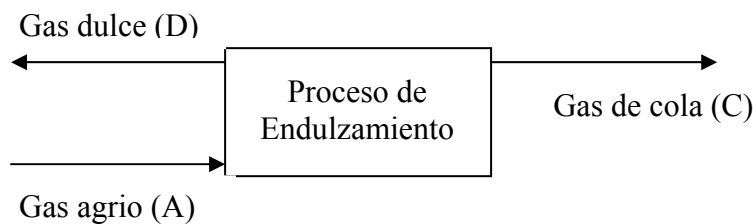
$$A = D + C \quad (3.2)$$

Donde:

A = gas agrio, MMPCD

D = gas dulce, MMPCD

C = gas de cola, MMPCD



Sólo la cantidad de gas agrio es conocida, se necesita otra ecuación para obtener los flujos que faltan.

3.2.1.2 Balance de componentes en el gas agrio

$$X_{ga} + X_{ha} + X_{ca} = 1,0 \quad (3.3)$$

Donde:

X_{ga} = fracción de gas natural en el gas agrio

X_{ha} = fracción de H₂S en el gas agrio

X_{ca} = fracción de CO₂ en el gas agrio

Tabla 3.4 Propiedades de la corriente de salida de la estación ERED-02 nivel 450 PSI

Corriente - 'ERED-02-N450'		
Propiedad	Valor	Unidades
Nombre	ERED-02-N450	
Descripción		
Fase	Mezcla	
Corriente Total		
Temperatura	85,78	F
Presión	494,7	psia
Flujo	1443,2303	lb-mol/hr
	30497,209	lb/hr
Entalpía	3,4228	$\times 10^6$ BTU/hr
	112,2341	BTU/lb
Peso Molecular	21,1312	
Fracción Mol del Líquido	0,07	
Fracc. Peso del Líquido	0,0643	
Temperatura Pseudocritica	-10,7453	F
Presión Pseudocritica	868,3083	psia
Vapor		
Flujo	28537,7578	lb/hr
Flujo Actual	14210,4336	pie ³ /hr
Flujo estándar del vapor	12,2243	MMpie ³ /día
CP	0,5191	BTU/lb-F
CV	0,3704	BTU/lb-F
Peso Molecular	21,2619	
Densidad	2,0082	
Z (de densidad)	n/a	
Viscosidad del Vapor	n/a	
Conductividad Térmica	n/a	
Líquido		
Flujo	1959,4506	lb/hr
Flujo Actual	33,212	pie ³ /hr
Flujo estándar del Líq.	0,0008	MMpie ³ /día
CP	0,9529	BTU/lb-F
Peso Molecular	19,3956	
Densidad Actual	58,9979	lb/pie ³
Viscosidad	n/a	
Conductividad Térmica	n/a	

Tabla 3.5 Composición de salida en la estación EL Roble 02 nivel 450 psi.

Corriente 'ERED-02-N450'				
	TOTAL	VAPOR	LIQUIDO	DECANT H2O
FLUJO, LB-MOL/HR	1443,2304	1342,2046	2,2926	98,7332
TEMPERATURA, F	85,78	85,78	85,78	85,78
PRESION, PSIA	494,7	494,7	494,7	494,7
PESO MOLECULAR	21,1312	21,2619	78,851	18,015
FRACCION		0,93	1,59E-03	0,0684
ENTALPIA, BTU/LB-MOL	2371,6419	2473,1133	2291,6279	994,0707
CP, BTU/LB-F	0,547	0,5191	0,5358	0,9953
COMPOSICION MOLAR				
1 - H2S	3,36E-06	3,60E-06	3,49E-06	
2 - CO2	0,0673	0,0724	0,0281	
3 - N2	7,53E-04	8,10E-04	4,53E-05	
4 - METANO	0,7398	0,7953	0,1298	
5 - ETANO	0,067	0,0719	0,0559	
6 - PROPANO	0,032	0,0343	0,0793	
7 - IBUTANO	6,42E-03	6,85E-03	0,0346	
8 - BUTANO	8,34E-03	8,86E-03	0,0609	
9 - IPENTANO	2,62E-03	2,75E-03	0,0409	
10 - PENTANO	1,97E-03	2,05E-03	0,0376	
11 - HEXANO	2,04E-03	2,01E-03	0,1058	
12 - HEPTANO	1,28E-03	1,12E-03	0,1529	
13 - OCTANO	4,88E-04	3,28E-04	0,1156	
14 - NONANO	2,51E-04	1,04E-04	0,0973	
15 - DECANO	8,95E-05	1,95E-05	0,0449	
16 - NC11	8,18E-06	8,38E-07	4,66E-03	
17 - NC12	1,83E-05	8,07E-07	0,0111	
18 - NC13	0	0	0	
19 - NC14	0	0	0	
20 - H2O	0,0696	1,23E-03	6,79E-04	1

Como se asume que en el gas de cola (C) sólo existe CO₂ y H₂S un balance de gas natural queda:

$$X_{ga} * A = X_{gd} * D \quad (3.4)$$

Donde:

X_{ga} = fracción de gas natural en el gas agrio

X_{gd} = fracción de gas natural en el gas dulce

A = Gas Agrio, MMPCD

D = Gas Dulce, MMPCD

De aquí:

$$D = (X_{ga} * A) / X_{gd} \quad (3.5)$$

La fracción de gas natural en el gas dulce se determinó de manera similar a la fracción del mismo en el gas agrio (ecuación 3.3) utilizando las concentraciones requeridas de gas ácido para las fracciones de H₂S y CO₂

Sustituyendo la ecuación 3.5 en la ecuación 3.2 se obtiene el valor del gas de cola

$$A = \frac{X_{ga} * A}{X_{gd}} + C \quad (3.6)$$

Despejando C, queda:

$$C = A - \frac{X_{ga} * A}{X_{gd}} \quad (3.7)$$

3.2.1.3 Balance de materia para H₂S

$$X_{ha} * A = X_{hd} * D + X_{hc} * C \quad (3.8)$$

Donde:

X_{ha} = fracción de H₂S en el gas agrio

X_{hd} = fracción de H₂S en el gas dulce

X_{hc} = fracción de H₂S en el gas de cola

A = gas agrio, MMPCD

D = gas dulce, MMPCD

C = gas de cola, MMPCD

Como las corrientes de gas se conocen por las ecuaciones 3.5 y 3.7 igual que se conoce la fracción de H₂S en el gas ácido y gas dulce, entonces sólo queda despejar X_{hc} para conocer la fracción en el gas de cola.

$$X_{hc} = (X_{ha} * A - X_{hd} * D) / C \quad (3.9)$$

Tomando como ejemplo la estación ERED-02 nivel 450 psi y aplicando la ecuación 3.5 se tiene:

$$D = (0,932696 * 12,2243 \frac{MMpie^3}{día}) / 0,959996$$

$$D = 11,8771 \text{ MMPCD}$$

Esta es la cantidad de gas dulce que sale del proceso, para el gas de cola aplicamos la ecuación 3.7

$$C = 12,2243 \frac{MMpie^3}{día} - \frac{0,932696 * 12,2243 \frac{MMpie^3}{día}}{0,959996}$$

$$C = 0,3471 \text{ MMPCD}$$

Para las fracciones de gases ácidos aplicamos la ecuación 3.9 para H₂S

$$X_{hc} = \frac{0,3471 \frac{MMpie^3}{día} * 0,0001}{0,3471 \frac{MMpie^3}{día} + 11,8771 \frac{MMpie^3}{día}}$$

$$X_{hc} = 3,3580E-06$$

Se multiplica la fracción de H₂S en el gas de cola por la cantidad de flujo total para obtener el flujo de H₂S en extraído.

$$\text{flujo de } H_2S = (3,3571E - 06) * (0,3476) = 1,1669E - 06 \frac{MMpie^3}{día}$$

Luego utilizando valores de conversión (Anexo G) se procede de la siguiente manera:

$$H_2S = (Q * M) / (V_m * 2204) \tag{3.10}$$

Donde:

Q = Flujo de H₂S, MMPCD

M = Masa molecular del H₂S = 34.08 lb/lbmol

V_m = Volumen molar a 60 °F = 379,4977 pie³/lbmol

Factor de conversión = 2204 lb/Ton

Quedando:

$$H_2S = \text{flujo} \frac{MMpie^3}{\text{día}} * 10^6 \frac{pie^3}{MMpie^3} * \frac{pie^3}{379.4977 \text{lbmol}} * 34.08 \frac{\text{lb}}{\text{lbmol}} * \frac{\text{Ton}}{2204.62 \text{lb}} =$$

$$(\text{flujo} * 40,7339) \frac{\text{Ton}}{\text{día}}$$

(3.11)

Para la estación ERED-02 nivel 450 psi, usando la ecuación 3.11

$$H_2S = (1,1669E - 06 * 40,7339) \frac{\text{Ton}}{\text{día}}$$

$$H_2S = 4.7532E-05 \text{ Ton/día}$$

Para el resto de las estaciones se realizó el procedimiento anterior y en la **Tabla 4.2** se presentan los resultados.

3.3 Análisis tecnológico

3.3.1 Criterios de selección

3.3.1.1 Especificaciones de los componentes ácidos

Se estudió por separado la posibilidad del cumplimiento de las especificaciones en cuanto a la concentración de CO₂ y H₂S en el gas dulce.

Este criterio se convierte entonces en los siguientes:

- a. Especificación del contenido del CO₂
- b. Especificación del contenido de H₂S

Las especificaciones de los componentes ácidos en el gas tratado se separaron ya que algunos de los procesos estudiados pueden lograr las concentraciones requeridas por el proceso en cuanto al contenido de azufre en el gas pero no logran la especificación de CO₂.

De acuerdo al estudio de segregación de gas previendo un aumento de producción, la tecnología debe remover los contaminantes hasta las siguientes concentraciones:

Tabla 3.6 Especificaciones para el tratamiento.

Componentes	Concentración del contaminante a la salida de la planta de endulzamiento	Especificación del gas a ventas
H ₂ S	4 ppm-v	Máximo 4,16 ppm-v
CO ₂	2 % molar	Máximo 2 % molar

En las tablas siguientes, se especifican las categorías para calificar este criterio:

Tabla 3.7 Rango de valores para la especificación del contenido de CO₂ en el gas tratado.

Calificación		Rango de valores
Cualitativa	Cuantitativa	
Cumple eficientemente	10	< 4 % molar
Cumple	5	= 4% molar
No cumple	1	>4 % molar

Tabla 3.8 Rango de valores para la especificación del contenido de H₂S en el gas tratado

Calificación		Rango de valores
Cualitativa	Cuantitativa	
Cumple eficientemente	10	< 4 ppm-v
Cumple	5	= 4 ppm-v
No cumple	1	>4 ppm-v

3.3.1.2 Experiencia comercial de cada proceso

Para este punto, se tomó en consideración el número de plantas instaladas para endulzamiento de gas natural, en el estudio no se consideraron las plantas instaladas para cualquier otra aplicación. El rango de valores de este criterio se muestra a continuación:

Tabla 3.9 Rango de valores para la especificación de la cantidad de plantas instaladas mundialmente.

