

**Análisis técnico financiero para la remoción de H₂S en la corriente de gas de entrada a la
planta de tratamiento de Gas DINA**

Diego Felipe Rodríguez Osorio

Néstor Mauricio Triviño Álvarez

Trabajo De Grado Presentado Para Optar Al Título De Especialista En Ingeniería De Gas

Director

Cesar Andrés Bertel Tijana

Especialista En Ingeniería De Gas

Universidad Industrial De Santander

Facultad de Ingenierías Físicoquímicas

Escuela de Ingeniería de Petróleos

Especialización en Ingeniería de Gas

Bogotá D.C.

2019

Dedicatoria

A Dios y a la Virgen por iluminarme para sacar adelante este nuevo logro. A Vanessa, mi esposa y a mis hijos Helena y David que me apoyaron para poder realizar la especiación sacrificando fines de semana. A mis Padres Ismael y Elvira que me siguen apoyando.

Néstor Mauricio.

A Dios y a la Virgen por permitir que se diera el momento apropiado para tomar la decisión de iniciar y culminar la especialización. A mi esposa Yina Marcela, quien ha sido un apoyo incondicional desde que la conocí y lo mismo ha sido para concluir este nuevo logro. A mis hijos Daniel Felipe, Luis Alejandro y Laura Valeria quienes son mi mayor inspiración para sacar adelante todas las metas propuestas. A mis padres David y Nelcy quienes me brinda un gran apoyo moral y espiritual encomendando resultados positivos en mi vida.

Diego Felipe.

Agradecimientos

A Dios y la virgen por haber estado conmigo siempre y permitirme llegar a la meta en esta especialización.

A nuestro Director de monografía Cesar Andres Bertel quien nos brindó asesoría, información y tiempo suficiente para dar por terminado el trabajo de grado.

A los Jefes Julio Mario Rueda, Lyda Pérez y Rubén Darío Ceballos, quienes nos apoyaron brindándonos el tiempo en horario laboral requerido para asistencia a clases.

A nuestros compañeros de trabajo quienes nos respaldaron en algunas actividades laborales que se tuvieron que realizar en nuestra ausencia.

Contenido

	Pág.
Introducción	17
1. Generalidades.....	19
1.1 Sistema de recolección del gas tratado en la planta de tratamiento de gas dina (ptgd).	19
1.1.1 Campo Dina Cretáceos.	20
1.1.2 Campo Dina Terciarios.	20
1.1.3 Campo Dina Norte.	20
1.1.4 Campo Balcón.....	21
1.1.5 Campo Tempranillo.	21
1.1.6 Campo Tempranillo Norte.	22
1.1.7 Campo Tenay.	22
1.2 Calidad Del Gas De Los Diferentes Campos.....	22
1.3 Caracterización termodinámica de la corriente de gas de entrada a la planta de tratamiento de gas DINA.	26
1.3.1 Esquema de simulación recolección de gases para planta de gas.	26
1.3.2 Caracterización termodinámica.	27
1.4 Descripción general de los procesos de la Planta de Tratamiento de Gas Dina.	29
1.4.1 Separador de gas de Entrada.	31
1.4.2 Sistema de Compresión.....	32

1.4.3 Remoción de CO ₂ y H ₂ S con Metildietanolamina (MDEA).....	33
1.4.4 Unidad de Control de Punto de Rocío de Hidrocarburo.	34
1.4.5 Sistema de Refrigeración con Propano.	37
1.4.6 Columna Deetanizadora.....	37
1.4.7 Columna Estabilizadora.	38
1.4.8 Unidad de Regeneración de Glicol.	39
1.4.9 Unidad de Medio de Calentamiento.	40
1.4.10 Sistemas Auxiliares y de Servicios.....	41
2. Tecnologías de remoción de H ₂ S aplicables en la planta de tratamiento de gas DINA.	42
2.1 Inyección de Secuestrante Químico.....	46
2.2 Adsorción química en lechos no regenerativos.	47
2.3 Absorción Con Amina	50
3. Descripción de las alternativas aplicables para la remoción de H ₂ S del gas planta de tratamiento de gas DINA	53
3.1 Inyección de secuestrante químico	54
3.2 Adsorción química con lechos no regenerativos	57
3.3 Adecuación De La Planta Para Remoción De H ₂ S Con Aminas	58
4. Análisis financiero de cada alternativa.	60
4.1 Costos Asociados A La Inyección De Secuestrante Químico.	60
4.1.1 Esquema.....	60
4.1.2 Premisas de Diseño.....	61
4.1.3 Costos de inversión (Capex).	62
4.1.4 Costos Anuales de Operación (Opex).....	63

4.2 Costos Asociados A La Adsorción Química Con Lechos No Regenerativos.	63
4.2.1 Esquema.	63
4.2.2 Premisas de Diseño	63
4.2.3 Costos de inversión (Capex).	64
4.2.4 Costos Anuales de Operación (Opex).	65
4.2 Costos asociados a la adecuación de la planta para remoción de H ₂ S con aminas.	66
4.2.1 Esquema.	66
4.2.2 Premisas de Diseño	66
4.2.3 Costos de inversión (Capex).	67
4.2.4 Costos Anuales de Operación (Opex).	67
5. Matriz de evaluación de alternativas técnico financiera	68
5.1 Calificación de los factores de evaluación.	68
5.2 Criterios De Evaluación De Alternativas.	69
5.2.1 Costos de inversión (Capex).	70
5.2.2 Costos anuales de operación (Opex).	70
5.2.3 Riesgo HSE	71
5.2.4 Disposición de residuos.	72
5.2.5 Consumo de Energía.	73
5.2.6 Complejidad de la operación.	74
5.2.7 Mantenibilidad.	75
5.3 Resultados De La Matriz De Evaluacion De Alternativas Tecnico Financiera.	75
6. Conclusiones	77
7. Recomendaciones	78

Referencias Bibliográficas	80
----------------------------------	----

Lista de Figuras

	Pág.
Figura 1. Sistema de Recolección de Gas de envío a PTGD	19
Figura 2. Composición de gas Campo Dina Cretáceos.....	23
Figura 3. Composición de gas Campo Dina Terciarios.	23
Figura 4. Composición de gas Campo Dina Norte.	24
Figura 5. Composición de gas Campo Balcón.....	24
Figura 6. Composición de gas Campo Tempranillo.	24
Figura 7. Composición de gas Campo Tempranillo Norte.	25
Figura 8. Composición de gas Campo Tenay	25
Figura 9. Simulación del proceso de corrientes de entra a PTGD.	27
Figura 10. Envolvente de fases del gas que entra a la Planta de gas Dina.....	28
Figura 11. Envolvente de fases con curva formación de hidratos y curvas de calidad.....	29
Figura 12. Diagrama de bloques Planta de Tratamiento de Gas Dina.	30
Figura 13. Diagrama de procesos Planta de Tratamiento de Gas Dina.	31
Figura 14. Separador de gas de entrada	32
Figura 15. Compresores de gas	33
Figura 16. Sistema de endulzamiento	34
Figura 17. Unidad de control de punto de rocío de hidrocarburo	36
Figura 18. Sistema de refrigeración con propano.	37

Figura 19. Columna Deetanizadora.	38
Figura 20. Sistema de estabilización de condensados	39
Figura 21. Calentador de aceite térmico (Heat médium).....	40
Figura 22. Regiones de corrosión debido a presencia de H ₂ S	43
Figura 23. Guía para la selección de proceso se endulzamiento de gas	45
Figura 24. Sistema de Sulfatreat	49
Figura 25. Planta de aminas	51
Figura 26. Esquema del sistema de inyección de secuestrante	54
Figura 27. Esquema del sistema de endulzamiento por adsorción química	57
Figura 28. Esquema de la planta para remoción de H ₂ S con aminas.....	58

Lista de Tablas

	Pág.
Tabla 1. Concentración de H ₂ S en cada una de las corrientes.	25
Tabla 2. Resumen de las variables de operación.	26
Tabla 3. Variables termodinámicas del gas que entra a la Planta de gas Dina	28
Tabla 4. Cálculo de dosificación de secuestrante de H ₂ S	55
Tabla 5. Cálculo de dosificación por batería	61
Tabla 6. Costos de inversión - Capex para inyección de secuestrante químico	62
Tabla 7. Costos anuales de operación (Opex) para inyección de secuestrante químico.....	63
Tabla 8. Costos Capex para adsorción química con lechos no regenerativos	64
Tabla 9. Costos anuales de operación (Opex) para adsorción química con lechos no regenerativos	65
Tabla 10. Costos de capital (Capex) para el cambio de compresores.....	67
Tabla 11. Costos anuales de operación (Opex) para el cambio de compresores	68
Tabla 12. Calificación para cada uno de los criterios a evaluar.....	69
Tabla 13. Criterios de evaluación y ponderación.....	69
Tabla 14. Comparación de costos de capital (Capex).....	70
Tabla 15. Costos anuales de operación (Opex) de cada una de las alternativas	70
Tabla 16. Calificación para cada una de las alternativas de acuerdo al riesgo HSE.....	71

Tabla 17. Calificación para cada una de las alternativas de acuerdo a la disposición de residuos	72
Tabla 18. Calificación para cada una de las alternativas de acuerdo al consumo de energía	73
Tabla 19. Calificación para cada una de las alternativas de acuerdo a la complejidad de la operación.....	74
Tabla 20. Calificación para cada una de las alternativas de acuerdo a la mantenibilidad	75
Tabla 21. Matriz de evaluación de alternativas técnico financieras	75

Resumen

Título: Análisis técnico financiero para la remoción de H₂S en la corriente de gas de entrada a la planta de tratamiento de gas DINA.

Autores: Diego Felipe Rodriguez Osorio
Nestor Mauricio Triviño Alvarez

Palabras Clave: Endulzamiento, sulfuro de hidrógeno, planta de gas Dina, adsorción, absorción, secuestrantes de H₂S, lechos no regenerativos.

Descripción:

La planta de tratamiento de gas Dina fue construida en el año 2010 con el objetivo de aprovechar el gas asociado producido por los campos del área Huila con la finalidad de tener gas a condiciones RUT para autogeneración eléctrica, venta de excedentes y obtención de productos blancos (GLP y gasolina natural). El diseño original no contempló procesos para remoción de H₂S de la corriente de gas, ya que no se había identificado este contaminante.

Debido a diferentes cambios en las corrientes de entrada, en los últimos años se observó presencia de H₂S en concentraciones de entre 80 y 120 ppm, con picos de hasta 600 ppm, lo que generó la necesidad de instalar facilidades para la remoción de dicho contaminante.

El objetivo de esta investigación fue evaluar diferentes tecnologías de endulzamiento de gas y escoger la más factible tanto técnica como económicamente por medio de una matriz de evaluación de alternativas. Las tecnologías evaluadas fueron: inyección de secuestrante químico, adsorción química en lechos sólidos no regenerativos y absorción química con amina.

Los resultados de la Matriz de evaluación de alternativas dieron como la mejor opción para el endulzamiento la inyección de secuestrante químico aplicada en las tres principales fuentes de gas que se direccionan a la planta de gas Dina.

Trabajo de Grado

Facultad de Fisico-Mecánica. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Director Manuel Enrique Cabarcas Simancas, Magister en Ingeniería Química

Abstract

Title: Technical financial analysis for the removal of H₂S in the inlet gas stream to the DINA gas treatment plant.

Authors: Diego Felipe Rodriguez Osorio
Nestor Mauricio Triviño Alvarez

Key words: Sweetening, hydrogen sulfide, Dina gas plant, adsorption, absorption, H₂S sequestrants, non-regenerative beds.

Description:

The Dina gas treatment plant was built in 2010 with the objective of taking advantage of the associated gas produced by the fields of the Huila area in order to have gas at RUT conditions for electric self-generation, sale of excess and obtaining of white products (LPG and natural gasoline). The original design did not contemplate processes for removal of H₂S from the gas stream, since this contaminant had not been identified.

Due to different changes in the inlet currents, in recent years presence of H₂S was observed in concentrations between 80 and 120 ppm, with peaks of up to 600 ppm, which generated the need to install facilities for the removal of that contaminant.

The objective of this research was to evaluate different technologies of gas sweetening and choose the most feasible both technically and economically through a matrix of evaluation of alternatives. The technologies evaluated were: injection of chemical sequestrant, chemical adsorption in non-regenerative solid beds and chemical absorption with amine.

The results of the Alternatives Evaluation Matrix gave as the best option for sweetening the chemical scavenger injection applied in the three main sources of gas that are sending to the Dina gas plant.

Degree work

Faculty of Physics-Mechanics. School of Petroleum Engineering. Director Manuel Enrique Cabarcas Simancas, Master in Chemical Engineering

Introducción

Debido al incremento de producción de gas asociado en los campos del Huila en los años 2007 al 2009, con volúmenes por encima de 12 MPCND, se decidió la construcción de la planta de gas con una capacidad de 10 MPCND, con el objetivo de entregar gas a condiciones RUT para venta y autogeneración eléctrica, y como subproductos, la producción de GLP y gasolina natural. Para el diseño de la planta se tuvieron en cuenta las cromatografías del gas de los campos que en su momento podían direccionarse a la planta, en estos análisis no se reportó concentración de H₂S, por lo que no se contempló facilidad para su tratamiento.

Actualmente el Gas el gas asociado presenta un contenido de H₂S significativo llegando a promedios de 80 – 120 ppm de H₂S, y en ocasiones con picos que superan las 600 ppm, siendo ésta una condición diferente a la establecida en el diseño de la metalurgia, del proceso y de las vasijas de tratamiento de gas con las que cuenta la planta en estos momentos.

Adicionalmente la presencia de H₂S representa un riesgo significativo para las personas, que podría acarrear hasta la muerte y lesiones graves al personal expuesto, siendo éste un riesgo ocupacional que debe ser mitigado y asegurado para evitar accidentes e incidentes de seguridad industrial, en caso de que se presente un escape de producto. Como medida de prevención se instaló un sistema de inyección de secuestrante de H₂S provisional en la línea que direcciona el gas hacia la planta de tratamiento de gas Dina.

En este documento se presenta un análisis técnico financiero que permite recomendar la mejor opción para remover el contenido de H₂S presente en la corriente de gas de entrada a La planta de Tratamiento de Gas Dina.

El primer capítulo contiene una descripción general del proceso de la planta de tratamiento de gas Dina (PTGD) y una caracterización de termodinámica de la corriente de gas de entrada.

En el segundo capítulo se listaron las diferentes tecnologías existentes para la remoción de H₂S del gas natural y se seleccionaron las tres alternativas que pueden ser aplicables a las condiciones de operación de la planta.