Calificación		Rango de valores
Cualitativa	Cuantitativa	
Cumple eficientemente	10	≥ 100 plantas instaladas
Cumple	5	< 100 plantas instaladas

3.3.1.3 Impacto ambiental

Las regulaciones que actualmente existen en este respecto, obligan a ser exigentes en cuanto a la escogencia de un proceso cuyos productos o subproductos no atenten en

contra del equilibrio del medio ambiente. Las operaciones tecnológicas se jerarquizarán de acuerdo a las siguientes categorías:

Tabla 3.10 Rango de valores del impacto ambiental del tratamiento.

Calificación		Rango de valores
Cualitativa	Cuantitativa	
Cumple eficientemente	10	- Poseen mínimas emisiones gaseosas - No generan subproductos
Cumple	5	- Poseen emisiones gaseosas que se pueden controlar. - Genera subproductos pero se puede disponer eficientemente.
No cumple	1	- Tecnología que debido a la cantidad de subproductos generados en el procesamiento impone un manejo complicado de ellos

3.3.1.4 Complejidad

Se tomó en consideración la facultad de cada una de las alternativas en cuanto a operación, mantenimiento y necesidad de la adición de plantas y equipos auxiliares para cumplir con los requerimientos del proceso.

Para calificar este criterio se definieron 3 categorías:

Tabla 3.11 Rango de valores para la complejidad del tratamiento.

Calificación		Rango de valores
Cualitativa	Cuantitativa	
Cumple eficientemente	10	Permite una operación sencilla debido a la presencia de pocos equipos y variables.
Cumple	5	Permite una operación sencilla con el control de los siguientes parámetros: <ul style="list-style-type: none"> - Presencia de equipos auxiliares - Derrames de agentes químicos - Emisiones gaseosas
No cumple	1	No permiten la operación eficiente debido a la presencia repetida de problemas en la operación y mantenimiento.

3.3.1.5 Flexibilidad Operacional

Este aspecto es de suma importancia ya que la opción tecnológica debe ofrecer la posibilidad de operar entre los rangos de potencial producción, H₂S y CO₂ presentados

en los pronósticos de producción, que se muestran en los anexos B, del gas a tratar, cumpliendo con las especificaciones del gas tratado. Las **Tablas 3.14** y **3.15** pueden ayudar a apreciar los rangos de forma más clara.

El rango de valores para este parámetro se encuentra especificado en la siguiente tabla:

Tabla 3.12 Rango de valores de la flexibilidad operacional del tratamiento.

Calificación		Rango de valores
Cualitativa	Cuantitativa	
Cumple Eficientemente	10	Permite el manejo adecuado de las variables de proceso para manejar picos en los volúmenes a procesar además de cambios en las composiciones.
Cumple	5	Existe la posibilidad del manejo adecuado de las variables de proceso. Ligado al sobrediseño de la planta.
No cumple	1	Las plantas están diseñadas para volúmenes establecidos y son rígidas en cuanto a los cambios.

3.3.1.6 Aplicabilidad

Es necesario que la tecnología seleccionada se adapte perfectamente al sistema en estudio, escogiendo una alternativa tecnológica que tenga en cuenta la posibilidad de aplicación de estos procesos al endulzamiento del gas natural con las condiciones de entrada al tratamiento y cumpliendo con las especificaciones requeridas.

La aplicación de cada proceso fue analizada haciendo uso de la **Figura 2.3** y **3.2**, la **Tabla 2.1**, y toda la información recopilada de las diferentes tecnologías y que es presentada en el marco teórico.

El rango de valores para este criterio se define en la tabla siguiente:

Tabla 3.13 Rango de valores para la aplicabilidad para diferentes tecnologías.

Calificación		Rango de valores
Cualitativa	Cuantitativa	
Cumple eficientemente	10	Tecnología que endulza el gas del sistema a las condiciones de entrada hasta las especificaciones requeridas.
No cumple	1	Endulza el gas hasta especificaciones diferentes a las requeridas.

Tabla 3.14 Condiciones máximas según el pronóstico de producción.

Estaciones	Nivel 60 psi					Nivel 450 psi				
	MMPCD	Concentración		P. parcial (Psia)		MMPCD	Concentración		P.parcial (Psia)	
		%CO ₂	H ₂ S(ppm-v)	CO ₂	H ₂ S		%CO ₂	H ₂ S(ppm-v)	CO ₂	H ₂ S
ERED-02	122	12,88	18,97	9,62136	1,42E-03	155,1	10,8	14,21	50,1876	6,60E-03
GED-01	56,38	9,77	17,92	7,29819	1,34E-03	62,78	10,62	21,03	49,35114	9,77E-03
SJED-01	106,71	7,21	8,97	5,38587	6,70E-04	141,8	9,11	11,75	42,33417	5,46E-03
SJED-03	66,2	10,98	41,91	8,20206	3,13E-03	175,5	12,57	76,57	58,41279	3,56E-02
SJED-04	198,45	7,74	8,91	5,78178	6,66E-04	134,88	9	19,37	41,823	9,00E-03
Total	549,74	9,716	19,336	7,257852	1,44E-03	670,06	10,42	28,586	48,42174	1,33E-02

Tabla 3.15 Condiciones mínimas según el pronóstico de producción.

Estaciones	Nivel 60 psi					Nivel 450 psi				
	MMPCD	Concentración		P. parcial (Psia)		MMPCD	Concentración		P.parcial (Psia)	
		%CO ₂	H ₂ S(ppm-v)	CO ₂	H ₂ S		%CO ₂	H ₂ S(ppm-v)	CO ₂	H ₂ S
ERED-02	9,42	9,82	14,97	7,33554	1,12E-03	11,7	6,29	4,3	29,22963	2,00E-03
GED-01	21,46	8,08	16,35	6,03576	1,22E-03	45,96	8,02	17,15	37,26894	7,97E-03
SJED-01	23,44	6,2	7,28	4,6314	5,44E-04	55,98	6,93	8,86	32,20371	4,12E-03
SJED-03	7,11	1,44	0,78	1,07568	5,83E-05	47,31	10,58	56,7	49,16526	2,63E-02
SJED-04	45,54	3,41	3,51	2,54727	2,62E-04	74,81	8,3	16,46	38,5701	7,65E-03
Total	106,97	5,79	8,578	4,32513	6,41E-04	235,76	8,024	20,694	37,287528	9,62E-03

3.3.1.7 Arrastre de hidrocarburos

Fueron mejor evaluadas aquellas tecnologías que no permiten el arrastre de hidrocarburos hacia la corriente del gas ácido. Es imprescindible no permitir la pérdida de hidrocarburos de valor comercial.

Para calificar este criterio se definieron tres categorías:

Tabla 3.16 Rango de valores para el arrastre de hidrocarburos.

Calificación		Rango de valores
Cualitativa	Cuantitativa	
Cumple eficientemente	10	Tecnología que tiene poco arrastre de hidrocarburos
Cumple	5	Tecnología que tiene un arrastre moderado de hidrocarburos
No cumple	1	Tecnología que tiene una gran cantidad de arrastre de hidrocarburos

Para establecer la importancia relativa de cada criterio en comparación con los restantes, se desarrolló una matriz de valoración de criterios (M.V.C). Esta matriz se lee por filas y tiene como objetivo establecer la importancia relativa de cada criterio en comparación con los restantes; el formato de la M.V.C. es presentado en la **Tabla 3.17**.

Tabla 3.17 Modelo de matriz de valoración de criterios, M.V.C.

M.V.C.	1a	1b	2	3	4	5	6	7
1a								
1b								
2								
3								
4								
5								
6								
7								

Para completar la matriz de valoración de criterios, se compara cada criterio fila con todos los criterios columna escritos a continuación de él en la matriz de valoración de criterios, consignándose en las casillas de la fila el resultado de la comparación, de acuerdo con la escala numérica preestablecida. Para el caso en estudio el criterio “1a” (especificación del contenido de CO₂) se comparará con los criterios “1b” (especificación del contenido de H₂S), “2” (experiencia comercial), “3” (impacto ambiental), “4” (complejidad), “5” (flexibilidad operacional), “6” (aplicabilidad) y “8” (arrastre de hidrocarburos), el criterio “1b” se comparará con los criterios “2”, “3”, “4”,

“5”, “6” y “7”; el criterio “2” se comparará con los criterios “3”, “4”, “5”, “6” y “7”, y así sucesivamente. De esta forma se obtendrá el contenido de la mitad superior de la matriz de criterios; es decir, de las celdas situadas por encima de la diagonal principal.

La escala situada para puntuar los resultados de esas comparaciones, es la siguiente:

Tabla 3.18 Escala para puntuación de las comparaciones en la M.V.C.

Calificación	
Cuantitativa	Cualitativa
1	Si el elemento fila es igual de importante que el elemento columna.
2	Si el elemento fila es algo más importante que el elemento columna.
4	Si el elemento fila es claramente más importante que el elemento columna.
6	Si el elemento fila es bastante más importante que el elemento columna.
8	Si el elemento fila es mucho más importante que el elemento columna.
$\frac{1}{2}$	Si el elemento fila es algo menos importante que el elemento columna.
$\frac{1}{4}$	Si el elemento fila es menos importante que el elemento columna.
$\frac{1}{6}$	Si el elemento fila es bastante menos importante que el elemento columna.
$\frac{1}{8}$	Si el elemento fila es mucho menos importante que el elemento columna.

A la matriz de valoración de criterios, se le añaden una nueva fila con la denominación “Total Columna”, y una nueva columna con la denominación “Total Fila”:

En las casillas de la fila “Total Columna” se consignan las sumas de las puntuaciones de cada columna, y en su última casilla se escribirá la suma de los totales de la columna (es el Total Global).

En las casillas de la columna “Total Fila” se consignan las sumas de las puntuaciones de la respectiva fila y los tantos por uno que representan estos totales de fila con respecto al Total Global:

Tabla 3.19 M.V.C. para la selección de tecnología de endulzamiento.

Matriz de Valoración de Criterios	1a	1b	2	3	4	5	6	7	Total Fila
1a		1	4	1	4	2	2	4	18
1b	1		4	1	4	2	2	4	18
2	¼	¼		1/6	1	¼	1/6	½	2,59
3	1	1	6		4	4	2	4	22
4	¼	¼	1	1/6		¼	½	¼	2,67
5	½	½	4	¼	4		2	4	15,25
6	½	½	4	½	2	½		2	10
7	¼	¼	2	¼	4	¼	½		7,5
Total columna	3,75	3,75	25	3,34	23	9,25	9,17	18,75	96,01

En base en los tantos obtenidos en la matriz de valoración de criterios, se ordenan estos de mas importante a menos importante. Los resultados finales de las ponderaciones (ordenados por sus pesos relativos) se muestran en la siguiente tabla.

Tabla 3.20 Puntaje ponderado de los diferentes criterios para la evaluación.

CRITERIOS	PONDERACION
Impacto Ambiental (3)	0,2291
Especificación de CO ₂ (1a)	0,1875
Especificación de H ₂ S (1b)	0,1875
Flexibilidad Operacional (5)	0,1588
Aplicabilidad (6)	0,1042
Arrastre de Hidrocarburos (7)	0,0782
Complejidad (4)	0,0278
Experiencia Comercial (2)	0,0269
TOTAL	1,00

A cada criterio se le asignó una puntuación de acuerdo al rango descrito anteriormente. Esta puntuación se ponderó con el peso obtenido en la matriz de valoración de criterios. Con estos dos parámetros fue posible la aplicación de una matriz de evaluación tecnológica.