En el tercer capítulo se presenta descripción y aplicabilidad en la planta de gas de cada una de las alternativas seleccionadas.

En el cuarto capítulo se presenta el análisis financiero, evaluando tanto los costos de capital (Capex) como los costos de operación y mantenimiento (Opex) de cada una de las alternativas seleccionadas.

En el quinto capítulo se presentan los criterios para la evaluación de alternativas, su desarrollo y finalmente los resultados de la Matriz de evaluación de alternativas para la selección de la tecnología que más aplique desde el punto de vista técnico y financiero, teniendo en cuenta los criterios económicos, técnicos y de HSE.

1. Generalidades.

1.1 Sistema de recolección del gas tratado en la planta de tratamiento de gas dina (ptgd).

Los campos de producción del área Huila en su mayoría se encuentran interconectados por medio de una red de líneas de gas que facilitan su utilización, no solo como consumo interno en cada una de sus baterías sino que también tiene la opción de direccionarlos a la planta, donde se realiza tratamiento para la obtención de gas en especificaciones de venta (usado para consumo en autogeneración eléctrica o para entregar al gaseoducto en caso de tener disponibilidad), y como un subproducto del tratamiento del gas se obtienen productos blancos como los son el nafta y el GLP, los cuales son vendidos y agregan valor a la compañía.

Los campos que actualmente envían el gas a la planta de tratamiento de gas Dina son, Dina Cretáceos, Dina Terciarios, Dina Norte, Balcón, Tempranillo, Tempranillo Norte y Tenay –Tenax, los cuales se encuentran interconectados como se muestra en el esquema de la figura N°1.

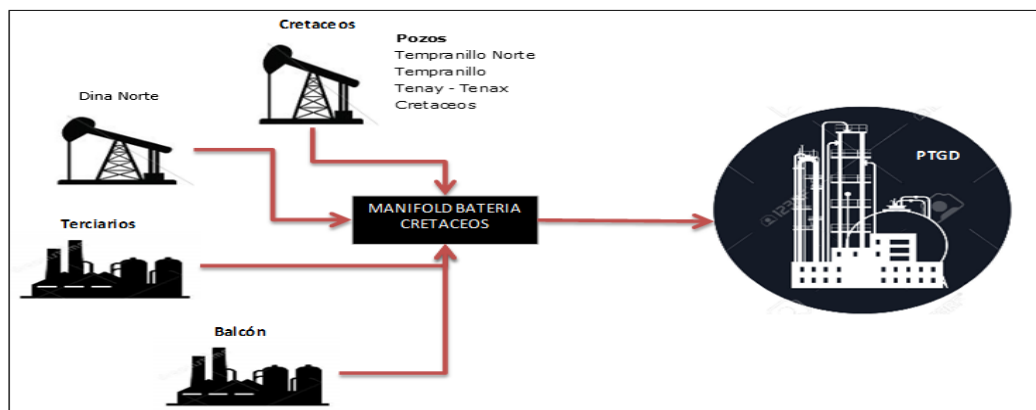


Figura 1. Sistema de Recolección de Gas de envío a PTGD

1.1.1 Campo Dina Cretáceos. El gas producido en el campo Dina cretáceo es proveniente de 16 pozos productores con gas asociado, los cuales suman en promedio 0.230 MMSCFD. El gas es separado en un separador bifásico y seguidamente mezclado con el gas de otros campos para ser enviado a PTGD a una presión de 40 psi. El gas de este campo es rico, con un contenido de metano inferior al 80% y un buen contenido de propano el cual lo hace favorable para la generación de productos blancos; este gas presenta un contenido de CO₂ relativamente bajo pero superior a los requerimientos de condiciones RUT por lo cual debe ser endulzado.

1.1.2 Campo Dina Terciarios. El gas producido en el campo Dina Terciarios es proveniente de 113 pozos productores activos con gas asociado, con una producción promedio de 1.226 MSCFD el cual es separado en 3 separadores bifásicos disponibles en la batería Dina Terciarios, en promedio 1.09 MMSCFD del gas separado es enviado al sistema de compresión para su transferencia a la PTGD y el restante es usado como consumo interno.

1.1.3 Campo Dina Norte. El gas producido en el campo Dina Norte es proveniente de 20 pozos productores activos con gas asociado, el cual es direccionado junto con el fluido de producción a la batería Dina Cretáceos, en donde el gas separado en un separador bifásico independiente para el campo. Una vez medido el gas es mezclado con el gas de otros campos para ser direccionado a la PTG DINA.

El caudal de gas producido en el campo Dina Norte es en promedio 0.41 MMSCFD con un contenido de metano superior al 95% molar, por lo cual se clasifica como un gas pobre, adicionalmente su poder calorífico y contenido de CO₂ se encuentran dentro de especificaciones RUT.

1.1.4 Campo Balcón. El gas producido en el Campo Balcón es proveniente de 6 pozos productores activos con gas asociado, el cual es recibido en la batería Balcón en dos separadores bifásicos de producción general, allí el gas separado y enviado a un scrubber donde se retiran el condensado y parte de la humedad del gas, luego es medido y direccionado al compresor para la transferencia a la batería Cretáceos para finalmente llevarlo a la PTG DINA.

El caudal de gas producido en el campo Balcón es en promedio 0.450 MMSCFD, con un consumo interno en batería superior al 66% lo cual deja una disponibilidad de transferencia a la PTGD de solo 0.150 MMSCFD en promedio.

El gas del campo Balcón es considerado rico ya que tiene un contenido de metano bajo, 54.7% en volumen y un contenido de propano y butano es relativamente alto, condición favorable para la generación de productos blancos en la planta de gas; el contenido de CO₂ es relativamente bajo pero aun así requiere ser pasado por el proceso de endulzamiento para dejarlo en condiciones RUT.

1.1.5 Campo Tempranillo. El gas producido en el Campo Tempranillo es proveniente de 1 solo pozo productor activo con gas asociado, el cual es recibido en la batería Dina Cretáceos en un separador bifásico de producción general, allí el gas es separado y medido en un medidor porta platinas, seguidamente este gas es mezclado con las corrientes de otros campos para ser direccionado a la PTGD.

El caudal de gas producido en el campo Tempranillo es en promedio 0.66 MMSCFD actualmente, los resultados de la calidad del gas nos indica que el gas del campo Tempranillo es rico, donde su contenido de metano es bajo, 68% en volumen. El contenido de propano y butano es alto y buen contenido de componentes pesados.

1.1.6 Campo Tempranillo Norte. El gas producido en el Campo Tempranillo Norte es proveniente de 1 solo pozo productor activo con gas asociado, el cual es recibido en la batería Dina Cretáceos en un separador bifásico de producción general, allí el gas separado y medido en un medidor porta platinas, seguidamente este gas es mezclado con las corrientes de otros campos para ser direccionado a la PTGD.

El caudal de gas producido en el campo Tempranillo Norte es en promedio 0.25 MMSCFD actualmente, este gas es rico, con un contenido de metano de 62.2% en volumen. El contenido de propano y butano es alto y buen contenido de componentes pesados.

1.1.7 Campo Tenay. El gas producido en el Campo Tenay es proveniente de 6 pozos productores activos con gas asociado, el cual es recibido en la batería Dina Cretáceos en un separador Trifásico de producción general, allí el gas separado , medido y seguidamente mezclado con las corrientes de otros campos para ser direccionado a la PTGD.

El caudal de gas producido en el campo Tenay es en promedio 0.71 MMSCFD actualmente. Este gas es rico, con un contenido de metano de 65.3% en volumen. El contenido de propano y butano es alto.

1.2 Calidad Del Gas De Los Diferentes Campos.

Para conocer la calidad del gas producido en los diferentes campos del Huila que realizan el direccionamiento del gas a la Planta de Tratamiento de Gas Dina PTGD, se recolectó una muestra de gas aguas arriba de cada uno de los sistemas de separación de las estaciones de tratamiento de

crudo, para obtener la cromatografía del gas de cada campo y mediante el método colorimétrico se obtuvo la concentración de H₂S.

En las figuras 2, 3, 4, 5, 6, 7 y 8 se muestran imágenes con el resultado de cada una de las cromatografías analizadas y en la Tabla N°1 se registran los resultados de concentración de H₂S.

Compound	RT	Area	Vol%	Mole %	Sp.Gr.	Gross BTU/CF	Net BTU/CF
CARBON DIOXIDE	2.141	11496.4	4.440	4.437	0.067	0.000	0.000
METHANE	4.153	10706.0	73.366	73.046	0.405	739.624	665.661
ETHANE	4.210	1451.5	4.793	4.804	0.050	85.224	77.967
PROPANE	4.324	3404.5	7.702	7.794	0.119	196.604	180.891
I-BUTANE	4.487	929.4	1.495	1.533	0.031	49.979	46.096
N-BUTANE	4.616	2252.4	3.453	3.550	0.071	116.096	107.160
I-PENTANE	5.064	950.0	1.118	1.171	0.029	46.976	43.438
N-PENTANE	5.285	769.6	0.886	0.933	0.023	37.520	34.688
OXYGEN	6.036	157.5	0.062	0.062	0.001	0.000	0.000
NITROGEN	6.235	6254.9	2.497	2.482	0.024	0.000	0.000
N-HEXANE	6.808	195.0	0.187	0.187	0.006	8.938	8.277
Total					0.825	1280.960	1164.177

Figura 2. Composición de gas Campo Dina Cretáceos.

Compound	RT	Area	Vol%	Mole %	Sp.Gr.	Gross BTU/CF	Net BTU/CF
CARBON DIOXIDE	2.207	2601.9	1.019	1.022	0.016	0.000	0.000
METHANE	4.159	9275.6	64.459	64.397	0.357	652.048	586.844
ETHANE	4.216	674.7	2.259	2.272	0.024	40.309	36.876
PROPANE	4.332	917.2	2.104	2.137	0.033	53.895	49.588
I-BUTANE	4.494	368.3	0.601	0.618	0.012	20.151	18.586
N-BUTANE	4.624	564.8	0.878	0.906	0.018	29.625	27.345
I-PENTANE	5.071	420.8	0.502	0.528	0.013	21.174	19.579
N-PENTANE	5.292	198.3	0.232	0.245	0.006	9.838	9.096
OXYGEN	6.024	14048.9	5.599	5.587	0.062	0.000	0.000
NITROGEN	6.180	55049.8	22.287	22.230	0.215	0.000	0.000
N-HEXANE	6.815	60.9	0.059	0.060	0.002	2.839	2.629
Total					0.757	829.880	750.542

Figura 3. Composición de gas Campo Dina Terciarios.

Compound	RT	Area	Vol%	Mole %	Sp.Gr.	Gross BTU/CF	Net BTU/CF
CARBON DIOXIDE	2.158	2543.2	0.981	0.984	0.015	0.000	0.000
METHANE	4.149	13099.3	89.662	89.560	0.496	906.837	816.153
ETHANE	4.206	1034.1	3.411	3.429	0.036	60.838	55.658
PROPANE	4.321	960.5	2.170	2.204	0.034	55.583	51.140
I-BUTANE	4.484	213.5	0.343	0.353	0.007	11.507	10.613
N-BUTANE	4.614	406.4	0.622	0.642	0.013	20.993	19.377
I-PENTANE	5.059	239.9	0.282	0.296	0.007	11.889	10.994
N-PENTANE	5.278	148.4	0.171	0.180	0.004	7.250	6.703
OXYGEN	6.089	287.5	0.113	0.113	0.001	0.000	0.000
NITROGEN	6.306	5494.8	2.191	2.185	0.021	0.000	0.000
N-HEXANE	6.794	56.1	0.054	0.054	0.002	2.579	2.388
Total					0.636	1077.475	973.025

Figura 4. Composición de gas Campo Dina Norte.

Compound	RT	Area	Vol%	Mole %	Sp.Gr.	Gross BTU/CF	Net BTU/CF
CARBON DIOXIDE	2.163	17877.5	6.930	6.907	0.105	0.000	0.000
METHANE	4.155	7906.4	54.383	53.994	0.299	546.710	492.039
ETHANE	4.212	3376.0	11.190	11.183	0.116	198.398	181.504
PROPANE	4.324	5706.5	12.958	13.076	0.199	329.838	303.475
I-BUTANE	4.489	1295.3	2.092	2.138	0.043	69.718	64.302
N-BUTANE	4.616	3587.8	5.521	5.660	0.114	185.099	170.851
I-PENTANE	5.066	1364.4	1.611	1.684	0.042	67.526	62.440
N-PENTANE	5.286	1284.0	1.484	1.559	0.039	62.658	57.929
OXYGEN	6.084	235.9	0.093	0.092	0.001	0.000	0.000
NITROGEN	6.280	8460.1	3.390	3.360	0.033	0.000	0.000
N-HEXANE	6.811	361.3	0.347	0.348	0.010	16.574	15.348
Total					1.000	1476.521	1347.887

Figura 5. Composición de gas Campo Balcón.

Compound	RT	Area	Vol%	Mole %	Sp.Gr.	Gross BTU/CF	Net BTU/CF
CARBON DIOXIDE	2.125	11701.6	4.566	4.567	0.069	0.000	0.000
METHANE	4.154	9966.0	69.011	68.760	0.381	696.229	626.606
ETHANE	4.212	3464.6	11.561	11.594	0.120	205.700	188.184
PROPANE	4.326	3116.1	7.123	7.214	0.110	181.966	167.423
I-BUTANE	4.490	575.4	0.935	0.959	0.019	31.287	28.856
N-BUTANE	4.619	1342.7	2.080	2.140	0.043	69.985	64.598
I-PENTANE	5.067	490.7	0.583	0.612	0.015	24.535	22.687
N-PENTANE	5.287	475.4	0.553	0.583	0.015	23.438	21.669
OXYGEN	6.008	855.1	0.340	0.338	0.004	0.000	0.000
NITROGEN	6.209	7630.5	3.078	3.062	0.030	0.000	0.000
N-HEXANE	6.810	174.7	0.169	0.170	0.005	8.097	7.498
Total					0.811	1241.238	1127.521

Figura 6. Composición de gas Campo Tempranillo.