Las alternativas que en la matriz de evaluación tecnológica tengan un puntaje mayor al 70% (7 puntos) son las que se consideran como técnicamente viables y serán evaluadas en una matriz de selección económica, los resultados se muestran en la **Tabla 4.4**.

Según los resultados obtenidos por la matriz de evaluación tecnológica, dos alternativas (con un puntaje mayor de 70%) son factibles técnicamente para el

endulzamiento de gas en estudio, los cuales son endulzamiento con aminas y solventes físicos mixtos.

3.4 Selección de solvente a utilizar

3.4.1 Preselección de solvente a utilizar en el proceso de endulzamiento

Se preseleccionó los solventes que cumplan con las especificaciones del gas en cada una de los dos tipos de tecnologías. En las tablas siguientes se muestra la capacidad de los solventes pertenecientes a las dos tecnologías factibles.

De las **Tablas 3.21** y **3.22** se tiene que los solventes que mejor se adaptan al sistema en estudio, por remoción simultánea, son:

- MEA
- DEA
- DGA
- aMDEA
- Sulfinol-D

Tabla 3.21 Solventes físicos mixtos.

Solventes Híbridos	Selectividad (Remoción Simultánea H ₂ S y CO ₂)	Especificación de Salida
Sulfinol-M	x(solo H ₂ S)	3 ppmv H ₂ S
Sulfinol-D	Sí	< 8 ppmv H ₂ S; < 3,7% <i>m</i> CO ₂
Amisol	x(solo CO ₂)	0.0005% CO ₂
Optisol	x(solo H ₂ S)	3 ppmv H ₂ S
Selefining	x(solo H ₂ S)	No se posee información

Tabla 3.22 Solventes para endulzamiento con aminas.

Solventes Químicos	Selectividad (Remoción Simultánea H ₂ S y CO ₂)	Especificación de Salida
MEA	Sí	0.01% CO ₂ y 4 ppmv H ₂ S
DEA	Sí	0.00016% CO ₂ y 0,1 ppmv H ₂ S
DGA	Sí	< 0.015% CO ₂ y 1 ppmv H ₂ S
DIPA	x(solo H ₂ S)	4 ppmv H ₂ S
MDEA	x(solo H ₂ S)	4 ppmv H ₂ S
aMDEA	Sí	0.01% CO ₂ y 1 ppmv H ₂ S

Se realizó un análisis comparativo semejante al utilizado con las tecnologías, pero aplicado a los solventes. Los criterios para realizar este análisis fueron los siguientes:

3.4.2 Criterios de selección

3.4.2.1 Corrosión

Se evaluaron los solventes tomando en cuenta la velocidad de corrosión. Este parámetro influye en la vida de la planta y el costo de mantenimiento de los equipos.

El rango de valores de este criterio, se especifica en la siguiente tabla:

Tabla 3.23 Rango de valores para velocidad de corrosión en el tratamiento.

CLASIFICACIÓN		RANGO DE VALORES
CUALITATIVA	CUANTITATIVA	
Cumple eficientemente	10	Solvente que causa baja corrosión o ninguna
Cumple	5	Solvente que causa corrosión moderada
No cumple	1	Solvente que causa corrosión severa

3.4.2.2 Degradación del absorbente químico

Los solventes fueron evaluados en relación a la posibilidad de degradación en presencia de gases ácidos como: COS, CO₂, CS₂. La presencia de productos de la degradación como las sales termoestables (HSAS) y otros compuestos químicos resultantes de la reacción de ciertas aminas como DEA y MEA con el CO₂: HEED, THEED, BHEP, HEOD, se reflejan en las velocidades de corrosión que cada amina presenta. El rango de valores para ese criterio se define en la tabla siguiente:

Tabla 3.24 Rango de valores de degradación de absorbente.

CLASIFICACIÓN		RANGO DE VALORES
CUALITATIVA	CUANTITATIVA	
Cumple eficientemente	10	El absorbente no se degrada
No cumple	1	El absorbente se degrada y forma compuestos producto de degradación

3.4.2.3 Reactividad

Se compararon los diferentes solventes en cuanto a su actividad como absorbentes químicos, este parámetro se midió a través de la capacidad de absorción de gas de cada solvente y su rango de valores se define como sigue:

Tabla 3.25 Rango de valores de reactividad de absorbente.

CLASIFICACIÓN		RANGO DE VALORES
CUALITATIVA	CUANTITATIVA	
Cumple eficientemente	10	$\geq 5,0 \text{ pie}^3/\text{gal}$ solvente a 100°F
No Cumple	1	$< 5,0 \text{ pie}^3/\text{gal}$ solvente a 100°F

3.4.2.4 Gas residual en solvente regenerado

El gas residual en el solvente refleja la facilidad en la regeneración del solvente. Una acumulación de gas en la amina trae como consecuencia la pérdida de actividad de la amina a través del tiempo, lo que involucra gastos de reposición y el incumplimiento de las especificaciones de diseño del proceso.

Tabla 3.26 Rango de valores de gas residual en el solvente regenerado.

CLASIFICACIÓN		RANGO DE VALORES
CUALITATIVA	CUANTITATIVA	
Cumple eficientemente	10	$< 0,01$
Cumple	5	$0.05 > x > 0.01$
No Cumple	1	$> 0,05$

3.4.2.5 Tasa de recirculación del solvente

La recirculación del solvente, medida en gal/min es uno de los parámetros más importantes en el diseño y operación. La tasa de recirculación es consecuencia directa de la carga y refleja el tamaño de los equipos. Este valor afecta los costos de operación de la planta, el rango de valores de este parámetro se muestra a continuación:

Tabla 3.27 Rango de valores de recirculación de solvente.

CLASIFICACIÓN		RANGO DE VALORES
CUALITATIVA	CUANTITATIVA	
Cumple eficientemente	10	$\leq 100 \text{ GPM}$
No cumple	1	$> 100 \text{ GPM}$

3.4.2.6 Aplicabilidad

Es necesario que el solvente seleccionado se adapte perfectamente al sistema en estudio, escogiendo una alternativa tecnológica que tenga en cuenta la posibilidad de aplicación de estos procesos al endulzamiento del gas natural con las condiciones de entrada al tratamiento y cumplimiento con las especificaciones requeridas.

Tabla 3.28 Rango de valores de la aplicabilidad del solvente.

CLASIFICACIÓN		RANGO DE VALORES
CUALITATIVA	CUANTITATIVA	
Cumple eficientemente	10	El solvente endulza el gas del sistema a las condiciones de entrada hasta las requeridas
No cumple	1	El solvente endulza el gas hasta especificaciones diferentes a las requeridas.

3.4.2.7 Costos del solvente

Este parámetro fue tomado en cuenta de acuerdo a valores referenciales bibliográficos presentados en el capítulo 2 (**Tabla 2.2**).

Tabla 3.29 Rango de valores de costo del solvente

CLASIFICACIÓN		RANGO DE VALORES
CUALITATIVA	CUANTITATIVA	
Cumple eficientemente	10	$\leq 0,65$ \$/lb
No cumple	1	$> 0,65$ \$/lb

3.4.2.8 Consumo energético

Este criterio es consecuencia directa de la energía requerida para la regeneración. Este valor afecta los costos de operación de la planta, el rango de valores de este parámetro se muestra a continuación:

Tabla 3.30 Rango de valores de energía para regeneración de solvente.

CLASIFICACIÓN		RANGO DE VALORES
CUALITATIVA	CUANTITATIVA	
Cumple eficientemente	10	≤ 850 BTU/gal de solución pobre
Cumple	1	> 850 BTU/gal de solución pobre

Como en la selección de tecnología, para establecer la importancia relativa de cada criterio en comparación con los restantes, se desarrolló una matriz de valoración de criterios (M.V.C.). La escala utilizada para esas comparaciones fue la misma utilizada en la **Tabla 3.17**. Los valores de esta M.V.C. se muestran en la **Tabla 3.31** y los resultados finales, ordenados por peso, de las ponderaciones se presentan en la **Tabla 3.32**

Tabla 3.31 M.V.C. para la selección del solvente de endulzamiento

Matriz de Valoración de Criterios	1	2	3	4	5	6	7	8	Total Fila
1		1	1	2	2	2	0,5	2	10,50
2	1		2	1	2	0,5	2	2	10,50
3	1	0,5		0,5	1	1	0,5	1	5,50
4	0,5	1	2		4	0,5	2	1	11,00
5	0,5	0,5	1	0,25		0,5	1	1	4,75
6	0,5	2	1	2	2		2	1	10,50
7	2	0,5	2	0,5	1	0,5		1	7,50
8	0,5	0,5	1	1	1	1	1		6,00
Total columna	5,50	5,50	9,00	6,25	12,00	5,00	8,00	9,00	60,25

Tabla 3.32 Puntaje de los diferentes criterios de evaluación.

CRITERIOS	PONDERACION
Gas residual en solvente regenerado (4)	0,1826
Corrosión (1)	0,1742
Degradación del solvente (2)	0,1742
Aplicabilidad (6)	0,1742
Costo (7)	0,1245
Consumo de energía (8)	0,0996
Reactividad (3)	0,0913
Tasa de recirculación (5)	0,0788
TOTAL	1,00

El análisis comparativo del solvente constituyó una evaluación técnica-económica. Además del costo de cada solvente, se evaluaron aspectos como la tasa de recirculación y reactividad que influyen directamente en los costos iniciales y de operación de la planta. Las alternativas con un puntaje mayor a 7 son las que se consideraran como viables y serán las recomendadas para el uso de la planta de endulzamiento. El resultado de esta tabla puede observarse en la **Tabla 4.5**.

3.4.2.9 Cálculo realizado para la comparación de galones por minutos utilizados en el criterio relacionado con la recirculación

Ya que la recirculación depende de la cantidad de gas a tratar y la concentración de sus componentes ácidos (CO₂ y H₂S), se tomó como referencia la estación El Roble para el nivel 450 psi, ya que se ha expuesto los datos de esta estación en el transcurso del capítulo, y se tiene que:

Caudal de alimentación: 12,2243 MMPCD

CO₂: 7,24%

H₂S: 3,6 ppm,v

Caudal de gas a remover será:

$$Q_{\text{gas}} = 0,0724036 \times (12.2243 \times 10^6) = 885083,32748 \text{ pie}^3/\text{día}$$

En la **Tabla 3.33** se encuentran los valores de remoción para los diferentes solventes a utilizar, de los cuales utilizaremos para el cálculo los siguientes valores:

MEA: 4,3 pie³/gal

DEA: 5,0 pie³/gal

DGA: 6,6 pie³/gal

Sulfinol: 17 pie³/gal

MDEA: 7.5 pie³/gal

Para MEA la tasa de flujo será = $885083,3274/4,3 = 205833,33 \text{ gal/día}$

$$Q_{\text{solvente}} = 205833,33/(24 \times 60) = 142,94 \text{ gal/min}$$

Realizando el mismo procedimiento para los otros solventes se tiene:

MEA: 142,94 gal/min

DEA: 122,93 gal/min

DGA: 93,13 gal/min

Sulfinol: 36.16 gal/min

MDEA: 81.95 gal/min

Tabla 3.33 Tabla comparativa para procesos de amina [10].

	MEA	DEA	SNPA-DEA ⁽⁹⁾	DGA	Sulfinol	MDEA
Acid gas pickup, scf/gal @ 100°F, normal range ⁽²⁾	3.1–4.3	3.8–5.0	6.7–.8	4.7–6.6	4–17	3–7.5
Acid gas pickup, mols/mol amine, normal range ⁽³⁾	0.33–0.40	0.35–0.65	0.72–1.02	0.25–0.3	NA	0.2–0.55
Lean solution residual acid gas, mol/mol amine, normal range ⁽⁴⁾	0.12 ±	0.08 ±	0.08 ±	0.10 ±	NA	0.005–0.01
Rich solution acid gas loading, mol/mol amine, normal range ⁽³⁾	0.45–0.52	0.43–0.73	0.8–1.1	0.35–0.40	NA	0.4–0.55
Solution concentration, wt%, normal range	15–25	25–35	25–30	50–70	3 comps., varies	40–50
Approximate reboiler heat duty, Btu/gal lean solution ⁽⁵⁾	1,000–1,200	900–1,000	900–1,000	1,100–1,300	350–750	800–1200
Steam heated reboiler tube bundle, approx. average heat flux, Q/A = MBtu/hr-ft ² ⁽⁶⁾	9–10	9–10	9–10	9–10	9–10	9–10
Direct fired reboiler fire tube, average heat flux, Q/A = MBtu/hr-ft ² ⁽⁶⁾	8–10	8–10	8–10	8–10	8–10	8–10
Reclaimer, steam bundle or fire tube, average heat flux, Q/A = MBtu/hr-ft ² ⁽⁶⁾	6–9	NA ⁽⁷⁾	NA ⁽⁷⁾	6–8	NA	
Reboiler temperature, normal operating range, °F ⁽⁸⁾	225–260	230–250	230–250	250–260	230–280	230–260
Heats of reaction, ⁽¹⁰⁾ approximate: Btu/lb H ₂ S	550–670 ⁽¹⁰⁾	500–600 ⁽¹¹⁾	511	674	NA	450–520
Btu/lb CO ₂	620–700	580–650	653	850	NA	570–600
NA— not applicable or not available						

NOTES:

1. These data alone should not be used for specific design purposes. Many design factors must be considered for actual plant design.
2. Dependent upon acid gas partial pressures and solution concentrations.
3. Dependent upon acid gas partial pressures and corrosiveness of solution. Might be only 60% or less of value shown for corrosive systems.
4. Varies with stripper overhead reflux ratio. Low residual acid gas contents require more stripper trays and/or higher reflux ratios yielding larger reboiler duties.
5. Varies with stripper overhead reflux ratios, rich solution feed temperature to stripper and reboiler temperature.
6. Maximum point heat flux can reach 20,000–25,000 Btu/hr-ft² at highest flame temperature at the inlet of a direct fired fire tube. The most satisfactory design of firetube heating elements employs a zone by zone calculation based on thermal efficiency desired and limiting the maximum tube wall temperature as required by the solution to prevent thermal degradation. The average heat flux, Q/A, is a result of these calculations.
7. Reclaimers are not used in DEA systems.
8. Reboiler temperatures are dependent on solution conc. flare/vent line back pressure and/or residual CO₂ content required. It is good practice to operate the reboiler at as low a temperature as possible.
9. Canadian and Foreign Patented DEA Process.
10. B.L. Crynes and R.N. Maddox, Oil Gas J., p. 65-67, Dec. 15 (1969). The heats of reaction vary with acid gas loading and solution concentration.
11. J.I. Lee, F.D. Otto, and A.E. Mather, Can. GPA Research Seminar, Nov. 1972. The heats of reaction vary with acid gas loading and solution concentration.

3.5 Análisis hidráulico para las redes de tuberías entre las estaciones estudiadas y el centro operativo san Joaquín

3.5.1 Verificación de la red de tubería

Se cuenta con el diámetro y longitud de la red de tubería entre las estaciones y el centro operativo San Joaquín, los cuales son presentados en la **Tabla 3.34** y en las **Figura 3.3** y **3.4** puede observarse como están dispuestas las líneas durante el trayecto desde las estaciones hasta en centro operativo.

3.5.2 Número de plantas

Con las redes definidas se procede a presentar las posibles alternativas a evaluar con respecto al número de plantas que se usarán para el endulzamiento y su ubicación en los sistemas de recolección expuestos. Las alternativas fueron las siguientes:

A. Una planta por estación

Esta opción ofrece usar una estación de endulzamiento a la salida de cada una de las cinco estaciones estudiadas.

B. Agrupando fuentes

Si se observa la **Figura 3.4** se puede apreciar que los flujos provenientes de las estaciones San Joaquín 1 y 3 convergen en un punto antes de continuar al centro operativo, lo mismo sucede con las estaciones Guarío y San Joaquín 4, de tal forma se utilizaran dos plantas de endulzamiento en esos puntos de convergencia y se dejaría la estación El Roble sin tratar ya que no posee un nivel muy elevado de gases ácidos.

C. Una planta centralizada

Esta planta estaría ubicada donde convergen todas las líneas de recolección, en las adyacencias del centro operativo.

Tabla 3.34 Líneas de tuberías en el Campo San Joaquín – Guarío – El Roble.

Identificación de la Línea	Diámetro (pulg)	Longitud (Km)
NIVEL 60 psig:		
SJED-4 hasta COSJ	36	4,9
GED-1 hasta COSJ	36	7,8
ERED-2 hasta COSJ	16	5,5
SJED-1 hasta COSJ	36	8,9
Área de Slug Catcher hasta COSJ	26	2,7
Total nivel 60 psig:		29,8
NIVEL 450 psig:		
SJED-4 hasta COSJ	36	4,9
GED-1 hasta intersección SJED-4/GED-1	12	2,9
ERED-2 hasta COSJ	16	5,5
SJED-3 hasta COSJ	20	5,0
SJED-1 hasta SJED-3	16	7,2

Total nivel 450 psig:		25,5
-----------------------	--	------

Para decidir que cual opción será más viable se tomó en cuenta los siguientes criterios.

- Tratamiento en la fuente
- Integridad física del sistema de recolección
- Existencia de servicios
- Costo de inversión
- Flexibilidad operacional del sistema de endulzamiento
- Existencia de compresión adyacente

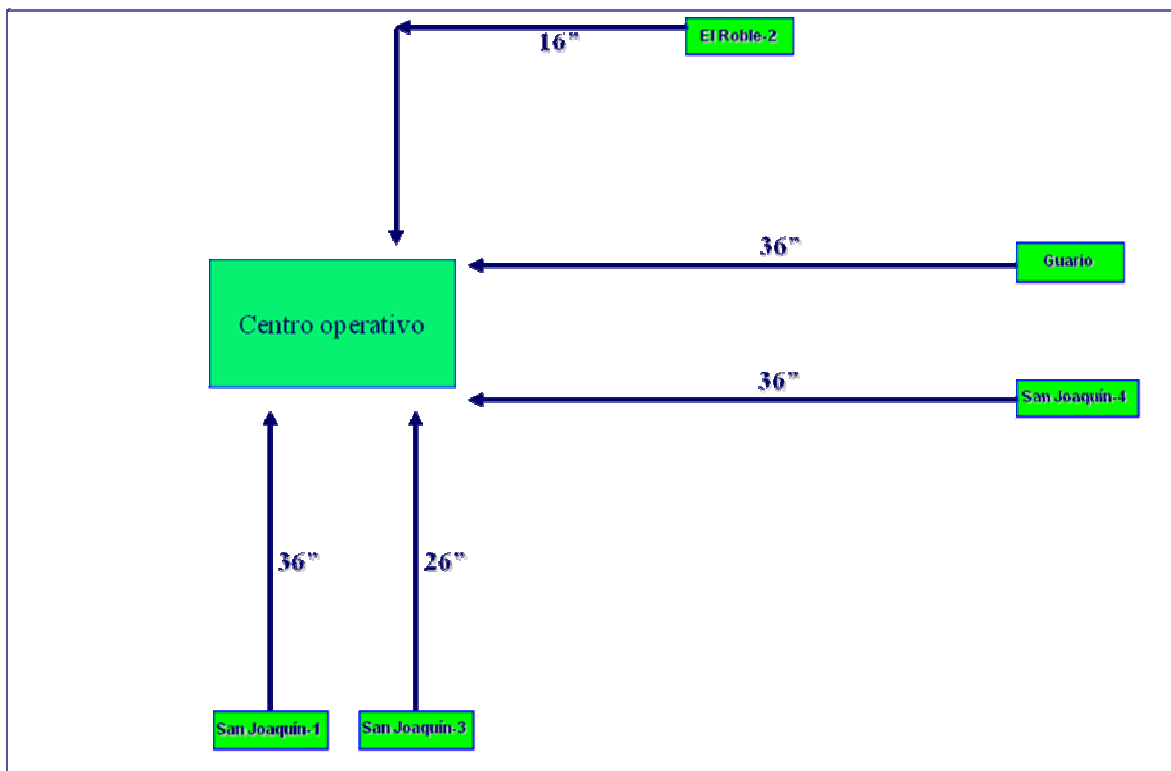


Figura 3.3 Sistema de recolección para el nivel 60 psi.

Opción A. Una planta por estación

Ventajas

- Se trata el gas en la fuente, obteniéndose mayor seguridad en cuanto a posible afectación al personal e instalaciones
- Se minimiza incorporación proceso adicional para proteger integridad de instalaciones

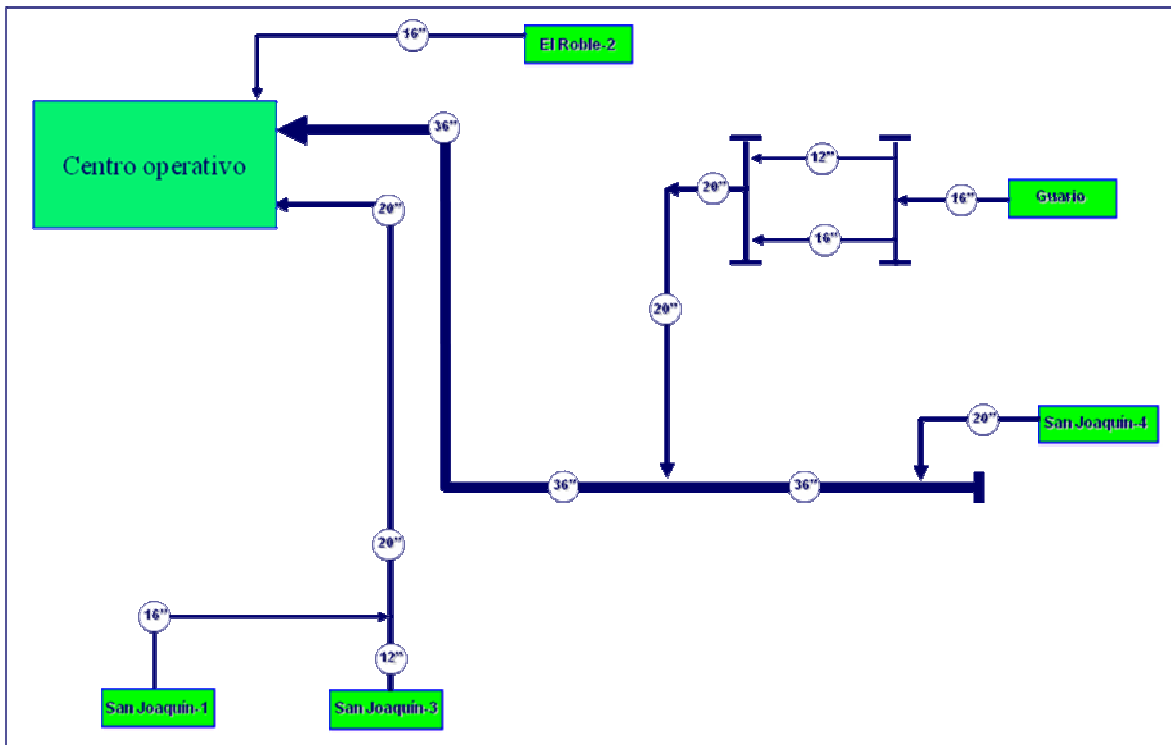


Figura 3.4 Sistema de recolección para el nivel 450 psi.