Compound	RT	Area	Vol%	Mole %	Sp.Gr.	Gross BTU/CF	Net BTU/CF
CARBON DIOXIDE	2.172	16455.0	6.219	6.208	0.094	0.000	0.000
METHANE	4.153	8763.1	58.771	58.439	0.324	591.725	532.552
ETHANE	4.210	4628.0	14.957	14.970	0.155	265.589	242.973
PROPANE	4.323	4936.0	10.929	11.045	0.168	278.609	256.341
I-BUTANE	4.488	1030.3	1.622	1.661	0.033	54.154	49.947
N-BUTANE	4.616	2410.6	3.617	3.714	0.075	121.449	112.100
I-PENTANE	5.064	860.8	0.991	1.037	0.026	41.604	38.471
N-PENTANE	5.284	778.1	0.877	0.922	0.023	37.080	34.281
OXYGEN	6.104	27.9	0.011	0.011	0.000	0.000	0.000
NITROGEN	6.299	4592.1	1.794	1.781	0.017	0.000	0.000
N-HEXANE	6.806	225.1	0.211	0.212	0.006	10.086	9.340
Total					0.922	1400.296	1276.005

Figura 7. Composición de gas Campo Tempranillo Norte.

Compound	RT	Area	Vol%	Mole %	Sp.Gr.	Gross BTU/CF	Net BTU/CF
CARBON DIOXIDE	2.136	30904.4	11.797	11.749	0.179	0.000	0.000
METHANE	4.144	6803.8	46.084	45.723	0.253	462.967	416.671
ETHANE	4.201	3934.5	12.842	12.825	0.133	227.532	208.156
PROPANE	4.313	5583.3	12.485	12.590	0.192	317.576	292.193
I-BUTANE	4.478	1459.9	2.322	2.371	0.048	77.323	71.315
N-BUTANE	4.604	3809.6	5.773	5.914	0.119	193.407	178.519
I-PENTANE	5.053	1656.3	1.926	2.011	0.050	80.664	74.588
N-PENTANE	5.273	1541.9	1.755	1.842	0.046	74.044	68.456
OXYGEN	6.088	1969.4	0.765	0.758	0.008	0.000	0.000
NITROGEN	6.288	9731.8	3.840	3.804	0.037	0.000	0.000
N-HEXANE	6.795	435.7	0.412	0.413	0.012	19.672	18.216
Total					1.076	1453.183	1328.115

Figura 8. Composición de gas Campo Tenay

Tabla 1.

Concentración de H₂S en cada una de las corrientes.

Campo	H ₂ S (ppm)	Campo	H ₂ S (ppm)
Dina Cretáceos	135	Tempranillo	80
Dina Terciarios	163	Tempranillo Norte	20
Dina Norte	25	Tenay	180
Balcón	110		

1.3 Caracterización termodinámica de la corriente de gas de entrada a la planta de tratamiento de gas DINA.

Para realizar la caracterización termodinámica de la corriente de gas de entrada a PTGD se realizó simulación de procesos por medio del software Hysys V-10, mediante el cual se tuvo en cuenta las variables de operación de cada uno de los flujos gas que son mezclados antes de llegar a la planta y la cromatografía de cada uno de los campos.

Tabla 2.

Resumen de las variables de operación.

Campo	Caudal de gas (MMSCFD)	Presión (psia)	Temperatura (F)	H₂S (ppm)
Dina Cretáceos	0.23	40	110	135
Dina Terciarios	1.09	180	115	163
Dina Norte	0.41	40	105	25
Balcón	0.15	200	108	110
Tempranillo	0.66	40	110	80
Tempranillo Norte	0.25	40	110	20
Tenay	0.71	40	120	180

1.3.1 Esquema de simulación recolección de gases para planta de gas. De acuerdo con la información registrada en la tabla N° 2 se realiza la simulación en Hysys tal como se muestra en la figura 9.

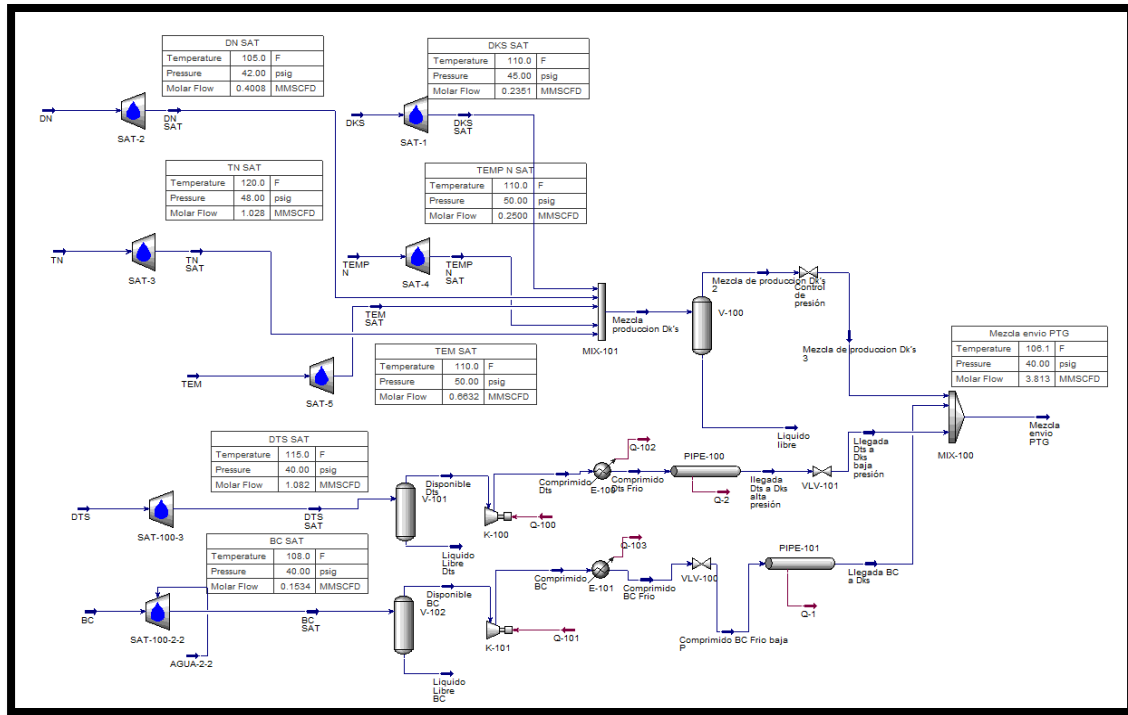


Figura 9. Simulación del proceso de corrientes de entra a PTGD.

1.3.2 Caracterización termodinámica. Una vez corrida la simulación correspondiente a la mezcla de gases que finalmente convergen en la plata de tratamiento de gas dina se realiza una caracterización termodinámica a la corriente final de entrada. En la figura 10 se muestra la envolvente de fases del gas, en donde se puede apreciar la línea de puntos de rocío, la línea de puntos de burbuja, el punto crítico, la presión cricondenbárica y la temperatura cricondentérmica del gas. En la tabla N°3 se relacionan las variables termodinámicas arrojadas por el simulador

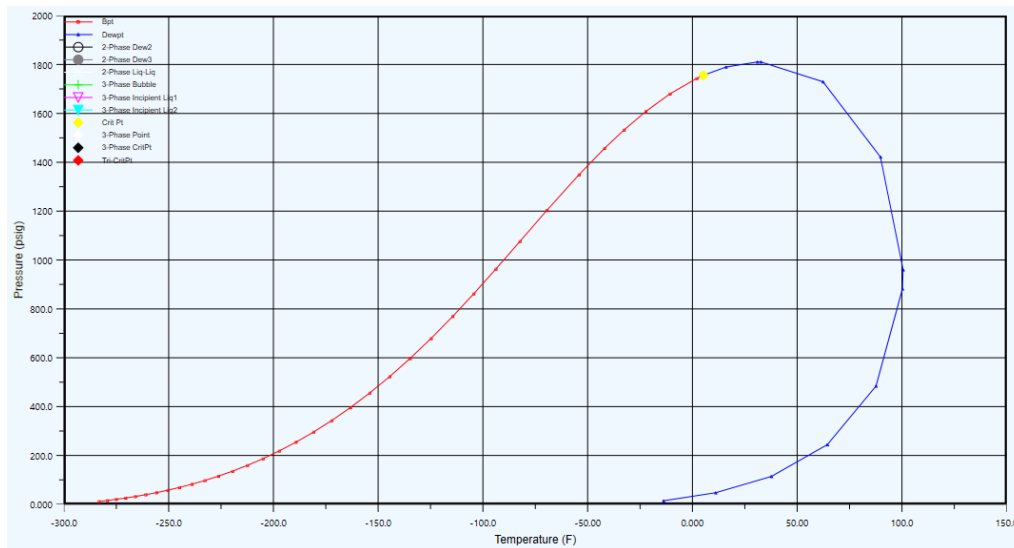


Figura 10. Envolverte de fases del gas que entra a la Planta de gas Dina

Tabla 3.

Variables termodinámicas del gas que entra a la Planta de gas Dina

Valores críticos	Valor	Unidades
Presión Crítica	1.756	psig
Temperatura Crítica	5,238	°F
Presión Cricondenbárica	1.811	psig
Temperatura Cricondentérmica	100,5	°F

En la envolvente que se muestra la figura 11, se incluye la línea de formación de hidratos y cuatro líneas de calidad para identificar a grosso modo la riqueza del gas y la posibilidad de recuperación de líquidos.

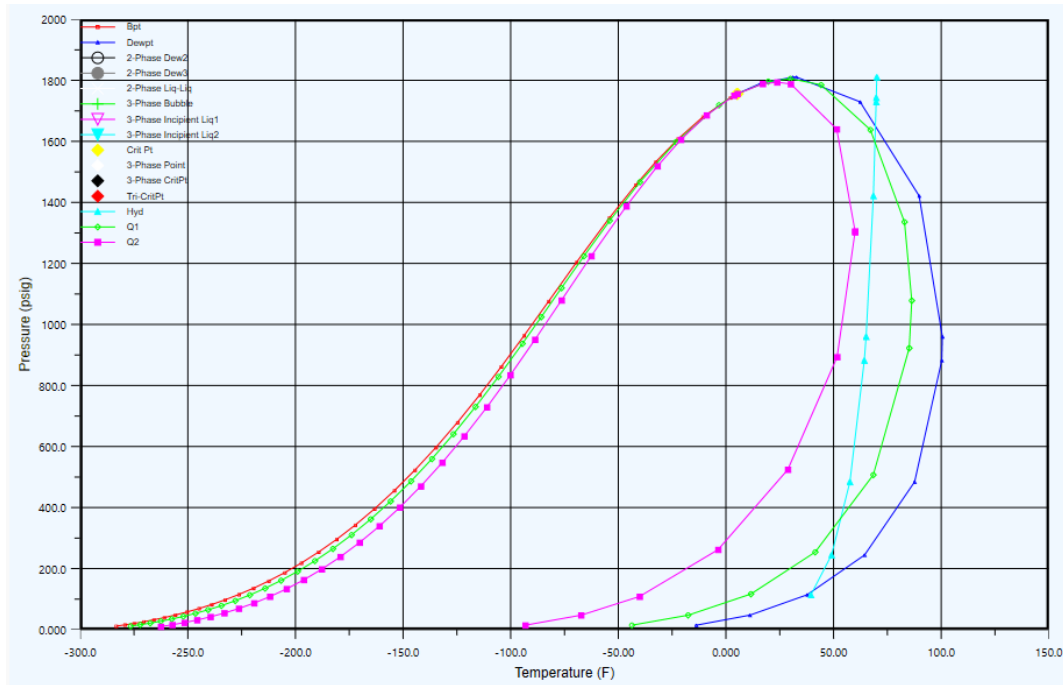


Figura 11. Envolvente de fases con curva formación de hidratos y curvas de calidad

1.4 Descripción general de los procesos de la Planta de Tratamiento de Gas Dina.

La PTGD recibe el gas proveniente de la batería Cretáceos (gas previamente mezclado de los campos de Huila), pasa a través de los compresores para incrementar la presión y ser enviado a la planta de endulzamiento o despojamiento con Amina Pobre, con el fin de reducir el contenido de CO₂ y H₂S.

Una vez se ha retirado el gas ácido, el gas se envía a un proceso de deshidratación y control de punto de rocío, con el fin de garantizar el secado y separación de los productos blancos del gas, para realizar entrega posterior de gas en condiciones RUT al sistema de generación de energía eléctrica de la Gerencia Huila.

Los hidrocarburos líquidos retirados del gas, son enviados a un proceso de fraccionamiento y estabilización en la torres Deetanizadora y Estabilizadora, donde se obtienen los productos líquidos GLP y Gasolina natural.

Las figuras 12 y 13 muestran un diagrama bloques generales de los procesos de la planta para el tratamiento del gas y un esquema de los procesos.

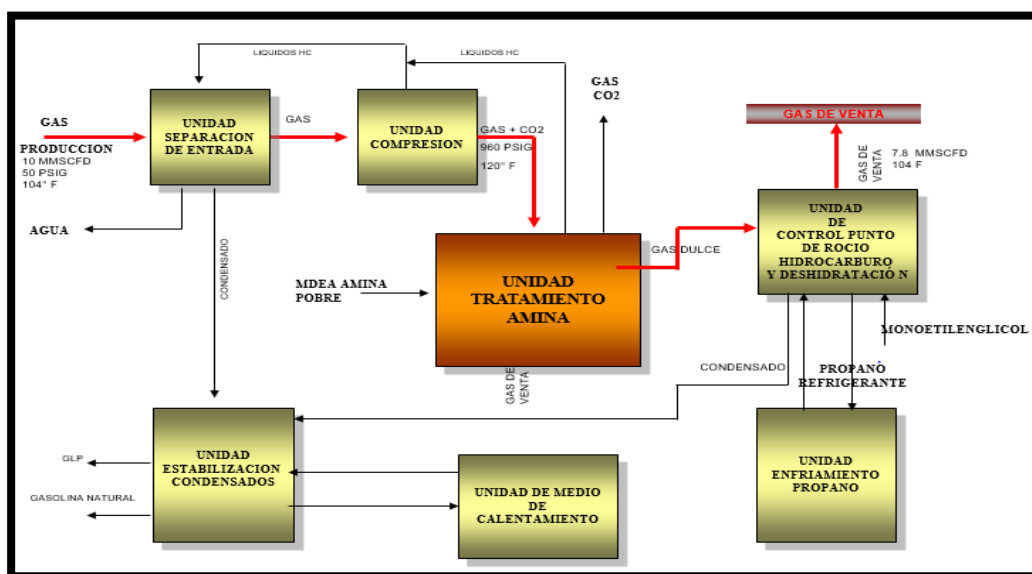


Figura 12. Diagrama de bloques Planta de Tratamiento de Gas Dina.

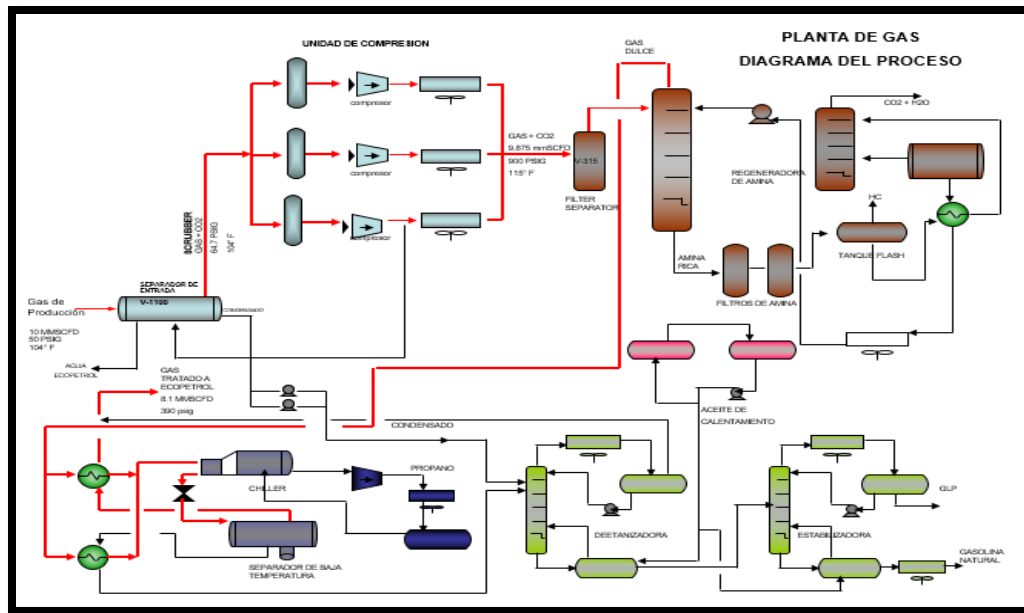


Figura 13. Diagrama de procesos Planta de Tratamiento de Gas Dina.

1.4.1 Separador de gas de Entrada. El separador trifásico de entrada opera a una presión de entre 25 y 38 psi y 90 °F, y separa las trazas de crudo y agua que puedan venir en el gas acondicionándolo para ingresar al sistema de compresión. El agua separada es enviada a un tanque sumidero en donde finalmente es bombeada a la batería Dina Cretáceos y los hidrocarburos condensados se transfieren a la torre deetanizadora y posteriormente a la torre estabilizadora.

A este separador ingresa también el volumen de líquidos evacuados de los scrubbers de succión de la segunda y tercera etapa de los compresores, con el propósito de recuperar la mayor cantidad de hidrocarburos líquidos. En la figura 14 se puede observar el Separador de gas de entrada.



Figura 14. Separador de gas de entrada

1.4.2 Sistema de Compresión. El gas ingresa a los compresores a una presión de succión entre 27 y 38 Psig con el fin de acondicionarlo a los requerimientos de procesamiento de la Unidad de aminas y posterior deshidratación.

El gas ingresa a la primera etapa de compresión donde se comprime desde 35 psig y 90°F hasta una presión de 163 psig y 235°F aproximadamente. Posteriormente el gas pasa por un Aero enfriador (fan cooler) con el fin de disminuir su temperatura a 120°F aproximadamente y entrar al scrubber de segunda etapa. En la segunda etapa el gas es comprimido hasta 400 psi y 239°F, y pasa de nuevo por el Aero enfriador para disminuir la temperatura hasta 120°F y luego por el scrubber de la tercera etapa. De la tercera etapa el gas sale a 985 psi aproximadamente, pasando de nuevo por un enfriador para bajar la temperatura a 115°F, temperatura se requiere para lograr eficiencia de los procesos de transferencia de masa de las plantas de endulzamiento y deshidratación que se encuentran aguas abajo de esta planta compresora. Los compresores se pueden observar en la figura 15.



Figura 15. Compresores de gas

1.4.3 Remoción de CO₂ y H₂S con Metildietanolamina (MDEA). El gas comprimido a 985 psi se envía a la unidad de tratamiento de Amina, con el objetivo de reducir los niveles de CO₂ y H₂S presentes en el gas, mediante el proceso de absorción con solución de MDEA.

Los niveles de CO₂ del gas mezcla están cercanos al 5%, de acuerdo al Reglamento Único de Transporte de Gas Natural - RUT el valor máximo permitido de CO₂ es 2%, por lo cual se usa Metil Dietanol Amina (MDEA).

El gas dulce sale de la torre por el tope con una concentración inferior al 2% de CO₂ y se dirige a la Unidad de Control de Punto de Rocío de Hidrocarburos.

La amina rica, debe pasar por un proceso de regeneración, mediante la adición de calor en el rehervidor a baja presión dejando la solución libre de compuestos ácidos para ser reutilizada nuevamente en el proceso. El proceso de regeneración inicia en el flash tank (Separador trifásico) donde se logra separar la corriente de amina rica de los hidrocarburos y vapores mediante la reducción de presión de 980 Psi a 50 Psi aproximadamente. Luego de este, la amina pasa por el Filtro de Partículas sólidas (5 micrones) e incrementa su temperatura en el intercambiador de placas amina rica / pobre Posteriormente la amina rica y caliente se envía a la Columna Despojadora, donde se libera el CO₂ por medio de calor; la parte inferior de la columna es la

encargada de efectuar la regeneración de la solución absorbente y en la parte superior fluye agua a contracorriente con los gases ácidos con el fin de llevar a cabo el lavado de éstos y evitar pérdidas de AMINA por arrastre. El sistema de enfriamiento se puede observar en la figura 16



Figura 16. Sistema de endulzamiento

1.4.4 Unidad de Control de Punto de Rocío de Hidrocarburo. El objetivo de esta unidad es reducir la temperatura al gas y de esta forma condensar los hidrocarburos pesados y recuperar la mayor tasa posible de componentes desde el propano y más pesados.

Una característica especial de esta planta de tratamiento de gas es que la deshidratación, o remoción del vapor de agua en el gas natural, se hace mediante inyección en línea de monoetilenglicol. Esta inyección se hace en varios puntos de la Unidad de Control de Punto de Rocío de Hidrocarburo. Con este sistema es posible remover el agua de la fase gas hasta la especificación requerida de producto, otro efecto beneficioso de la inyección de glicol es que se inhibe la posible formación de hidratos a baja temperatura.

El gas a 960 psig y 120 °F, primero se divide en dos corrientes para ser enviada a dos intercambiadores de calor. En el primer intercambiador de calor se intercambia calor con los gases fríos provenientes del Separador de Baja Temperatura y del Acumulador de Cima de la Columna Deetanizadora; en este intercambiador el gas es enfriado hasta 30°F aproximadamente. En el

segundo intercambiador, la otra corriente del gas se enfría con los condensados fríos provenientes del Separador de Baja Temperatura, logrando una temperatura aproximada de 30°F. En este par de intercambiadores se realiza inyección de monoetilenglicol a la corriente de gas rico, mediante aspersores de alta eficiencia. Posteriormente, la mezcla gas proveniente de los intercambiadores se envía al Chiller de Propano, donde el gas sigue enfriándose hasta una temperatura de 0°F. En este equipo se produce una alta tasa de condensación de hidrocarburos debido a la baja temperatura. Además condensa el agua de saturación y es absorbida por la fase de monoetilenglicol presente. En el Chiller también se efectúa una inyección de monoetilenglicol con el fin de deshidratar aún más el gas e inhibir la formación de hidratos en el equipo y en los elementos aguas abajo.

A la salida del Chiller, la mezcla de gas, condensados, glicol y agua pasa a través de la válvula de Joule-Thomson donde se reduce la presión a 490 psia aproximadamente con el objetivo de enfriar aún más el gas por auto refrigeración y obtener más hidrocarburos condensados.

En el Separador de Baja Temperatura se separan tres fases: la fase gaseosa que corresponde al gas dulce, deshidratado y al cual se han despojado los hidrocarburos condensables; una fase líquida liviana correspondiente a los hidrocarburos condensados desde propano y más pesados; y la fase líquida pesada correspondiente al monoetilenglicol rico.

La corriente de gas separada es mezclada con el gas proveniente de la Columna Deetanizadora y luego enviada al Intercambiador de Calor mencionado previamente. De esta forma el gas se entrega a 107°F y 410 psia para venta o uso en centros de generación eléctrica. La corriente de hidrocarburo condensado se envía al Intercambiador de Calor a 60°F y 490 psia hacia el sistema de fraccionamiento y estabilización de condensados. Finalmente, la corriente de monoetilenglicol

rico se envía al sistema de regeneración para retirar el agua absorbida. La unidad de control de punto de rocío de hidrocarburos se puede observar en la figura 17



Figura 17. Unidad de control de punto de rocío de hidrocarburo

1.4.5 Sistema de Refrigeración con Propano. El sistema de refrigeración con propano consiste en un ciclo cerrado, en el cual el propano líquido refrigerante se envía a la unidad de control de punto de rocío para enfriar gas de proceso y los vapores que se generan en el tope de la torre deetanizadora por medio del chiller, equipo en el cual se logra evaporar el refrigerante que será enviado a la succión del compresor de propano (tipo tornillo), equipo que incrementara la presión a 225 Psi, flujo que será enviado hacia los aero enfriadores para generar la condensación y lograrlo almacenar en el acumulador y luego ser enfriado mediante expansión hasta la temperatura requerida.

El sistema cuenta con un economizador para reducir los requerimientos del compresor de tornillo. El sistema de refrigeración con propano se muestra en la figura 18.



Figura 18. Sistema de refrigeración con propano.

1.4.6 Columna Deetanizadora. La torre deetanizadora es una columna o torre de destilación compuesta por un rehervidor, un sistema de condensación y reflujo, que permite separar el metano y etano de la corriente de hidrocarburo enviada desde el separador de entrada y el separador de baja temperatura. El gas recuperado es enviado a la línea de gas de venta o gas de consumo para

generación eléctrica y los hidrocarburos de fondo (GLP y gasolina natural) son enviados al proceso de estabilización. La columna deetanizadora se muestra en la figura 19.



Figura 19. Columna Deetanizadora.

1.4.7 Columna Estabilizadora. La corriente de condensados, que sale por la parte inferior de la Deetanizadora, se envía hacia esta torre con el fin de garantizar la obtención de condensados estabilizados a una Presión de Vapor Reid de 9.3 Psia a 100°F. Columna fraccionadora donde se obtienen dos corrientes: por el tope el GLP, y por el fondo, condensados estabilizados con RVP de 12 psia. El sistema de estabilización de condensados se muestra en la figura 20.



Figura 20. Sistema de estabilización de condensados

1.4.8 Unidad de Regeneración de Glicol. El monoetilenglicol inyectado en la unidad de Dew Point tiene el propósito de evitar la formación de hidratos, cumplir con las especificaciones del gas en contenido de agua y minimizar la corrosión.

El glicol rico pasa a través de una etapa de precalentamiento con el fin de vaporizar los hidrocarburos posiblemente absorbidos. Luego se envía al Separador Flash de Glicol para separar los hidrocarburos gaseosos, posteriormente a un Filtro de Partículas y un Filtro de Carbón Activado. Posteriormente el glicol se envía a la Columna Regeneradora de Glicol donde por medio de calor y la corriente de vapor ascendente, el glicol es despojado del agua absorbida. El glicol se acumula en el Rehervidor de la Columna Regeneradora.

El vapor de agua residual del proceso de regeneración sale por la corriente de vapores de cima de la Columna.

El glicol pobre se envía a través del Enfriador de Glicol y posteriormente es succionado por las Bombas de Inyección hacia el serpentín del scrubber de succión del compresor de propano, bota del chiller, bota del separador de baja temperatura y bota de la vasija V-1535 y finalmente

retornan el glicol a los puntos de inyección en los intercambiadores de la Unidad de Control de Punto de Rocío.

1.4.9 Unidad de Medio de Calentamiento. El sistema de calentamiento de aceite térmico, es un circuito cerrado que cuenta con un acumulador de aceite (Dowtherm) opera a 400°F y su función es mantener el calor en los fondos de las torres (rehervidor de la deetanizadora y estabilizadora) y a la unidad de regeneración del glicol. Este sistema cuenta con unas Bombas para transferir el aceite caliente hacia las unidades antes mencionas y recircular una parte hacia el acumulador de aceite.

Como el aceite circula por diferentes equipos y/o facilidades, presenta disminución de temperatura, la cual es incrementada nuevamente por el calentador de aceite. El calentador de aceite térmico se muestra en la figura 21.



Figura 21. Calentador de aceite térmico (Heat médium)

1.4.10 Sistemas Auxiliares y de Servicios Para la normal operación de la planta se requieren algunos sistemas para suministrar diferentes materias primas, fluidos y energía a la planta, manejar los afluentes y sistemas de seguridad. Los sistemas requeridos se enumeran a continuación:

- Sistema de control (cuarto de control, A/C, Equipos de control, sistema supervisorio, sistema ESD).
- Sistema de suministro de energía eléctrica (transformadores, celdas, CCM, conexiones y cableado entre otros).
- Sistema de gas combustible y gas de blanketing.
- Sistema de aire comprimido para instrumentación y servicios industriales.
- Sistema de iluminación (lámparas, postes, soportes y cableado).
- Sistema de puesta a tierra y sistema de protección contra descargas atmosféricas.
- Sistema de filtración de gas de salida (scrubber).
- Sistema de interconexión de todos los sistemas y entrega de producto (tuberías y circuitos eléctricos).
- Sistema de control de flujos (válvulas e instrumentación).
- Sistema de detección de gas, humo, llama y extinción de incendios.
- Sistema de medición (medición de volumen, humedad, poder caloríficos y cromatografía).
- Sistema de alivio de presión.
- Sistema de potabilización de agua.
- Sistema de desmineralización de agua.
- Sistema de manejo de drenajes de aguas aceitosas e industriales.
- Sistema de manejo de aguas lluvias y servidas.
- Sistemas de sumidero de amina, glicol y aceites lubricantes.

- Sistema contraincendios.
- Sistema de almacenamiento de gasolina natural y GLP.
- Sistema de cargaderos de gasolina natural y GLP.

2. Tecnologías de remoción de H₂S aplicables en la planta de tratamiento de gas DINA.

Debido a que la mezcla de gas que llega a la planta de tratamiento de gas Dina presenta un contenido de H₂S que oscila entre 80 y 120 ppm en ocasiones con picos de hasta 600 ppm, es necesario realizar un proceso de endulzamiento para remover esta concentración y dejar la corriente de salida en una concentración inferior a 4 ppm exigidas por el RUT a fin de proteger los gaseoductos los cuales se afectarían por corrosión y al mismo usuario final debido a que el H₂S también es un agente toxico. Adicionalmente, el sistema de compresión de la planta incrementa la presión de 40 psi a 950 psi, de acuerdo a la Norma Nace MR0175, con estas condiciones se genera un efecto de agrietamiento por corrosión bajo tensión (stress corrosión cracking), tal como se observa en la figura 22 (NACE MR0175, 2001).