Desventajas

- Requiere facilidades de separación primaria
- Requiere altos recursos financieros para la instalación, operación y mantenimiento (mayor número de plantas)
- Inversión adicional para instalación de servicios industriales
- En caso de resultar inviable el tratamiento a baja presión, se requieren facilidades de compresión en cada estación, lo que implicaría mayor inversión y la no utilización de los trenes de compresión de COSJ para el nivel de 60 psi

Opción B. Dos plantas agrupando fuentes

Ventajas

- Requiere menor inversión total para instalación de servicios industriales que la opción para cinco plantas
- Requiere menor costo de operación y de mantenimiento que la opción de cinco plantas

- Presenta mayor flexibilidad operacional ante variaciones en la producción del campo

Desventajas

- Por presentar mayor área de exposición al riesgo de corrosión requiere incorporar sistemas de protección entre las fuentes y la planta de tratamiento a fin de minimizar posibles daños al personal, instalaciones y al medio ambiente por impacto al sistema
- Requiere facilidades de separación primaria
- En caso de resultar inviable tratamiento a baja presión, se requieren facilidades de compresión en la propia planta, lo que implicaría la no utilización de los trenes de compresión de COSJ para el nivel de 60 psi

Opción C. Una planta centralizada

Ventajas

- Disponibilidad de facilidades de separación primaria en el COSJ
- Utiliza algunas facilidades existentes en el COSJ a nivel de servicios industriales, adecuándolos en capacidad de acuerdo a los requerimientos
- Flujo de 60 psi puede comprimirse para tratarse, utilizando los trenes de compresión de COSJ
- Presenta mejor flexibilidad operacional ante variaciones en la producción por Estaciones (PDO)

Desventajas

- Por presentar mayor área de exposición al riesgo de corrosión requiere incorporar Sistemas de Protección entre las fuentes y la Planta de tratamiento a fin de minimizar posibles daños al personal, instalaciones y al medio ambiente por impacto al Sistema

De las tres opciones que se toman en cuenta, la opción de una planta ofrece mayor ventaja con respecto a las otras dos. Sin embargo, también fueron sometidas a simulación estas opciones para observar cómo se comportan con respecto a la caída de presión y el cambio de caudal en el tiempo.

Se puede notar en las consideraciones tomadas que se trata de evitar el tratamiento a la presión de 60 psi, y las razones son las siguientes:

- No se dispone información de alguna planta trabajando bajo este nivel de presión
- El proceso es ineficiente y económicamente inviable
- Se esperan pérdidas del solvente por evaporación mayores a los niveles normales en el absorbedor.
- Al trabajar a baja presión se necesita mayor circulación de amina y mayor será el tamaño de los equipos en comparación a una presión mayor de tratamiento.

Teniendo en cuenta la posible compresión del nivel de 60 psi a 450 psi se tomarán otras opciones de tratamiento para someter a simulación, entonces tomando en cuenta al sistema de 60 como referencia nos quedan los siguientes:

- Tratar cada nivel por separado
- No tratar el nivel de 60 psi
- Comprimir el nivel de 60 psi para tratar todo a 450 psi

3.5.3 Simulación del sistema de recolección

Reuniendo las opciones tomadas en la sección anterior se tendrán cinco simulaciones:

- Una planta centralizada para cada nivel
- No tratar el nivel de 60 psi
- Comprimir el nivel de 60 y tratar todo en 450 psi
- 2 plantas agrupando fuentes
- Una planta por estación

Para proceder a crear la simulación se hizo uso del programa PIPEPHASE 9.1 en el cual se introdujeron las propiedades de los fluidos, las condiciones y flujo de la corriente gaseosa, obtenidos con el programa PRO II 7.1, y se procedió a colocar la estructura y elementos de tubería en la hoja del programa, quedando como se muestra en la **Figura 3.5**.

El diagrama presentado en la **Figura 3.5** sirve para evaluar las opciones presentadas de la siguiente manera:

- Para una planta centralizada tratando cada nivel por separado se desactivan las líneas L028 y L020 tal como está en la **Figura 3.5** y las plantas de endulzamiento para los niveles de 60 y 450 psi están ubicadas en las líneas L001 y L027 respectivamente.
- Para la opción de agrupar fuentes en nivel 450 psi, las plantas estarán ubicadas en las líneas L025 y L013.
- Para la opción de una planta por estación se coloca cada planta en la línea que corresponde a la salida de cada planta.
- Para el tratamiento del nivel 450 psi en una sola planta sin tratar el nivel de 60 psi se desactivan las líneas L001 y L020 junto con el destino CO60 y se activa la línea L028, la cual cuenta con un compresor para unir todo el caudal del nivel 60 psi al nivel 450 psi, en un punto donde el último ya ha sido tratado.
- Para tratar todo a nivel de 450 psi se activa la línea L020 quedando desactivadas las líneas L001 y L028, y el destino CO60, la línea L020 cuenta con un compresor para introducir todo el caudal del nivel 60 psi al nivel 450 psi en un punto antes de la línea L027 donde se ubica la planta de endulzamiento.

Estas corridas se realizan a las condiciones actuales, además de otras seis en intervalos de tres años hasta el 2024 utilizando los datos del pronóstico de producción mostrados en el Anexo B. con el objetivo de apreciar los cambios de presión necesaria para garantizar el nivel de presión a la entrada del centro operativo, de igual manera se puede ver los cambios en composición luego del endulzamiento.

Los resultados para cada simulación son presentados en el Anexo H.

3.6 Evaluación económica para las opciones de ubicación planteadas

3.6.1 Dimensionamiento de los equipos

Para esta evaluación preliminar se necesita de un diseño que envuelve el tamaño de los equipos en términos de volumen, área de superficie, o flujo por unidad de tiempo. Los cálculos asociados a la planta de endulzamiento se presentan a continuación. Se tomó como base de cálculo la estación El Roble 450 Psi. Además todos los cálculos están basados en los datos obtenidos del análisis hidráulico para las diferentes opciones de ubicación propuestas, tomando al año 2009 como base ya que las concentraciones de gas ácido no cambian mucho en los próximos años.

3.6.1.1 Flujo de gas ácido removido

De los anexos B se puede obtener la condición del gas

CO_2 Removido = moles de gas alimentado * (fracción de CO_2 alimentado – fracción de CO_2 a la salida)

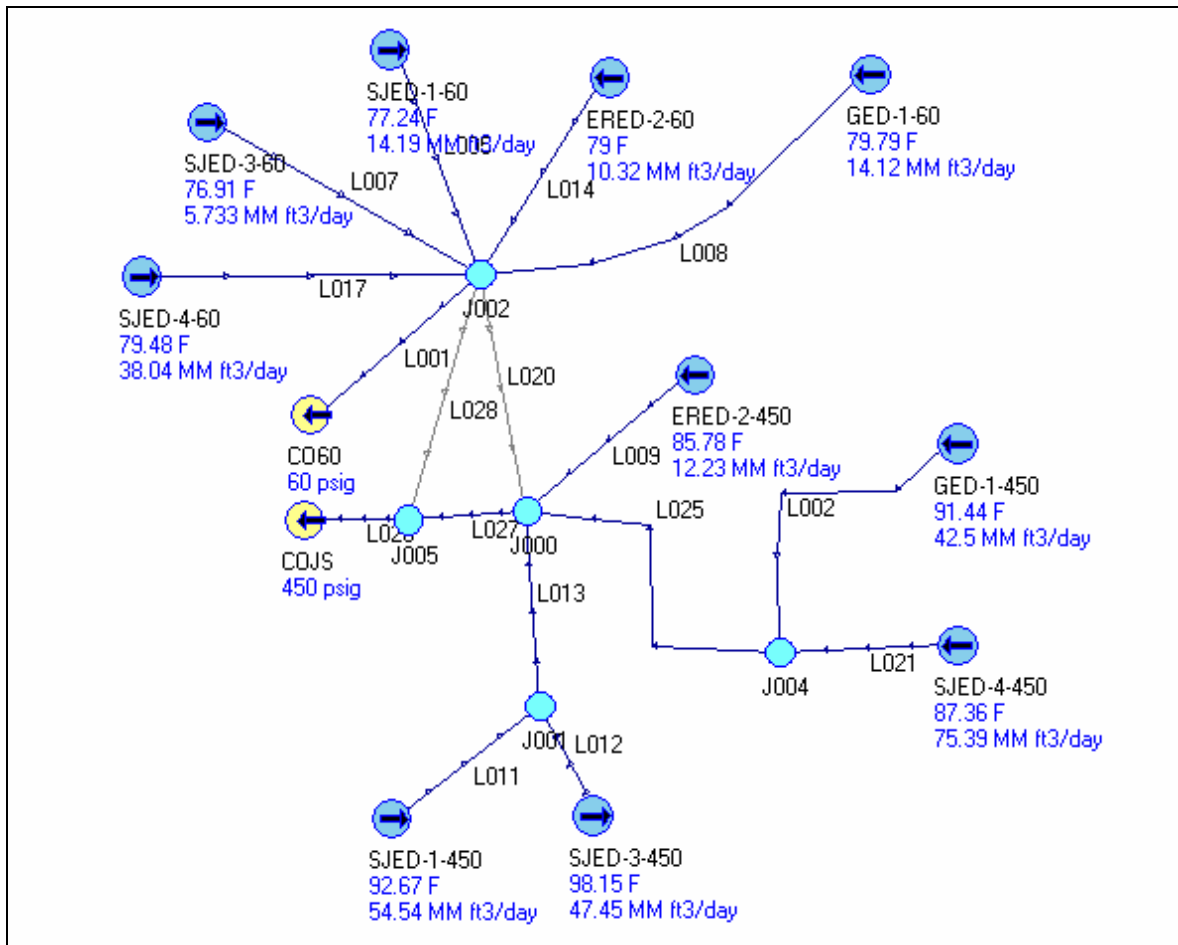


Figura 3.5 Sistema de recolección de nivel 60 y 450 representados en PIPEPHASE.

$$\text{CO}_2 \text{ Removido} = 2442,42 \text{ lbmol/hr} * (0,085596 - 0,04) = 111,3646 \text{ lbmol/hr}$$

H_2S Removido = moles de gas alimentado * (fracción de H_2S alimentado – fracción de H_2S a la salida)

$$\text{H}_2\text{S} \text{ Removido} = 2442,42 \text{ lbmol/hr} * (0.000012 - 0.000004) = 0.0195 \text{ lbmol/hr}$$

Gas ácido removido = 111,3646 + 0,0195 = 111,3841 lbmol/hr

3.6.1.2 Caudal de la solución de amina

$$Q_{sol} = \frac{G_a + V_m}{C_r} \quad (3.12)$$

Donde:

Q_{sol} : Caudal de la solución

G_a : Moles de gas ácido removidos (mol/min)

V_m : Volumen molar a 60 °F = 379,4977 pie³/lbmol

C_r : Capacidad de remoción de la amina MDEA+

$$Q_{sol} = \frac{111,3841 \frac{\text{lbmol}}{\text{hr}} * 379,4977 \frac{\text{pie}^3}{\text{lbmol}}}{3,85 \frac{\text{pie}^3}{\text{gal}} * 60 \frac{\text{min}}{\text{hr}}} = 182,9870 \frac{\text{gal}}{\text{min}}$$

3.6.1.3 Calculo del absorbedor y regenerador

El diámetro del absorbedor se calcula siguiendo las recomendaciones de GPSA [10]. Se utiliza la ecuación de Souders y Brown, que aplica para el diseño de separadores usando el 60% de valor obtenido para la velocidad.

La ecuación de Souders y Brown es:

$$V_m = K_v \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}} \quad (3.13)$$

Donde:

V_m = Máxima velocidad superficial permisible, pie/s

K_v = Una constante empírica, pie/s

ρ_l = Densidad del líquido, lb/pie³

ρ_g = Densidad del gas, lb/pie³

El valor de k se obtiene del anexo I1 = 0,3; utilizando un espaciamiento de platos de 24 pulgadas.

Se toma la densidad de la solución de amina igual a la del agua.

$$V_m = 0,3 (0,6) \sqrt{\frac{62,43 - 1,94}{1,94}} = 1,0051 \frac{\text{pie}}{\text{s}}$$

El diámetro de la torre será:

$$D_{\min} = \sqrt{\frac{2442,42 \frac{\text{lbmol}}{\text{hr}} * 21,574 \frac{\text{lb}}{\text{lbmol}} * 4}{1,94 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} * 1,0051 \frac{\text{pie}}{\text{s}} * \pi * 3600 \frac{\text{s}}{\text{hr}}}} = 3,0915 \text{ pie}$$

$$D_{\min} = 37,098 \text{ pulg}$$

Para el cálculo del regenerador se hizo uso del anexo I2

$$\text{Diametro del regenerador} = 57 \text{ pulg}$$

3.6.1.4 Requerimientos de calor

De nuevo siguiendo las recomendaciones de la GPSA, se hace uso del anexo I3, del cual se obtiene:

Rehervidor (fuego directo): 72.000*gpm. Trabajo, Btu/hr

Intercambiador amina-amina: 11,25*gpm. Area, pie²

Enfriador de amina (por aire): 10,20*gpm. Area, pie²

Condensador de reflujo: 5.20*gpm. Area, pie²

Donde gpm es el caudal de la solución de amina en galones por minutos.

Entonces:

Rehervidor (fuego directo): 13.175.070,54 Btu/hr

Intercambiador amina-amina: 2.058,60477 pie²

Enfriador de amina (por aire): 1.866,46833 pie²

Condensador de reflujo: 951,532873 pie²

3.6.2 Costo de los equipos

El costo de compra de cada equipo del proceso puede ser estimado usando información específica de cada equipo presentado en los anexos I4 a I8. En la **Tabla 3.35** se presentan los costos para la estación El Roble. El capital requerido para la inversión de capital fijo para la planta de endulzamiento puede ser estimada utilizando

el costo total de los equipos comprados utilizando el método mostrado en el anexo I9. El error probable en este método de estimación de capital fijo de inversión es de más o menos treinta por ciento. El costo de capital para la estación de descarga El Roble se presenta en la **Tabla 3.36**

Tabla 3.35 Costo de equipos para la estación ERED-2-450 psi.

Unidad	costo \$	Costo BsF
Absorbedor	60.000,00	258.000,00
Regenerador	110.000,00	473.000,00
Intercambiador de amina	11.500,00	49.450,00
Rehervidor (fuego directo)	325.000,00	1.397.500,00
Enfriador de amina (enfriado por aire)	33.596,43	144.464,65
Condensador de reflujo	12.900,00	55.470,00
Bomba principal de solución de amina	3.300,00	14.190,00
Bomba de reflujo	2.500,00	10.750,00
Total	558.796,43	2.402.824,65

El resto de las estaciones se realizó de manera similar y se presentan en los anexos I10 a I19.

Tabla 3.36 Costo de capital invertido para la estación ERED-2-450 psi.

Inversión de capital fijo estimado ERED-2-450		
Articulo	Costo \$	Costo BsF
Equipos comprados	558.796,43	2.402.824,65
Instalación de equipos comprados	262.634,32	1.129.327,58
Control e instrumentación	100.583,36	432.508,44
Tuberías (instaladas)	368.805,64	1.585.864,27
Electricidad (instalada)	61.467,61	264.310,71
Edificaciones (incluyendo servicios)	100.583,36	432.508,44
Mejora de terreno	55.879,64	240.282,46
Servicios (instalados)	391.157,50	1.681.977,25
Terreno (compra no requerida)		
Ingeniería y supervisión	184.402,82	792.932,13

Gastos de construcción	229.106,54	985.158,11
Honorarios de contratista	117.347,25	504.593,18
Contingencia	234.694,50	1.009.186,35
Inversión de capital fijo	2.665.458,97	11.461.473,57
Capital de Trabajo	480.564,93	2.066.429,20
Capital Total Invertido	3.146.023,90	13.527.902,77

CAPITULO IV

DISCUSIÓN DE RESULTADOS Y CONCLUSIONES

4.1 Revisión de concentraciones de CO_2 y H_2S

No todos los pozos fueron muestreados, algunos se estimaron de otros pozos de arena similar. La composición calculada en cada estación puede tener algunas diferencias con la cantidad real, ya que de tener una información mucho más amplia y actualizada sobre la composición cada pozo se obtendrían mejores resultados, pero aunque esta diferencia existe no es de gran magnitud por lo que no afecta mucho los cálculos y consideraciones tomadas para la selección de tecnología de endulzamiento.

4.2 Segregación de pozos por estación

De los resultados obtenidos para las presiones parciales mostradas en la **Tabla 4.1** se puede que las presiones parciales del gas ácido son de 5.1018 y 42.2274 Psia respectivamente. Según Kohl y Nielsen (1997) [8] no favorece a la absorción física ni a los sistemas de membrana debido a que la absorción física depende de la presión del gas ácido para la separación y por lo general aplican cuando la presión del gas es alta y existen cantidades apreciables de contaminantes. En cuanto al sistema de membrana la base de separación es una diferencia entre las tasas de infiltración de los componentes pero esta tasa de infiltración es determinada por la diferencia de presión parcial de los componentes gaseosos entre otras cosas. Ahora si se observa la **Figura 4.1** la presión parcial del gas ácido favorece a los procesos de amina, sales alcalinas y procesos mixtos, utilizando la misma figura para los niveles máximos de presión parcial entre el 2006 y 2024 la diferencia que existe no es muy grande pero puede notarse que entra en consideración la absorción física para las condiciones futuras de la corriente gaseosa.

4.2.1 Cantidad de azufre

Al realizar el cálculo de la cantidad de azufre en la corriente gaseosa actual (**Tabla 4.2**) queda por debajo de 5 Ton/día que sería una cantidad suficiente para considerar una planta Claus, siendo 10 Ton/día lo recomendado por la literatura

consultada para que sea rentable este tipo de planta para tratar el gas de cola que proviene de la planta de endulzamiento, pero al observar los pronósticos de producción (anexo B) los caudales de gas aumentan mucho en los próximos dos años. Si se calcula la cantidad de sulfuro de hidrogeno para esos nuevos valores de flujo se puede obtener un aumento en la cantidad de azufre pero aun no es la cantidad necesaria para que una planta Claus pueda ser viable, como puede observarse en la **Tabla 4.3**, la cual se realizó, para el año 2009, de manera similar a la **Tabla 4.2**.

Tabla 4.1 Concentraciones y presiones parciales de CO₂ y H₂S

Estaciones	Nivel 60 psi				Nivel 450 psi			
	Concentración		P. parcial (Psia)		Concentración		P.parcial (Psia)	
	%CO ₂	H ₂ S(p pm-v)	CO ₂	H ₂ S	%CO ₂	H ₂ S(p pm-v)	CO ₂	H ₂ S
ERED-02	8,38	23,931	6,9303	1,9791 E-03	6,73	3,3571	33,2933	1,6607 E-03
GED-01	9,3	10,982	8,0631	9,5214 E-04	10,19	18,639	48,1681	8,8106 E-03
SJED-01	6,85	9,9405	5,48	7,9524 E-04	8,39	22,062	39,8525	0,0105
SJED-03	1,67	0,95756	1,6032	9,1887 E-05	12,38	38,001	58,1860	0,01786
SJED-04	4,59	4,519	3,4287	3,3757 E-04	7,18	14,247	31,5920	6,2687 E-03
Total	6,158	10,0660	5,10106	8,31E- 04	8,974	19,2612 2	42,2183 8	9,02E- 03

Tabla 4.2 Calculo de H₂S en el gas de cola

Estaciones	H ₂ S en el gas de cola (Ton/dia)	
	Nivel 60 psi	Nivel 450 psi
ERED-02	0,008457	0,000048
GED-01	0,004132	0,025780
SJED-01	0,003503	0,040531
SJED-03	N/A	0,066393
SJED-04	0,000842	0,031869
Total	0,016934	0,164621

Tabla 4.3 Cantidad de H₂S por estación para el año 2009

Estaciones	H ₂ S en el gas de cola (Ton/día)	
	Nivel 60 psi	Nivel 450 psi
ERED-02	0,020989	0,007155
GED-01	0,025904	0,036147
SJED-01	0,017260	0,039774
SJED-03	0,077506	0,425943
SJED-04	0,030600	0,053670
Total	0,151270	0,555534