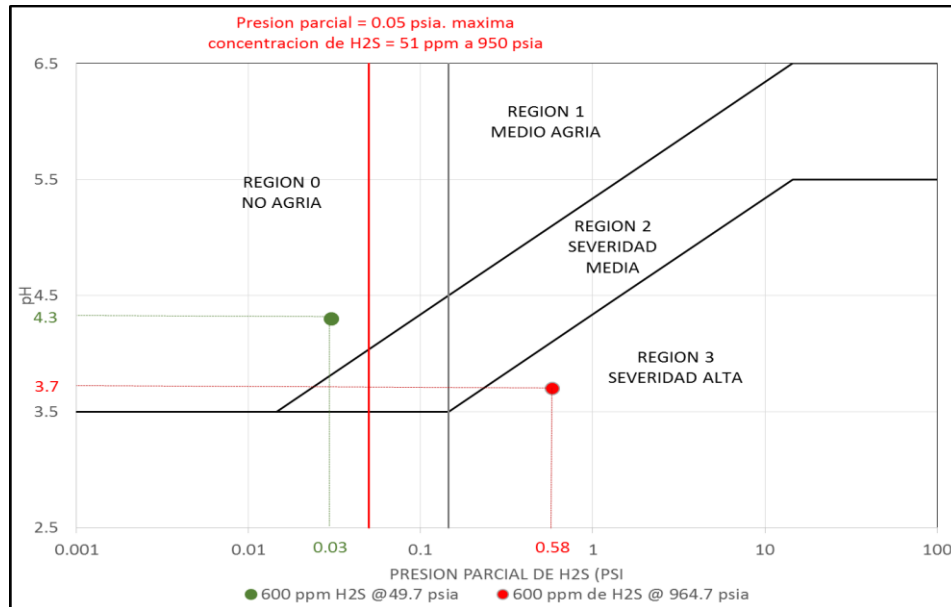


Figura 22. Regiones de corrosión debido a presencia de H₂S

Comercialmente existen varias tecnologías para tratar gases ácidos a fin de poder retirar tanto el H₂S como el CO₂ presentes en las corrientes de gas, la selección del proceso de endulzamiento debe incluir los siguientes ítems:

- Tipo de impurezas a ser removidas (H₂S, mercaptanos)
- Concentraciones de gas ácido a la entrada y salida del sistema
- Temperatura, presión y flujo de gas
- Viabilidad de recuperación de sulfuro
- Requerimiento de selectividad del gas ácido
- Presencia de aromáticos pesados en el gas
- Ubicación de la planta
- Consideraciones ambientales
- Análisis económicos.

Las principales tecnologías para endulzamiento de gas son:

- Procesos de adsorción con lecho sólido: se utiliza para remoción completa de H₂S a bajas concentraciones, y normalmente utilizan esponjas de hierro, tamices moleculares u óxido de zinc. Se utiliza para bajas tasas de flujo y bajas concentraciones de H₂S.
- Solventes químicos: se utilizan aminas, carbonato de potasio o mezcla de solventes, y aplica para remover grandes cantidades de H₂S y CO₂, y los solventes son regenerados.
- Solventes físicos: se utilizan principalmente para remover CO₂, los más usados son Selexol, Rectisol, Purisol y solventes de fluor.
- Oxidación directa a sulfuro: transforma el H₂S en azufre elemental, requiere concentraciones de H₂S superiores al 50%. Los procesos más conocidos son Stretford, Sulferox LOCAT y Claus.
- Membranas: son utilizadas para remover grandes concentraciones de CO₂ y agua. Se utilizan membranas poliméricas para separar los gases debido a su permeabilidad selectiva, el proceso consiste en hacer fluir el gas dentro de un separador con membranas, los componentes como agua y CO₂ se infiltran a través de la membrana, que son recolectados a una presión menor, y el gas libre de contaminantes no se filtra y sale del separador a una presión ligeramente menor a la presión de carga (Abdel-Aal, Aggour, & Safat, 2003).

Si se requiere remover grandes cantidades de gases ácidos, los procesos con solventes químicos como aminas o carbonatos son los más recomendados, si el gas tiene altas concentraciones de hidrocarburos pesados no es conveniente usar solventes físicos, ya que se presentaría pérdida de estos componentes pesados.

En la figura 23 se pueden observar una guía para la selección de procesos de endulzamiento de gas (Thomas & Manning).

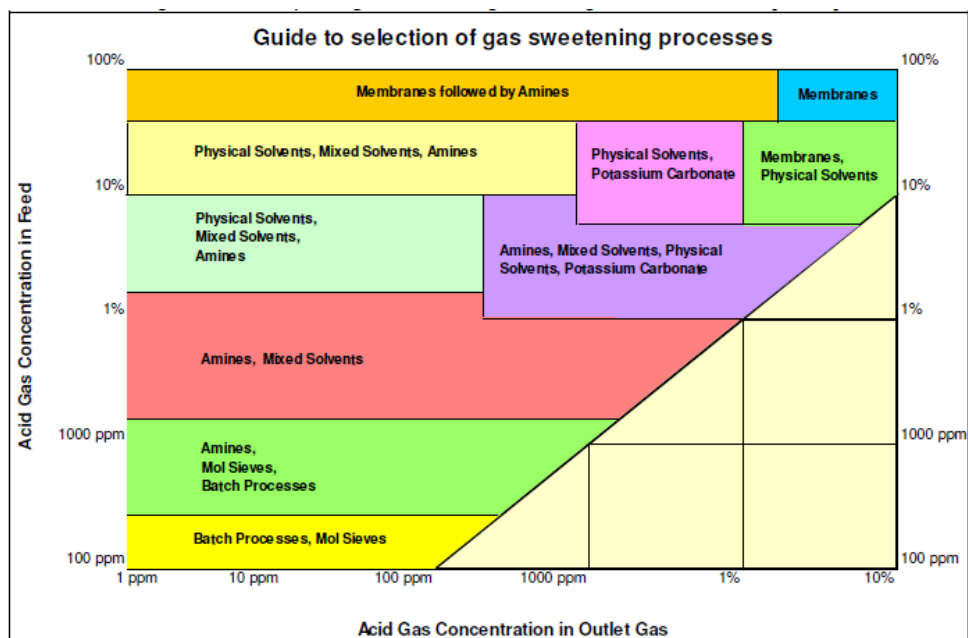


Figura 23. Guía para la selección de proceso se endulzamiento de gas

De acuerdo con la figura 23 y a la concentración de H₂S presente en la corriente de gas de entrada a la planta de tratamiento de gas Dina, se seleccionan las siguientes tecnologías para realizar la evaluación técnico-financiera.

- Inyección de secuestrante químico
- Adsorción química en lechos sólidos no regenerativos.
- Absorción química con amina Metildietanolamina (formulada para retirar H₂S y CO₂)

A continuación se presenta una breve descripción de estos tres procesos.

2.1 Inyección de Secuestrante Químico

La inyección de secuestrante químico es considerado como un proceso de absorción con líquidos no regenerables, que consiste en la inyección de un producto químico directamente en la corriente de gas ácido en la línea de entrada a la planta de tratamiento de gas, el producto químico es capaz de reaccionar con el H₂S presente en el gas y removerlo diluido en agua, la cual es recuperada aguas abajo en el separador trifásico de entrada.

El producto químico más utilizado es la triazina, que reacciona con el H₂S generando residuos que son de fácil disposición y baja toxicidad. Se puede utilizar con gases de hasta 2000 ppm de H₂S.

El comportamiento de estos químicos depende de las características del gas a tratar, requieren que el gas esté saturado para prevenir la formación de productos de reacción indeseables. La temperatura también ejerce un papel importante, a bajas temperaturas la velocidad de reacción puede ser muy baja y a altas temperaturas el químico puede alterarse formando productos de corrosión.

La inyección del secuestrante normalmente es aplicada en forma continua, y se realiza después de haber separado el agua y el petróleo. El sistema está conformado por una bomba de inyección de química, un medio para la introducción del químico que garantice una distribución homogénea en la corriente de gas, una sección de contacto gas/líquido y una sección de separación del agua y sus productos de reacción. La inyección de secuestrante puede realizarse a baja o alta presión, para lo que se requiere el diseño del sistema de inyección más adecuado.

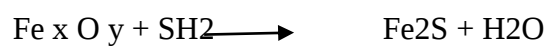
La cantidad de secuestrante a utilizar es directamente proporcional al flujo de gas y concentración de H₂S; pero también depende del tiempo de contacto que hay entre el momento se realice la inyección y la llegada al sistema de tratamiento, por lo cual se debe considerar una distancia lo más alejada posible aguas arriba del proceso para que el químico cumpla con su función. Es crítico determinar la dosis de inyección del químico, ya que una sobredosificación puede generar la producción de sólidos que se pueden almacenar en los separadores y vasijas aguas abajo de la inyección de secuestrante (Gonzalez M., 2004).

2.2 Adsorción química en lechos no regenerativos.

Los procesos de adsorción química se basan en la reacción del H₂S gaseoso con un sólido no regenerable para ser removido del gas natural. El gas pasa a través de un lecho empacado con un agente adsorbente generando una reacción química.

Dentro de los procesos químicos más utilizados en la actualidad está el Sulfatreat, que es el nombre comercial dado al reactivo sólido a base de óxido de hierro (Fe_xO_y), producto no regenerable que reacciona con el H₂S presente en el gas generando un residuo que se dispone en forma de lecho sólido, el producto debe ser reemplazado cada determinado tiempo.

El principio de operación del Sulfatreat es la reacción química entre el H₂S de la corriente gaseosa y el óxido de hierro, produciendo el FeS₂ (pirita) y vapor de agua



La pirita es un producto no tóxico ni corrosivo ni inflamable, irreversible y que no se puede descomponer, por lo que se puede disponer sin ocasionar problemas ambientales. Este producto no es regenerable y debe reemplazarse después de un tiempo estimado que puede estar entre uno y tres años, de acuerdo a la concentración de H₂S en la corriente de gas.

Para lograr el mejor desempeño del Sulfatreat se debe asegurar que el gas esté saturado con agua, por lo que si está por debajo del punto de saturación se debe adicionar agua atomizada.

El gas procedente de los puntos de recolección y después de la adición de agua, si se requiere, ingresa a un separador para retirar los líquidos debido a que el ingreso de líquidos a la columna puede generar canales que dañarían el reactivo.

Posteriormente el gas ingresa a la columna por la parte superior pasando a través del lecho de Sulfatreat, en forma de pistón donde se genera la reacción química y el H₂S es removido de la corriente de gas. Se va generando una zona de reacción que se va desplazando hacia la parte inferior en la medida en que el reactivo se va agotando, esta característica le permite al sistema manejar aumentos instantáneos en la concentración de H₂S o en el caudal de gas sin generar inconvenientes para la operación de la misma y logrando la reducción del contaminante. El gas sale por la parte inferior de la torre. El agua y condensados que puedan precipitarse deben ser retirados de la columna periódicamente.

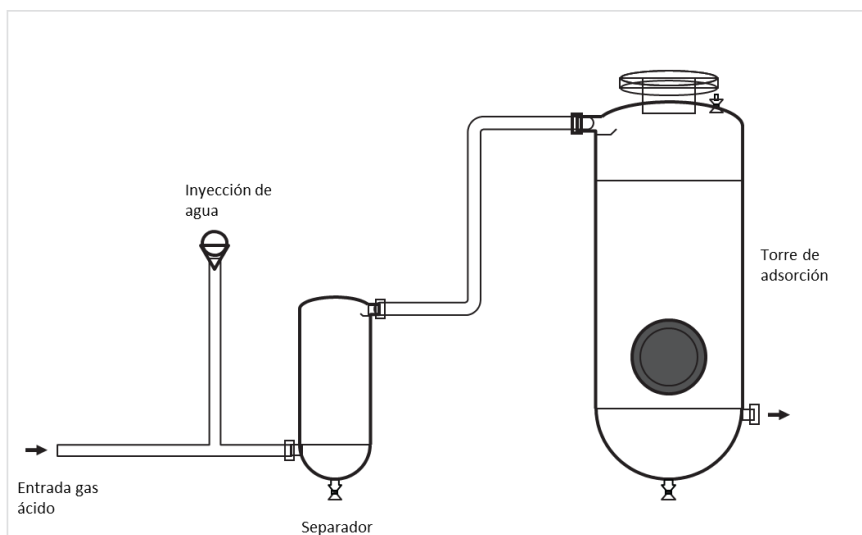


Figura 24. Sistema de Sulfatreat

Para el diseño de la columna (diámetro y altura) se requiere información sobre la pérdida de presión ocasionada por el paso por la columna, peso del reactivo requerido para la operación y la vida esperada del lecho, hasta alcanzar la concentración de salida máxima esperada.

La operación de la columna se ve afectada por la saturación de agua del gas, presencia de líquidos y la temperatura, la reacción es más rápida mientras la temperatura sea mayor, por lo que con temperaturas más altas los diseños de las torres serán más pequeños.

El sistema puede consistir en una o más torres instaladas en serie o paralelo, de acuerdo a las necesidades y caudales requeridos. Es necesario un sistema de inyección de agua para asegurar la saturación de agua y en ocasiones se puede instalar algún sistema de calentamiento para aumentar la eficiencia de la remoción de H₂S.

Este sistema tiene la ventaja que puede trabajar a bajas presiones, por lo que puede ser instalado en las salidas de los sistemas de producción y antes de los sistemas de compresión y de los sistemas de deshidratación y de control de punto de rocío. En estos sistemas no se requiere de materiales especiales para manejo de H₂S, debido a que las consecuencias adversas del contaminante se incrementan drásticamente con el incremento de la presión (Flargent, s.f.).

2.3 Absorción Con Amina

El proceso de absorción con aminas es uno de los más usados para endulzamiento de gas natural por sus bajos costos de operación y la flexibilidad para adaptar la composición del solvente si hay cambios en la composición del gas. Es usado generalmente para remover altas cantidades de CO₂ y H₂S.

En un proceso típico de aminas, el gas ácido pasa a través de un scrubber para remover líquidos. Posteriormente el gas entra por la parte inferior la torre de absorción que puede ser de platos para altas tasas de flujo o empaquetados para bajas tasas de flujo. El gas dulce sale por la parte superior de la torre.