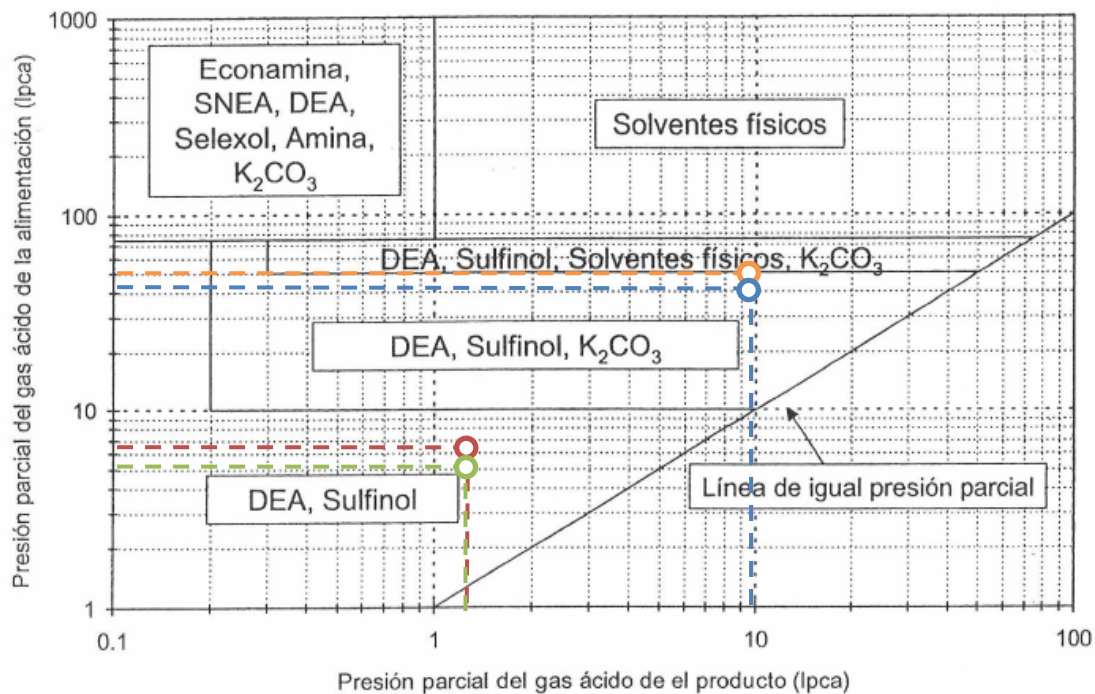


Figura 4.1 Aplicabilidad de los procesos de endulzamiento [1]

Leyenda:

- Pronóstico a niveles máximos de producción a nivel de 60 psi
- Pronóstico a niveles máximos de producción a nivel de 450 psi
- Producción actual a nivel de 60 psi
- Producción actual a nivel de 450 psi

4.3 Análisis tecnológico

4.3.1 Análisis de tecnología

Según los resultados obtenidos por la matriz de evaluación tecnológica, dos alternativas (con un puntaje mayor de 70%) son factibles técnicamente para el endulzamiento de gas en estudio.

Una de las alternativas de la matriz de evaluación es el endulzamiento con aminas. Este tipo de tratamiento es conveniente porque logran especificaciones de concentraciones de H₂S y CO₂, poseen experiencia comercial probada, presentan menores problemas ambientales y no existen pérdidas de hidrocarburos pesados por arrastre por parte del solvente. El otro proceso que resulta factible son los solventes físicos mixtos de los cuales el único que aplica para el sistema en estudio es el sulfinol-D, como proceso mixto aprovecha las ventajas de los procesos químicos y por lo tanto logra una alta remoción de H₂S y CO₂, es el proceso híbrido más usado y aplica para el sistema en estudio.

Tabla 4.4 Matriz de Evaluación Tecnológica

OPCIÓN	Peso	Endulzamiento con aminas		Solventes físicos		Sales alcalinas		Sistema de membranas		Secuestrantes de azufre		Solventes físicos mixtos	
		Puntaje	Valor pond.	Puntaje	Valor pond.	Puntaje	Valor pond.	Puntaje	Valor pond.	Puntaje	Valor pond.	Puntaje	Valor pond.
Impacto ambiental	0,229	5	1,1455	5	1,1455	5	1,1455	10	2,291	1	0,2291	5	1,1455
Especificación de CO ₂	0,188	10	1,875	10	1,875	1	0,1875	1	0,1875	1	0,1875	10	1,875
Especificación de H ₂ S	0,188	10	1,875	10	1,875	10	1,875	1	0,1875	10	1,875	10	1,875
Flexibilidad operacional	0,159	5	0,794	5	0,794	5	0,794	1	0,1588	1	0,1588	5	0,794
Aplicabilidad	0,104	10	1,042	1	0,1042	10	1,042	1	0,1042	1	0,1042	10	1,042
Arrastre	0,078	10	0,782	1	0,0782	5	0,391	1	0,0782	5	0,391	1	0,0782
Complejidad	0,028	1	0,0278	1	0,0278	1	0,0278	10	0,278	5	0,139	1	0,0278
Experiencia comercial	0,027	10	0,269	10	0,269	10	0,269	5	0,1345	10	0,269	10	0,269
Total	1	7,8103		6,1687		5,7318		3,4197		3,3536		7,1065	

El endulzamiento de gas natural con solventes físicos posee una desventaja determinante y es el arrastre de hidrocarburos pesados de la corriente de gas natural. En el caso de de secuestrantes de azufre los problemas ambientales ejercieron un peso importante al descartar estas tecnologías. Los procesos que usan tamices moleculares no permiten el manejo de volúmenes ni de las concentraciones del gas a ser tratado.

Todos estos comentarios tienen un efecto al seleccionar la tecnología por la metodología planteada en el capítulo 3 y se puede apreciar la matriz resultante de la evaluación de tecnologías en la **Tabla 4.4**.

4.3.2 Análisis del solvente

El resultado de la matriz de evaluación para el solvente (**Tabla 4.5**) fue de una sola alternativa mayor de 70% o 7 puntos, es por ello que la MDEA+ aparece como alternativa técnica factible. Este tratamiento es el más conveniente por las siguientes razones:

- Posee reposición anual baja ya que no se degrada.
- A las condiciones del proceso esta amina es eficiente en cuanto a las condiciones de H₂S y CO₂
- Menor cantidad de gas ácido en el solvente regenerado.
- Menor tendencia corrosiva, lo que lleva a menor inversión de capital por mayor uso de equipos de acero al carbono.
- Menor consumo de energía.

4.4 Simulación para análisis hidráulico

4.4.1 verificación de la red de distribución

Se tomaron datos de la distribución de las líneas entre cada estación y el centro operativo San Joaquín, incluyendo la longitud y diámetro. Observando la distribución del sistema de recolección se analizaron tres opciones con respecto al número de plantas

- Una planta por estación
- Agrupando fuentes para el nivel 450 psi
- Una planta centralizada

Tabla 4.5 Matriz de evaluación Técnica-Económica de solventes para endulzamiento

OPCIÓN	FACTOR	MEA		DEA		DGA		aMDEA		Sulfinol-D		
		Peso	Puntaje	Valor pond.	Puntaje	Valor pond.	Puntaje	Valor pond.	Puntaje	Valor pond.	Puntaje	Valor pond.
	Gas residual en solvente regenerado	0.1826	1	0.1826	1	0.1826	1	0.1826	10	1.826	10	1.826
	Corrosión	0.1742	1	0.1742	5	0.871	5	0.871	10	1.742	5	0.871
	Degradación del solvente	0.1742	1	0.1742	1	0.1742	1	0.1742	10	1.742	1	0.1742
	Aplicabilidad	0.1742	10	1.742	10	1.742	10	1.742	10	1.742	1	0.1742
	Costo	0.1245	10	1.245	10	1.245	1	0.1245	1	0.1245	1	0.1245
	Consumo de energía	0.0996	1	0.0996	1	0.0996	1	0.0996	10	0.996	10	0.996
	Reactividad	0.0913	1	0.0913	1	0.0913	10	0.913	10	0.913	10	0.913
	Tasa de recirculación	0.0788	1	0.0788	1	0.0788	10	0.788	10	0.788	10	0.788
	Total	1	3.7877	4.4845	4.8949	9,8735	5,8669					

De todas estas opciones la más aceptada resultó ser la que propone una planta centralizada ya que la proximidad al centro operativo facilita el suministro de servicios industriales y otro factor importante es que de no utilizarse el endulzamiento a nivel de 60 psi, se cuenta con la factibilidad de compresión en el centro operativo. La mayor desventaja es la integridad del sistema de recolección.

Tomando esto en cuenta al simular se agregó la posibilidad de no tratar el gas proveniente del nivel 60 o tratar todo este gas junto con el de nivel 450 psi. Luego se procedió a realizar la simulación para el sistema existente y para diferentes años hasta el 2024, de los cuales se tiene el caudal y las concentraciones de impurezas mediante el pronóstico de producción presentado en el anexo B. se tomó un intervalo de 3 años.

En los anexos H puede observarse que entre las diferentes configuraciones no existe una diferencia muy notable, aun así la que muestra una caída de presión menor es la opción de una planta por estación.

Comparando las presiones actuales se nota un incremento en la necesidad de una mayor presión en cada estación para mantener la presión de llegada al centro operativo, 60 y 450 psi, esto se debe a que los valores que se tienen en la actualidad no incluyen la planta de tratamiento, la cual tiene una caída de presión entre 15 y 20 psi aproximados,

y por esto la presión necesaria es menor. Para efectos de la simulación se tomo como caída de presión en la planta 15 psi incluyendo filtros y separadores de líquido.

Hay que tener en cuenta que la fracción del gas luego de endulzamiento mostrada en la **Tabla 4.6** puede ser distinta a la que se obtendrá en la planta, debido a que el simulador no realiza una corrida exacta de todas las variables dentro de la planta sino que se le indica el porcentaje de gas ácido a ser retirado. En cada caso estudiado todas las plantas tienen un porcentaje fijo de remoción de 80% CO₂ y 91% de H₂S del gas agrio, para visualizar posibles diferencias entre cada configuración y el aumento de caudal en el sistema de recolección.

Observando la **Tabla 4.6** se puede apreciar que la opción:

Agrupando fuentes no se mantienen en el límite de purificación de H₂S en el tiempo, cuando otras opciones mantienen un rango de uno o dos ppmv, lo mismo sucede con la concentración de CO₂.

Una planta por estación tiene una muy buena remoción por parte de CO₂. El H₂S aunque se encuentra dentro de los límites deseados, otras opciones muestran una mejor eficacia de remoción.

Una planta centralizada tratando cada nivel por separado logra una excelente disminución en las impurezas de la corriente gaseosa.

Tratar todo a nivel 450 psi muestra una buena eficacia al igual que tratar cada nivel por separado con la diferencia de utilizar solo una planta de endulzamiento.

No tratar el nivel de 60 psi en el primer año parece muy buena opción pero con el aumento en el contenido de impurezas al pasar los años del nivel 60 psi los cuales al no ser tratados hacen a esta opción ineficaz.

4.5 Evaluación económica

Se realizó una evaluación económica para las opciones de ubicación planteadas en el análisis hidráulico, de manera que la evaluación económica sirve de soporte para establecer la ubicación de la planta. Además se analizó económicamente la opción de tratar el gas a nivel de 60 psi sin comprimirlo a 450 psi y observando los anexos I18 e I19, se puede apreciar un costo elevado para el absorbedor a esta presión lo que certifica la poca factibilidad de tratar el gas a nivel de 60 psi.

De los anexos I se puede observar los resultados de cada opción:

- Una planta por estación, se observan en los anexos I10 a I14, tiene un costo total de inversión de 80.005.261,02\$
- Plantas semicentralizadas, se observan en los anexos I15 e I16, tiene un costo total de inversión de 70.589.270,8\$

Tabla 4.6 Comparación de composición en el centro operativo San Joaquín.

Reporte de COSJ								
	Componente	Mole Fraction						
		2006	2009	2012	2015	2018	2021	2024
Tratando todo en 450	CO2	0,018122	0,018081	0,018335	0,019188	0,018623	0,018148	0,017570
	H2S	0,000001	0,000002	0,000002	0,000001	0,000001	0,000001	0,000001
Sin tratar nivel de 60	CO2	0,033389	0,047969	0,049408	0,054773	0,054066	0,053645	0,054981
	H2S	0,000004	0,000009	0,000009	0,000009	0,000009	0,000009	0,000009
Centralizada N60-PSI	CO2	0,013782	0,015714	0,016532	0,018946	0,018732	0,018948	0,019004
	H2S	0,000001	0,000001	0,000001	0,000001	0,000001	0,000001	0,000001
Centralizada N450-PSI	CO2	0,021761	0,023534	0,023293	0,022941	0,021954	0,020721	0,019437
	H2S	0,000002	0,000004	0,000003	0,000003	0,000003	0,000002	0,000002
Agrupando fuentes	CO2	0,024992	0,027245	0,030744	0,032522	0,040891	0,044389	0,043216
	H2S	0,000002	0,000004	0,000004	0,000004	0,000005	0,000006	0,000006
Planta por estación	CO2	0,021774	0,023546	0,023303	0,022953	0,021960	0,020725	0,019442
	H2S	0,000002	0,000004	0,000003	0,000003	0,000003	0,000002	0,000002

- Tratando todo en 450 psi, se observa en el anexo I17 y tiene un costo de inversión de 81.497.056,23\$, pero teniendo en cuenta que esta opción ubica la planta en las cercanías del centro operativo el costo de servicios disminuye considerablemente, si se especula un poco y se toma como no requerido el costo por servicios entonces el costo de inversión sería de 71.364.207,32\$
- Plantas centralizadas tratando cada nivel por separado, se observan en los anexos I18 e I19, tiene un costo total de inversión de 98.828.578,69\$

La opción de plantas semicentralizada ofrece el mejor costo comparada con las demás opciones, sin embargo no ofrece la seguridad de mantener la calidad del gas a largo plazo. Además aunque el análisis de costo no lo muestre esta opción implica un tratamiento a parte del nivel de 60 psi, ya sea a su mismo nivel o comprimiendo a 450 psi, ahora se sabe que no es recomendable tratar a nivel de 60 psi y aunque se trate el

gas a 450 psi cercano al centro operativo agregaría un costo adicional (**Tabla 4.7**) al calculado dando como resultado un aumento en el costo estimado anteriormente para el uso de plantas centralizadas.

La opción de una planta por estación tiene un costo ligeramente inferior a que si se usara una planta para tratar todo el gas en nivel 450, pero si tomamos en cuenta la reducción de costo en servicios en esta última por estar cercana al centro operativo el cual ya posee estos servicios, la ventaja de una planta por estación disminuye bastante. Sumado a esto al igual que para plantas centralizadas la opción de una planta por estación debe incluir un costo adicional por tratamiento del nivel de 60 psi.

Tabla 4.7 Costo de capital invertido para tratamiento del nivel de 60 psi comprimiendo a 450 psi sin incluir costos de servicios.

Inversión de capital fijo estimado 60 psi		
Artículo	Costo \$	Costo BsF
Equipos comprados	2.778.729,39	11.948.536,36
Instalación de equipos comprados	1.306.002,81	5.615.812,09
Control e instrumentación	500.171,29	2.150.736,54
Tuberías (instaladas)	1.833.961,39	7.886.034,00
Electricidad (instalada)	305.660,23	1.314.339,00
Edificaciones (incluyendo servicios)	500.171,29	2.150.736,54
Mejora de terreno	277.872,94	1.194.853,64
Servicios (no requerido)		0,00
Terreno (compra no requerida)		0,00
Ingeniería y supervisión	916.980,70	3.943.017,00
Gastos de construcción	1.139.279,05	4.898.899,91
Honorarios de contratista	583.533,17	2.509.192,64
Contingencia	1.167.066,34	5.018.385,27
Inversión de capital fijo	11.309.428,60	48.630.542,98
		0,00
Capital de Trabajo	2.389.707,27	10.275.741,27
Capital Total Invertido	13.699.135,87	58.906.284,24

CONCLUSIONES

1. La estación de descarga San Joaquín 3 es la más afectada por los contaminantes ácidos.
2. No resulta rentable una planta recuperadora de azufre tipo Claus, aun con el incremento de concentración de los gases ácidos.
3. Según la evaluación técnica de tecnología y el solvente, resulta factible la implementación de una planta de aminas usando como solvente MDEA+
4. Existe menor riesgo a la red de distribución que va de las estaciones San Joaquín, Guarío, El Roble al centro operativo al tratar el gas a la salida de cada estación
5. El nivel de 60 psi no puede ser tratado a esa presión debido a la gran inversión de capital y mantenimiento que representa. Al trabajar a baja presión se necesita mayor circulación de amina y mayor será el tamaño de los equipos en comparación a una presión mayor de tratamiento.
6. La ubicación para la planta aceptada fue una planta centralizada tratando todo el gas a nivel 450 psi, por ser la propuesta que menor costo inicial representa y ya cuenta con los servicios necesarios incluyendo la compresión de 60 a 450 psi.

RECOMENDACIONES

1. Realizar un estudio de tratamiento de gas de cola para conocer si debe ser sometido a un tratamiento de recuperación de azufre como oxidación directa o incinerado para obtener dióxido de sulfuro.
2. Evaluar opciones de disposición de CO₂, almacenamiento y uso comercial.
3. De ser posible obtener información de los licenciantes sobre el solvente, volver a calcular los costos para un dimensionamiento más exacto de la planta.

BIBLIOGRAFIA

1. Martínez M. **“Endulzamiento del Gas Natural”**, Ingenieros Consultores F.R.L, sexta edición Maracaibo-Venezuela. (2001)
2. **“GAS NATURAL. COMPOSICIÓN Y USOS”**, PDVSA, Biblioteca Nacional, Ediciones divulgativas.
3. Pérez R. y Martínez M. **“Ingeniería de Gas Natural Característica y Comportamiento de los Hidrocarburos”**, Ingenieros Consultores, S.R.L., Maracaibo, Venezuela. (1994)
4. CIED, **“Flujo Multifásico en Tuberías”**, Centro Internacional de Educación y Desarrollo. (1992)
5. Manual de Procedimientos **“Selección de Tecnologías”**. PDVSA. (2001)
6. Campbell M. **“Volumen 4 Gas and Liquid Sweetening”**. Campbell Petroleum Series. (1982)
7. Wikipedia.com **“Plantas de procesamiento del gas natural”** Wikimedia Foundation, Inc. (2009)
8. Arthur I. Kohl y Richard B. Nielsen **“Gas Purification”**, Houston, Texas. Gulf Publishing Company. (1997)
9. Simulation Science **“Piphephase User’s Manual”**. México
10. GPSA. **“Engineering Data Book”** Gas Processors Association. (1998)
11. Chang **“Química”** McGraw Hill. Sexta Edición.

12. Max S. Peters y Klaus D. Timmerhaus **“Plant design and economics for chemical engineers”** McGraw-Hill. Cuarta Edición. (1991)

**METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y
ASCENSO:**

TÍTULO	Evaluación de tecnologías de endulzamiento de gas natural proveniente de los campos San Joaquín, Guarío, El Roble del Área Mayor de Anaco
SUBTÍTULO	

AUTOR (ES):

APELLIDOS Y NOMBRES	CÓDIGO CULAC / E MAIL
José Gregorio Rojas Moya	CVLAC: 15.035.179 E MAIL: rojasjg@gmail.com

PALÁBRAS O FRASES CLAVES:

Endulzamiento

Gas

Tecnologías

Corrosión

H₂S

CO₂

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ÀREA	SUBÀREA
Escuela de ingeniería	Ingeniería Química

RESUMEN (ABSTRACT):

En este trabajo se evaluaron diferentes tecnologías de endulzamiento de gas que permitan remover simultáneamente H₂S y CO₂ para el sistema de transmisión de 60 y 450 psig y satisfacer las especificaciones de gas a ventas. Para ello se recopilaron y analizaron los datos de muestreo más recientes del área y así identificar el grupo de pozos y estaciones más críticos en relación a los contenidos de H₂S y CO₂, eventualmente, realizar una segregación a nivel de estaciones para conocer la composición del flujo multifásico a la salida de cada estación. Se realizó un análisis y selección de tecnologías disponibles mediante una matriz de evaluación que contiene prioridades o criterios de selección a los cuales se le asigna un peso o puntaje según la importancia de los mismos en el proyecto, después de seleccionar la tecnología se realizó un análisis hidráulico para determinar la caída de presión causada por la planta de tratamiento según su ubicación. Para finalizar se selecciona la opción técnica y económica más viable para la remoción de CO₂ y H₂S del Gas Natural, es decir la combinación de la mejor tecnología y la mejor ubicación analizadas.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

CONTRIBUIDORES:

APELLIDOS Y NOMBRES	ROL / CÓDIGO CVLAC / E_MAIL				
Fidelina Moncada	ROL	CA	AS X	TU	JU
	CVLAC:	13.366.691			
	E_MAIL	fidelinam@gmail.com			
	E_MAIL				
Victor Mendoza	ROL	CA	AS	TU X	JU
	CVLAC:	12.819.846			
	E_MAIL	Mendezavz@gmail.com			
	E_MAIL				
Hernan Raven	ROL	CA	AS	TU	JU X
	CVLAC:	4.136.007			
	E_MAIL	Hraven1@yahoo.com			
	E_MAIL				
Raul Miranda	ROL	CA	AS	TU	JU X
	CVLAC:	14.212.097			
	E_MAIL	rmiranda.udo@gmail.com			
	E_MAIL				

FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:

2010	4	16
AÑO	MES	DÍA

LENGUAJE. SPA

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ARCHIVO (S):

NOMBRE DE ARCHIVO	TIPO MIME
TESIS. Selección de planta de endulzamiento.doc	Application/msword

CARACTERES EN LOS NOMBRES DE LOS ARCHIVOS: A B C D E F G H I J K L
M N O P Q R S T U V W X Y Z. a b c d e f g h i j k l m n o p q r s t u v w x y z. 0 1 2 3
4 5 6 7 8 9.

ALCANCE

ESPACIAL: Dpto PGA PDVSA GAS Anaco (OPCIONAL)

TEMPORAL: un año y cuatro meses (OPCIONAL)

TÍTULO O GRADO ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Ingeniero Químico

NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Pregrado

ÁREA DE ESTUDIO:

Departamento de ingeniería Química

INSTITUCIÓN:

Universidad de Oriente, Núcleo Anzoátegui

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

DERECHOS

De acuerdo al artículo 41 del reglamento de trabajos de grado: “los trabajos de grado son exclusiva propiedad de la universidad de oriente y sólo podrán ser utilizados a otros fines con el consentimiento del consejo de núcleo respectivo, el cual participará al consejo universitario”.

José Gregorio Rojas Moya
AUTOR

Fidelina Moncada (M Sc)
TUTOR

Hernan Raven
JURADO

Raul Miranda
JURADO

Yraima Salas
POR LA SUBCOMISION DE TESIS