La amina regenerada entra por la parte superior de la torre en contracorriente con el gas. El CO₂ y el H₂S son absorbidos por la amina debido a la reacción química. La amina rica (con H₂S y CO₂) sale de la torre por la parte inferior y es conducida a un flash tank, posteriormente pasa por filtros para finalmente llegar a la torre regeneradora de amina, donde se retiran el CO₂ y el H₂S.

La amina regenerada o pobre es enviada de nuevo a la torre de absorción. En la figura 25 se puede observar un esquema típico de planta de amina.

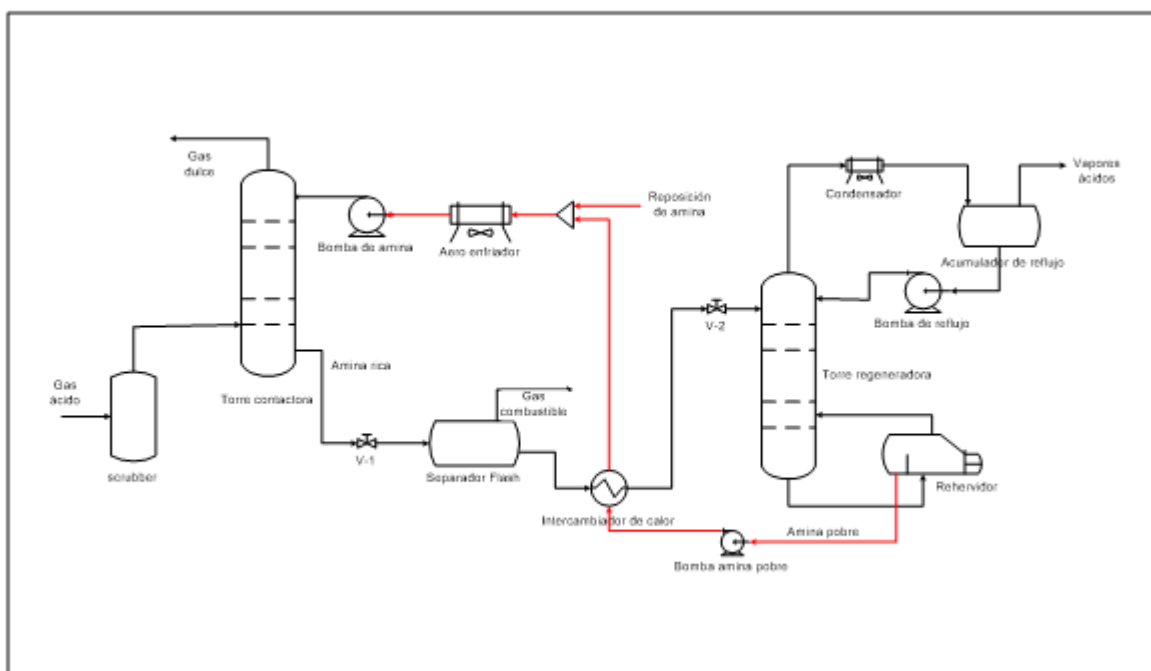


Figura 25. Planta de aminas

Nota. Adaptado de: Cabarcas. M. (s.f.) Modulo III. Diseño y operación de unidades de tratamiento y procesamiento de gas. Diplomado básico de gas. Aceinternacional.

Las condiciones de operación de la planta dependen de la amina utilizada. Las aminas primarias como las monoetanolamina (MEA) y diglicolamina (DGA) son muy buenas para reaccionar con los gases ácidos pero son más difíciles de regenerar. Las secundarias como las dietanolamina (DEA), tienen una capacidad razonable de reacción pero son fáciles de regenerar. Las terciarias como la MDEA tienen más baja capacidad de reacción pero son selectivas hacia el H₂S.

Los diferentes tipos de aminas son los siguientes:

Monoetanolamina (MEA) es una amina primaria que reacciona con CO₂ y H₂S en forma no selectiva y se puede regenerar a altas temperaturas. También reacciona irreversiblemente con sulfuro de carbonilo y disulfuro de carbono, lo que genera pérdidas de solución y producción de sólidos, que pueden ser causa de corrosión. Normalmente se utiliza una solución de 15 a 20% de MEA en agua. La relación de carga está entre 0.3 y 0.4 mol de ácido removido por mol de MEA. Una sobredosificación puede generar corrosión. La MEA puede generar espuma con algunos contaminantes como COS, CS₂ y oxígeno pueden generar pérdida de solvente.

Dietanolamina (DEA) está reemplazando a la MEA, es una amina secundaria con menor reactividad y corrosividad que la MEA. Genera menos problemas cuando tiene contaminantes como COS y CS₂, y el presentando menos pérdidas de producto, menos problemas de espuma y puede ser regenerado. Al ser menos corrosivo se puede utilizar en solución hasta con un 35% disminuyendo el caudal total de la mezcla y disminuyendo el calor necesario para su regeneración. La DEA presenta una presión de vapor menor que la MEA, por lo que se reducen las pérdidas por evaporación y puede endulzar corrientes de gas de más de 10% de gases ácidos.

Disisopropanolamina (DIPA) es una amina secundaria, reacciona con COS y CS₂ y los productos son fácilmente regenerables. A baja presión es más selectiva al H₂S y a alta presión remueve H₂S y CO₂. No es corrosiva y requiere menos calor para su regeneración.

Metildietanolamina (MDEA) es una amina terciaria que reacciona lentamente con el CO₂, por lo que requiere mayor número de etapas de equilibrio. Aplica principalmente para remover H₂S en presencia de los dos componentes, H₂S y CO₂. Su corrosividad es menor, por lo que se pueden utilizar soluciones con entre el 20 y el 50% y con equipos de carbón Steel. Soluciones con bajo porcentaje pueden ser utilizadas en aplicaciones a muy baja presión y selectividad. En presencia

de oxígeno, la MDEA puede generar ácidos corrosivos que deben ser removidos para evitar problemas de corrosión en los equipos. En aplicaciones de alta relación CO₂/ H₂S, la mayor proporción de CO₂ puede irse con el gas de venta mientras se remueve el H₂S.

Mezclas de aminas, generalmente están compuestas por MDEA y DEA o MEA y son utilizadas para mejorar la remoción de CO₂ con MDEA. Se utilizan principalmente para procesos a baja presión, donde la capacidad de la MDEA para remover CO₂ es baja, para procesos con alta presión la mezcla de aminas prácticamente no tiene ventajas sobre la MDEA. Esta aplicación es práctica cuando la concentración de CO₂ va aumentando con el tiempo.

3. Descripción de las alternativas aplicables para la remoción de H₂S del gas planta de tratamiento de gas DINA

De acuerdo con los tres tipos de tecnologías aplicables para la remoción de H₂S en la planta de tratamiento de gas Dina se realiza un esquema posible de instalación teniendo en cuenta las distancias y áreas disponibles para la instalación de equipos y vasijas necesarias para garantizar un óptimo tratamiento.

3.1 Inyección de secuestrante químico

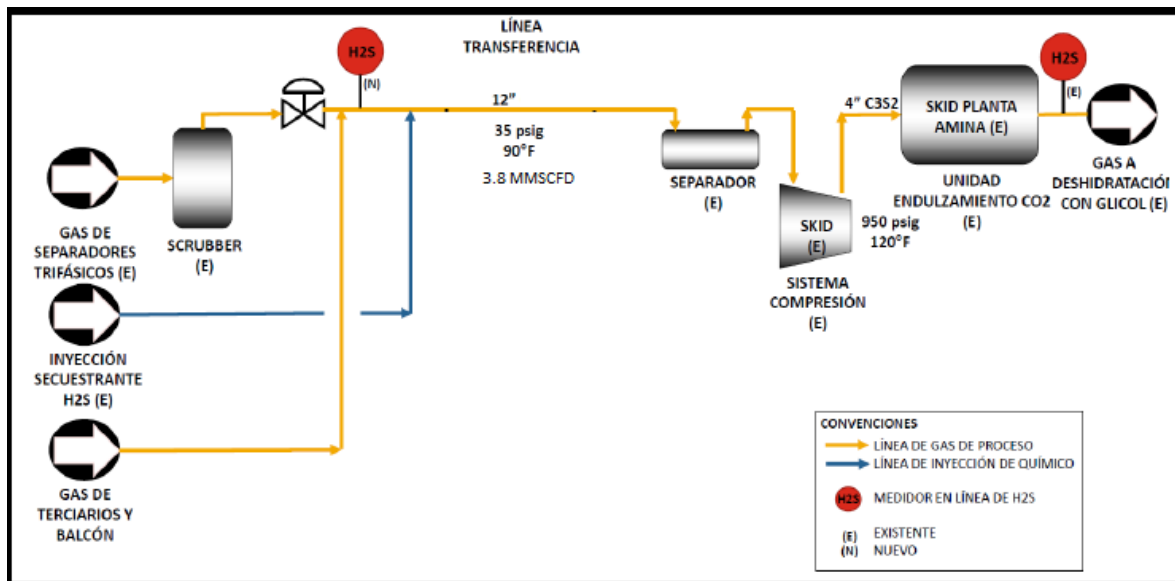


Figura 26. Esquema del sistema de inyección de secuestrante

Esta alternativa consiste en la inyección de secuestrante de H₂S en los puntos de recolección de los gases que llegan a la planta de gas. La inyección se realizaría en tres puntos, en la salida de los scrubber de la batería Cretáceos, y en las salidas de las baterías Terciarios y Balcón. El sistema contempla instalar un medidor de H₂S en línea aguas arriba del punto de inyección para automatizar el suministro de químico de acuerdo a los cambios de concentración de H₂S en la corriente de gas.

Para el cálculo de la dosificación de secuestrante de H₂S se utiliza el cuadro diseñado por la compañía de tratamiento químico, con concentración de entrada de 120 ppm y de salida de 20 ppm, obteniendo una eficiencia de remoción del 83%.

Tabla 4.

Cálculo de dosificación de secuestrante de H₂S

Variables de Entrada	B cretáceos	B. Balcón	B. Terciarios
Rata de flujo, MMSCF/d	2.26	0.15	1.09
Temperatura del sistema, °F	110	108	115
Presión del sistema, psig.	40	200	180
Diámetro interno de la tubería, in.	12	4	4
Longitud de la tubería, ft.	2625	72182	13124
H ₂ S, ppm de entrada	100	110	163
Valores Calculados	B cretáceos	B. Balcón	B. Terciarios
Velocidad superficial del gas (Vsg), ft./s	13.42	1.6	13.06
Tiempo de contacto, min	3.26	753.07	16.75
Eficiencia, %	83	83	83
Requerimientos del prod. químico, EC9021 gal/d	11.5	0.84	9.04
H ₂ S, ppm de salida	17	18.7	27.71
Costo del producto (\$ / gal)	15	15	15
Costo del tratamiento (\$ / day)	\$ 172.48	\$ 12.59	\$ 135.60
Costo del tratamiento (\$ /mscf)	\$ 0.08	\$ 0.08	\$ 0.12

Para la implementación de esta alternativa se requiere:

- Instalación de 2 bombas de inyección con motores eléctricos de ¼ HP, tableros de arranque, interruptores de nivel para los tanques de química.
- Instalación de medidor de H₂S en línea localizado aguas arriba del punto de inyección de química.
- Tanque para almacenamiento de química.

- Configuración de lazo de control de las bombas dosificadoras con el medidor de H₂S para controlar la inyección de química de acuerdo a la concentración del contaminante.
- Integrar las señales al sistema Delta V de la estación.

No requiere trabajos mayores de obras civiles, ya que se utilizaría parte de los equipos que ya están instalados. El sistema contraincendio actual cubre el área donde se instalarán las bombas, por lo que no requiere trabajos adicionales.

De acuerdo a la norma NACE MR0175, a las condiciones de presión parcial del H₂S, del pH y contenido de CO₂, se determinó que la máxima concentración de H₂S que puede tener el gas sin generar el “sulfide stress cracking” es 50 ppm, por lo tanto en esta etapa no se requiere cumplir con las 4 ppm de acuerdo a condiciones RUT, ya que el excedente sería retirado del gas en el proceso de aminas con que cuenta la Planta.

Las principales ventajas del sistema son la sencillez del proceso y que puede operar a baja o alta presión. La principal desventaja es el riesgo a no tener disponibilidad del producto.

3.2 Adsorción química con lechos no regenerativos

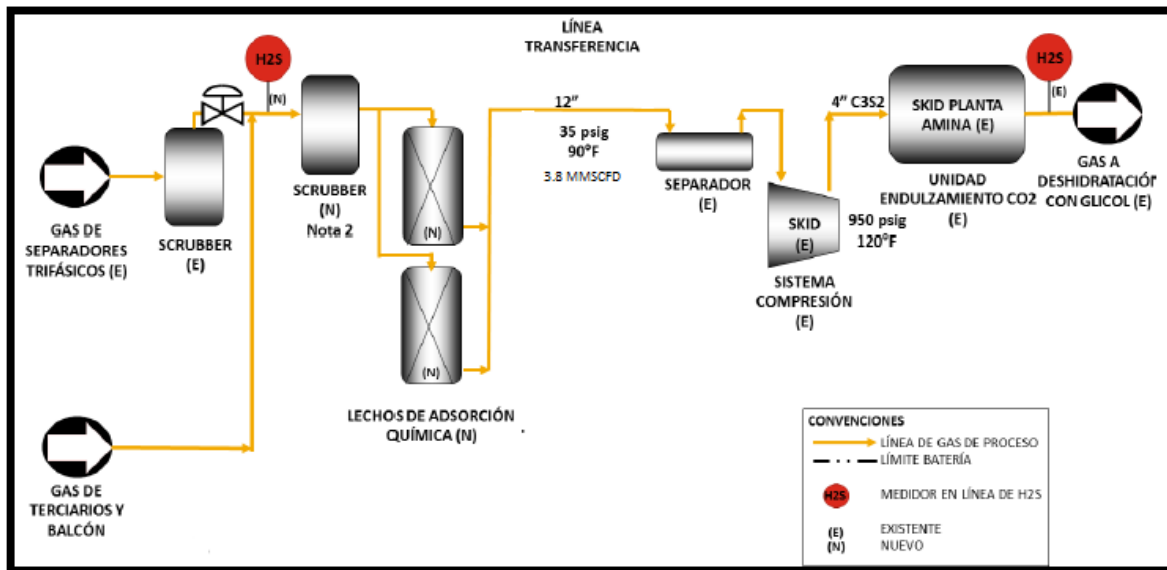


Figura 27. Esquema del sistema de endulzamiento por adsorción química

Para evaluar la tecnología de lechos sólidos no regenerativos, se revisó la tecnología “SULTATREAT”, patentada por Schlumberger. El objetivo es instalar dos columnas empacadas, para poder hacer mantenimiento y cambio de lecho sin interrumpir el proceso de retiro del H₂S de la corriente de agua. Estos equipos se instalarían en la batería Cretáceos, posterior al scrubber y al punto de ingreso de las corrientes de gas de las baterías Terciarios y Balcón, con estos se estaría protegiendo la línea de transferencia.

Para esta alternativa se tienen los siguientes requerimientos_

- Instalación de un scrubber antes de las columnas
- Instalación de 2 columnas de lechos de sulfatreat
- Medidor de H₂S aguas arriba y abajo del sistema de endulzamiento
- Instalación de dos compresores de aire

- Medición de temperatura a la entrada a la torre.
- Medición de presión a la entrada y presión diferencial en la torre
- Sistema de instrumentación y control requerido. Conexión a Delta V.

Se requiere un área considerable para la instalación de los equipos en la batería Cretáceos se cuenta con espacio suficiente para esta instalación. No requiere trabajos adicionales en el sistema contraincendios, el área estaría cubierta por el sistema actual. Dentro de los costos de operación se tuvieron en cuenta el cambio de los lechos, costos de mantenimiento y manejo de desechos.

Sus principales ventajas son que tienen bajo impacto ambiental, ya que no hay emisión de gases efecto invernadero y los residuos (pirita) se pueden disponer adecuadamente. Las desventajas son alto costo de los lechos de adsorción y éstos son muy susceptibles a ser desactivados por la presencia de líquidos. Las bajas temperaturas también bajan la eficiencia del material.

3.3 Adecuación De La Planta Para Remoción De H₂S Con Aminas

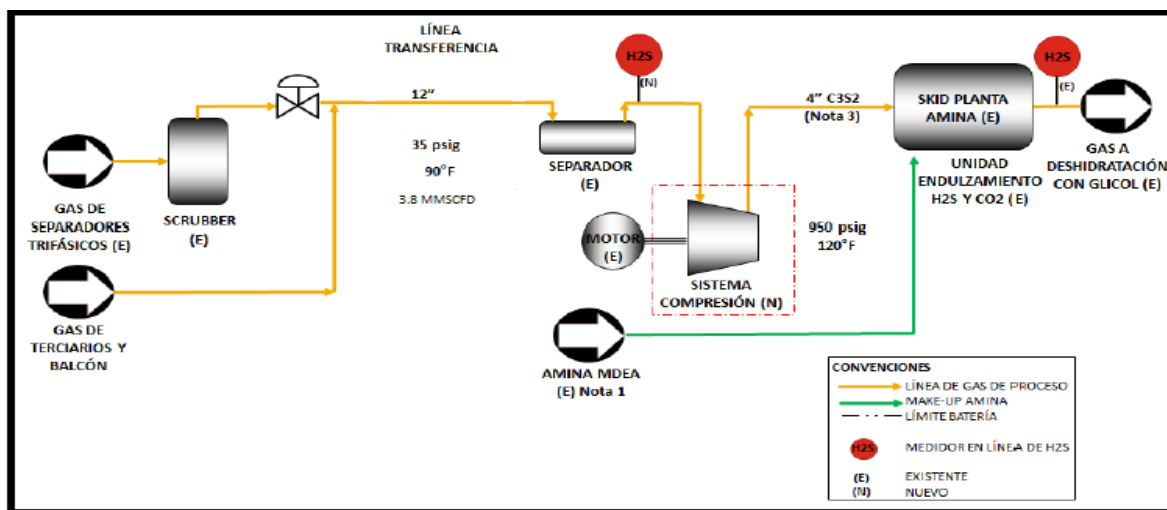


Figura 28. Esquema de la planta para remoción de H₂S con aminas.

Esta alternativa consiste en cambiar solvente químico de DEA a MDEA, debido a que este último es más apropiado para la remoción del gas, este cambio no generaría modificar las condiciones de operación de la planta de aminas. Debido a la criticidad, este cambio ya se hizo, pero requiere continuar con la inyección de secuestrante de H₂S para proteger el sistema de compresión, que se ve afectado por el “stress corrosion cracking” a las condiciones de presión de la salida de los compresores, tal como se vio en el capítulo 2. Para lo anterior se hace necesario el cambio de los compresores por unos con metalurgia especial para disminuir el riesgo de “stress corrosion cracking”

Para esta alternativa se requieren las siguientes actividades:

- Cambio del cuerpo de los tres compresores instalados
- Instalación de un hidrante adicional para el sistema contraincendios.
- Instrumentación

Se requiere de obra civil para adecuación del área para la instalación de los nuevos compresores.

La principal ventaja es que la planta de aminas ya está construida y operando en buenas condiciones. Las desventajas son que se requiere el cambio de los compresores y que esta alternativa implica emisiones al ambiente de componentes contaminantes de efecto invernadero.

4. Análisis financiero de cada alternativa.

Las diferentes alternativas evaluadas para realizar la remoción del H₂S en el gas enviado a la PTGD requieren de un costo de inversión inicial capitalizable, en donde se contemplan la compra de equipos, adecuaciones civiles, eléctricas y mecánicas para la ejecución de un proyecto. La inversión inicial es denominada costos CAPEX.

Adicional a los costos de inversión es necesario dar continuidad operativa a un proceso instalado y por ello se debe contemplar los costos del material consumible, mantenimiento y operación. Esta inversión es denominada costos OPEX.

Las bases generales de costos son las siguientes:

- a) Todos los costos están expresados en dólares americanos (USD).
- b) Tasa de cambio asumida: 2.900 COP/USD.
- c) Todos los costos están a Valor Presente (fecha de emisión de éste estimado).
- d) costo de materiales y servicios asociados detallados en la tabla N°.

A continuación se presenta un análisis financiero de cada una de las alternativas:

4.1 Costos Asociados A La Inyección De Secuestrante Químico.

4.1.1 Esquema. Mantener la Estructura de Planta actual adicionando automatización de la inyección del químico, considerando aumento en la cantidad de secuestrante.

4.1.2 Premisas de Diseño.

- a. Esta alternativa prevé el tratamiento de un flujo de gas de 3.5 MMSCFD. En las tres fuentes principales, batería Balcón, Batería Terciarios y Batería Cretáceos, para los cuales se aplicará una dosificación como se muestra en el siguiente cuadro.

Tabla 5.

Cálculo de dosificación por batería

Batería	Caudal de gas (MMSCFD)	Concentración H₂S (ppm)	Presión (PSI)	Temperatura (F)	Dosificación al 83% eff
Batería cretáceos	2.26	100.40	40	110	11.50
Batería Balcón	0.15	110.00	40	108	0.84
Batería Terciarios	1.09	163.00	40	115	9.04
TOTAL	3.50	120.00			21.38

- b. Contenido de H₂S: 120 ppm.
- c. Consumo de Secuestrante requerido: 21.38 gal/día.
- d. Se prevé la automatización de las bombas de suministro de químico, para control de caudal.
- e. Se prevé el suministro de un medidor de H₂S por instalación.
- f. Se prevé realizar conexión de nuevas bombas de inyección de químico al punto de inyección existente, utilizando tubing SS316 1/2".

- g. Se contempla el suministro de 2 Bombas de Inyección de Químicos en cada uno de los tres puntos.
- h. Los costos de operación y mantenimiento están incluidos en el costo del producto.

4.1.3 Costos de inversión (Capex). Los costos de capital para la implementación de esta alternativa se pueden ver en la tabla 6.

Tabla 6.

Costos de inversión - Capex para inyección de secuestrante químico

Descripción	Unidad	Cantidad	Precio Unitario (USD)	Precio Total (USD)
Bombas de Inyección (Cap 3,96 gph)	EA	6	3,450	20,700
Medidor de H ₂ S	EA	3	17,000	51,000
Cable para instrumentación	MT	1,200	1	1,536
Accesorios de Cable	GB	1	614	614
Tubing 1/2" SS316	MT	90	8	702
Accesorios Tubing	GB	842	1	842
Switch de Nivel para Tanques	EA	3	546	1,638
Mano de obra	HH	84	80	6,720
Contingencias (10%)	GB	8,375	1	8,375
Arranque y Puesta en Marcha	GB	1,300	1	1,300
Catalizadores y Químicos en Arranque	GB	2,000	1	2,000
Total Capex				95,428

4.1.4 Costos Anuales de Operación (Opex). Los costos de operación anual del sistema de inyección de secuestrante de H₂S se pueden ver en la tabla 7.

Tabla 7.

Costos anuales de operación (Opex) para inyección de secuestrante químico

Descripción	Unidad	Cantidad	Precio Unitario (USD)	Precio Total (USD)
Fongrasorb T50®	Gal	7,804	13.63	106,364
Desperdicio	Gal	156	13.63	2,127
Total Opex				108,492

4.2 Costos Asociados A La Adsorción Química Con Lechos No Regenerativos.

4.2.1 Esquema. Instalar un paquete de Lechos No Regenerativos, para Endulzamiento del Gas en Batería Dina Cretáceos.

4.2.2 Premisas de Diseño

- Esta alternativa prevé el tratamiento de un flujo de gas de 3.6 MMSCFD. Contenido de H₂S: 120 ppm.
- Fabricación e instalación de un scrubber de protección de los lechos.
- Fabricación e instalación de 2 lechos de adsorción (no regenerativos sulfratreat). Uno en operación – uno en stand by.
- Instalación de sistema de compresión y secado de aire de instrumentos.
- Instalación de un hidrante monitor de agua espuma con tanque de concentrado.

- f. Determinación de costos de gestión de desechos (lecho adsorbente gastado).
- g. Instalación un analizador de H₂S en línea.
- h. El paquete de endulzamiento será operado por el personal existente.
- i. Se prevé que los desechos serán transportados a centros de procesamiento ubicados a 150 Km del punto de generación.
- j. El Costo del Scrubber fue estimado, a partir de su fabricación en talleres del contratista.
- k. El Costo de los Vessels fueron estimados, a partir de su fabricación en talleres del contratista.
- l. Los precios asociados al lecho no regenerativo, derivan de cotización presupuestal emitida por el proveedor.
- m. La determinación de las cantidades de lecho no regenerativos a utilizar, se presentan en el
- n. El Costo de Mantenimiento se determinó, asumiéndolo como un 9% del CAPEX. Incluye el Mantenimiento Anual Rutinario y una fracción para el Mantenimiento Mayor que podría ocurrir cada 2 ó 3 años.

4.2.3 Costos de inversión (Capex).~ Los costos de inversión necesarios para implementar la alternativa de adsorción química con lechos no regenerativos se puede observar en la tabla 8.

Tabla 8.

Costos Capex para adsorción química con lechos no regenerativos

Descripción				Unidad	Cantidad	Precio Unitario (USD)	Precio Total (USD)
Scrubber				Pza	1	10,900.00	10,900.00
Vessels para lechos de adsorción				Pza	2	107,549.72	215,099.44

Descripcion	Unidad	Cantidad	Precio Unitario (USD)	Precio Total (USD)
Compresor de aire con secador	Pza	2	25,000.00	50,000.00
Medidor de H ₂ S	UN	1	17,000.00	17,000.00
Instalación en Sitio	GB	1	95,000.00	95,000.00
Fundaciones Asociadas	GB	1	57,000.00	57,000.00
Acero Estructural	GB	1	52,000.00	52,000.00
Tuberías Asociadas	GB	1	62,000.00	62,000.00
Instrumentación Asociada	GB	1	72,600.00	72,600.00
Electricidad Asociada.	GB	1	3,000.00	3,000.00
Obras Civiles	GB	1	36,000.00	36,000.00
Recubrimientos (Pintura/Aislamiento/Otros)	GB	1	24,000.00	24,000.00
Otros (SCI)	GB	1	16,500.00	16,500.00
Contingencias (10%)	GB	1	57,854.97	57,854.97
Arranque y Puesta en Marcha	GB	1	39,106.00	39,106.00
Total Capex				808,060.41

4.2.4 Costos Anuales de Operación (Opex). Los costos anuales de operación de la alternativa de adsorción química con lechos no regenerativos se puede observar en la tabla 9.

Tabla 9.

Costos anuales de operación (Opex) para adsorción química con lechos no regenerativos

Descripcion	Unidad	Cantidad	Precio Unitario (USD)	Precio Total (USD)
Lecho de Adsorción	Lb	126,822	2.04	258,717
Disposición de residuos en celdas de seguridad	Ton	58	104.19	6,001
Transporte de residuos	ton/km	18,430	0.40	7,286

Descripcion	Unidad	Cantidad	Precio Unitario (USD)	Precio Total (USD)
Mantenimiento Preventivo (1% del Capex)	GB	1	8,081	8,081
Mantenimiento Correctivo (2% del Capex)	GB	1	16,161	16,161
Costo de Manejo de Desechos	GB	1	6,043	6,043
Total Opex				302,288.13

4.2 Costos asociados a la adecuación de la planta para remoción de H₂S con aminas.

4.2.1 Esquema. Para la utilización de la Planta de endulzamiento con aminas actual se requiere el reemplazo de Compresores en la Planta de Tratamiento de Gas Dina.

4.2.2 Premisas de Diseño

- Esta alternativa prevé el tratamiento de un flujo de gas de 3.6 MMSCFD. Contenido de H₂S: 120 ppm.
- Reemplazo de los 3 Compresores en el Área Dina K
- Instalación de un Hidrante Monitor de Agua Espuma con Tanque de Concentrado.
- Solo se hará reemplazo del Cuerpo del Compresor sin incluir el Motor.
- El Precio del Compresor se obtuvo de Curvas Históricas de Costos.
- El Costo de Mantenimiento se determinó, asumiéndolo como un 16% del Costo del Equipos Principal.

- g. Incluye el Mantenimiento Anual Rutinario y una fracción para el Mantenimiento Mayor que podría ocurrir cada 2 ó 3 años.

4.2.3 Costos de inversión (Capex). Los costos para la implementación de esta alternativa, que básicamente son el cambio de compresores, se pueden ver en la tabla 10.

Tabla 10.

Costos de capital (Capex) para el cambio de compresores

Descripción	Unidad	Cantidad	Precio Unitario (USD)	Precio Total (USD)
Compresor	UN	2	4,390,000	8,780,000
Partes de Fijación y Otros	UN	2	43,900	87,800
Medidor de H ₂ S	UN	1	17,000	17,000
Instalación en Sitio	GB	1	70,667	70,667
Instrumentación Asociada	GB	1	23,333	23,333
Recubrimientos (Pintura/Aislamiento/Otros)	GB	1	50,200	50,200
Otros (SCI)	GB	1	16,500	16,500
Contingencias (2%)	GB	1	180,910	180,910
Arranque y Puesta en Marcha	GB	1	25,000	25,000
Repuestos	GB	1	20,000	20,000
Total Capex				9,271,410

4.2.4 Costos Anuales de Operación (Opex). Los costos anuales de esta alternativa consisten principalmente en mantenimiento rutinario de los compresores y el overhaul que se realiza cada cinco años y se puede ver en la tabla 11.

Tabla 11.

Costos anuales de operación (Opex) para el cambio de compresores

Descripción			Unidad	Cantidad	Precio Unitario (USD)	Precio Total (USD)
Mantenimiento (0.5% del valor del activo)		del	GB	1	43,900	43,900
Overhaul (cada 5 años)			GB	1/5	166,667	33,333
Total Opex						77,233

5. Matriz de evaluación de alternativas técnico financiera

Con el objetivo de determinar la mejor alternativa técnico-financiera para la remoción de H₂S de la corriente de gas que ingresa a la planta de tratamiento de gas Dina, se procede a la construcción de la matriz de evaluación de alternativas, que contempla los aspectos técnicos, económicos y de HSE.

A continuación se presentan los criterios de evaluación y se desarrollan para cada una de las tecnologías seleccionadas en el capítulo número dos.

5.1 Calificación de los factores de evaluación

En la tabla 12 se encuentra la calificación que se asignará a cada uno de los criterios de evaluación para cada una de las alternativas analizadas. La Calificación de 10 corresponde a la valoración más alta y 6 a la valoración más baja.

Tabla 12.

Calificación para cada uno de los criterios a evaluar

Valoración	Calificación
MUY ALTO	10
ALTO	9
MEDIO	8
BAJO	7
BAJO BAJO	6

5.2 Criterios De Evaluación De Alternativas.

Teniendo en cuenta los tres aspectos definidos para la evaluación se establecen Siete (7) criterios cualitativos para ser evaluados en cada una de las alternativas, en la Tabla 13 se relacionan los criterios y la ponderación de cada uno de ellos.

Tabla 13.

Criterios de evaluación y ponderación

Criterio	Ponderacion (%)
Costos de inversión (Capex)	30
Costos anuales de operación (Opex)	30
Riesgo HSE	20
Disposición de residuos	5
Consumo de energía	5
Complejidad de la operación	5
Mantenibilidad	5
TOTAL	100

5.2.1 Costos de inversión (Capex). Los costos de inversión inicial fueron analizados en el capítulo 4 para cada una de las alternativas. La tabla 14 muestra la calificación otorgada de acuerdo con el valor final de inversión.

Tabla 14.

Comparación de costos de capital (Capex)

Ítem	Alternativa	CAPEX MUSD\$	Calificación
1	Inyección de secuestrante químico.	95,428	10
2	Adsorción con lechos no regenerativos	808,060	9
3	Absorción con solventes químico.	9,271,410	6

5.2.2 Costos anuales de operación (Opex). En este criterio se estiman los costos de operación asociados con cada una de las alternativas en lo relacionado con costos de tratamiento, suministro de químicos y solventes, mantenimientos preventivos, basados en la experiencia de campo. Los costos en pesos se convirtieron a dólares utilizando la TRM de \$2900.

Tabla 15.

Costos anuales de operación (Opex de cada una de las alternativas)

Ítem	Alternativa	OPEX MUSD\$	Calificación
1	Inyección de secuestrante químico.	108,492	8
2	Adsorción con lechos no regenerativos	289,001	6
3	Absorción con solventes químico.	77,233	10

5.2.3 Riesgo HSE Se realiza una valoración cualitativa acerca del impacto en la salud de las personas y el medio ambiente, que puede ocasionar la implementación de cada una de las alternativas durante la instalación y operación de cada una de las mismas. La tabla xx muestra la calificación del riesgo HSE.

Tabla 16.

Calificación para cada una de las alternativas de acuerdo al riesgo HSE

Ítem	Alternativa	Descripción	Calificación
1	Inyección de secuestrante químico.	Durante la instalación del sistema de inyección de químico se genera una exposición menor de riesgo de la salud de las personas y al medio ambiente cumpliendo con un análisis de riesgos específico para la actividad. Durante la operación los riesgos son altos debido a que el producto es tóxico, al contacto con la piel o los ojos produce irritación grave, la inhalación puede originar desde problemas en el tracto respiratorio hasta edema pulmonar.	6
2	Adsorción con lechos no regenerativos	La instalación del sistema es de mayor complejidad debido a que son equipos de un mayor tamaño en donde se involucran actividades de trabajo en altura e izaje de cargas. El impacto en la operación es considerado bajo debido a que el sistema es cerrado, se trabaja a baja presión y no hay riesgo de contacto directo con el producto. Se requiere un procedimiento especial para el cambio del lecho.	8

Ítem	Alternativa	Descripción	Calificación
3	Absorción con solventes químicos.	Debido a la necesidad de cambiar los compresores de gas los riegos de instalación de equipos aumenta. En la operación están presentes algunos peligros por presencia de altas temperaturas, altas presiones, pérdida de contención y emisión de gases ácidos al ambiente.	7

5.2.4 Disposición de residuos. En este criterio es evaluado el impacto en las personas y en el medio ambiente que genera la disposición final de los residuos al terminar el proceso de remoción del H₂S. La tabla 17 muestra la calificación de la Disposición final.

Tabla 17.

Calificación para cada una de las alternativas de acuerdo a la disposición de residuos

Ítem	Alternativa	Descripción	Calificación
1	Inyección de secuestrante químico.	La mezcla del producto químico con el H ₂ S produce una reacción rápida que genera productos de desecho completamente solubles en agua, sin disposición de sólidos, por lo cual no presentan impactos negativos para el medio ambiente, teniendo en cuenta que la disposición final del agua es la inyección.	10
2	Adsorción con lechos no regenerativos	Una vez cumplido el ciclo de operación del material adsorbente, la reacción de dicho material con el H ₂ S da como resultado la formación de	6

Ítem	Alternativa	Descripción	Calificación
		Pirita. El lecho de adsorción que no reacciona, junto residuos de hidrocarburo y la pirita pueden generar desde irritación en ojos y en el tracto respiratorio hasta cáncer de pulmón. Por tal razón es necesario disponer estos residuos en celdas de seguridad.	
3	Absorción con solventes químicos.	El solvente químico entra a un proceso regenerativo continuo, en donde se desaloja el gas ácido y queda nuevamente disponible para entrar en operación, por tanto no se requiere hacer una disposición final.	10

5.2.5 Consumo de Energía. En este criterio se evalúa la cantidad de energía requerida para cada uno de las alternativas.

Tabla 18.

Calificación para cada una de las alternativas de acuerdo al consumo de energía

Ítem	Alternativa	Descripción	Calificación
1	Inyección de secuestrante químico.	Las bombas de inyección de química consumen en promedio 183 Watt.	9
2	Adsorción con lechos no regenerativos	La operación de los lechos no regenerativos no utiliza equipos que requieran energía.	10
3	Absorción con solvente	Los compresores nuevos consumirían igual cantidad de	10

Ítem	Alternativa	Descripción	Calificación
	químico. Metildietanol- amina MDEA.	energía que los compresores actuales, por lo que no hay incremento en este ítem.	

5.2.6 Complejidad de la operación. En este criterio se evalúa

Tabla 19.

Calificación para cada una de las alternativas de acuerdo a la complejidad de la operación

Ítem	Alternativa	Descripción	Calificación
1	Inyección de secuestrante químico.	Requiere incluir en las rondas estructuradas el monitoreo de las tasas de inyección, operación de las bombas, medidores de concentración de H ₂ S, inspección de fugas y trasiego de productos químicos.	8
2	Adsorción con lechos no regenerativos	Requiere incluir en las rondas diarias la inspección visual a la instrumentación, y seguimiento a variables de operación.	10
3	Absorción con solvente químico. Metildietanol- amina MDEA.	La operación continúa con el mismo grado de complejidad con respecto a la condición actual.	10

5.2.7 Mantenibilidad. En este criterio se evalúa los requisitos de mantenimiento tanto preventivo como correctivo de cada una de las alternativas.

Tabla 20.

Calificación para cada una de las alternativas de acuerdo a la mantenibilidad

Ítem	Alternativa	Descripción	Calificación
1	Inyección de secuestrante químico.	Requiere mantenimiento tanto preventivo como correctivo a las bombas de inyección, instrumentación y medidor de concentración de H ₂ S	8
2	Adsorción	Requiere hacer el cambio del lecho con lechos no regenerativos cada vez que se requiera, mínimo una vez al año	9
3	Absorción con solvente químico. Metildietanol-amina MDEA.	Las rutinas de mantenimiento continúan igual a las condiciones actuales.	10

5.3 Resultados De La Matriz De Evaluacion De Alternativas Tecnico Financiera.

En la tabla 21 se puede observar el resultado de la Matriz de evaluación de alternativas técnico financieras.

De acuerdo a los resultados de la Matriz, la mejor opción técnico financiera para la remoción de H₂S del gas de la planta de gas Dina es la inyección de secuestrante químico.

Tabla 21.

Matriz de evaluación de alternativas técnico financieras

Item	Criterio	Ponderación (%)	Inyección de secuestrante químico		Adsorción con lechos no regenerativos		Absorción con solvente químico. Metildietanol-amina mdea.	
			Calif.	Resul.	Calif.	Resul.	Calif.	Resul.
1	Costos de inversión (Capex)	30	10	3.00	9	2.70	6	1.80
2	Costos anuales de operación (Opex)	30	8	2.40	6	1.80	10	3.00
3	Riesgo HSE	20	6	1.20	8	1.60	7	1.40
4	Disposición de residuos	5	10	0.50	6	0.30	10	0.50
5	Consumo de energía	5	9	0.45	10	0.50	10	0.50
6	Complejidad de la operación	5	8	0.40	10	0.50	10	0.50
7	Mantenibilidad	5	8	0.40	9	0.45	10	0.50
TOTAL				8.35		7.85		8.20

6. Conclusiones

- La planta de tratamiento de gas Dina no fue diseñada para manejo de H₂S debido a que en el momento de su planeación no se había identificado la presencia de este contaminante. En las últimas mediciones de calidad del gas se identificó concentraciones de H₂S de entre 80 y 120 ppm, con picos de hasta 600 ppm. Lo que incrementa los riesgos, principalmente de agrietamiento por corrosión (stress corrosion cracking), debido a que en el sistema la presión se incrementa hasta 950 psi. Por lo anterior se hace indispensable el diseño e instalación de un sistema para remoción de H₂S en la corriente de gas a la entrada de la planta.
- De acuerdo a las condiciones de concentración de H₂S tanto en la entrada como el requerido en la salida de la planta, se seleccionaron tres alternativas a ser evaluadas para determinar la mejor opción tanto técnica como económicamente. Las tecnologías seleccionadas fueron: inyección de secuestrante químico, adsorción química en lechos sólidos no regenerativos y absorción química con amina Metildietanolamina.
- Para la inyección de secuestrante químico, se evaluó la inyección de Triazina, para lo que se requiere instalar tres puntos de inyección de química, una en la salida de la batería Terciarios, otra en la batería Balcón y otra en la salida de la batería Cretáceos, adicionalmente medidores de H₂S antes de cada punto de inyección para automatizar la inyección del producto de acuerdo a la concentración de H₂S.

- Para adsorción química en lechos sólidos no regenerativos, se evaluó la instalación de dos torres de adsorción con Sulfatreat. Se contempla la instalación de medidores de H₂S a la entrada y la salida de las torres de adsorción.
- Para el proceso de absorción química con amina, la planta de tratamiento de gas Dina cuenta con un sistema de endulzamiento utilizando Metildietanolamina (MDEA) con el cual se remueve tanto el CO₂ como el H₂S aguas abajo del proceso de compresión. De acuerdo a la Norma Nace MR0175, a las condiciones de presión de 950 psi, la máxima concentración permitida para prevenir el agrietamiento por corrosión es de 50 ppm, por lo que se hace necesario cambiar los compresores por unos con metalurgia especial para evitar este tipo de riesgos.
- De acuerdo a la matriz de evaluación de alternativas, contemplando aspectos técnicos, económicos y de HSE, la mejor opción para realizar la remoción de H₂S presente en la corriente de gas de entrada a la planta de gas Dina es la inyección de secuestrante químico, seguida por la absorción química con amina Metildietanolamina.

7. Recomendaciones

- Realizar la ejecución de un proyecto que permita instalar las facilidades requeridas para la remoción de H₂S en la corriente de gas de entrada a la planta de tratamiento de gas Dina de acuerdo con la tecnología de endulzamiento seleccionada en el presente documento.

- Realizar monitoreo diario de las concentraciones de H₂S a la salida de cada una de las corrientes que se encuentran direccionadas a la planta.
- Continuar con la inyección de secuestrante de H₂S en las facilidades provisionales y regulando la tasa de inyección manualmente, de acuerdo a los resultados del monitoreo diario.
- Antes del ingreso de una nueva corriente de gas a la planta o la implementación de un nuevo proyecto de aprovechamiento de gas, es importante asegurar que se cuente con los análisis de posibles contaminantes presentes y así poder incluir las facilidades necesarias para asegurar la integridad de las personas, medio ambiente y los equipos.
- Realizar evaluación y selección de materiales (y/o reemplazo de metalurgias, tecnologías posibles) previo al ingreso de nuevas corrientes al sistema de entrada a la Planta de Tratamiento de Gas Dina.
- Realizar periódicamente análisis de integridad de vasijas y líneas o activos que se encuentran expuestos al transporte y/o tratamiento de gas en presencia de H₂S.
- Actualizaciones periódicas de las variables de proceso para mantener la confiabilidad de los activos por stress corrosión cracking
- Revisión y análisis de agriamiento de los Yacimientos productores, por incremento de actividad microbiológica debido a la inyección de agua.

Referencias Bibliográficas

Abdel-AAL, H.K. & Aggour, Mohamed. (2003) Petroleum and gas field processing. Kuwait

Cabarcas, M. (s.f.) Diseño y operación de unidades de tratamiento y procesamiento de gas. Módulo III.

Flargent. (s.f.) Endulzamiento de gas natural con sulfatreat. Buenos Aires Argentina.

Gonzalez, A. (2004) Efecto del uso de secuestrantes líquidos para la remoción de H₂S en sistemas de producción de crudo y gas natural. Tesis de grado. Caracas Venezuela

Manning, F. & Thompson, R. (1991) Oilfield Processing of Petroleum, Volume 1: Natural gas. Tulsa, Oklahoma.

NACE MR0175. (2001) Petroleum and natural gas industries – materials for use in h₂s -containing environments in oil and gas production. New York