

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



**“EVALUACIÓN DE LA REUBICACIÓN DE LA PLANTA
DESHIDRATADORA DE GAS EN LA SUCCIÓN DE LOS EQUIPOS DE
COMPRESIÓN DE GAS DE LA PLANTA DEPE, DEL DISTRITO SAN
TOMÉ, PDVSA”**

REALIZADO POR:

FRANCESCA JULIETT QUINTERO SÁNCHEZ

TRABAJO DE GRADO PRESENTADO ANTE LA UNIVERSIDAD DE ORIENTE
COMO REQUISITO PARCIAL PARA OPTAR AL TÍTULO DE:

INGENIERO QUÍMICO

Barcelona, Noviembre de 2009

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



**“EVALUACIÓN DE LA REUBICACIÓN DE LA PLANTA
DESHIDRATADORA DE GAS EN LA SUCCIÓN DE LOS EQUIPOS DE
COMPRESIÓN DE GAS DE LA PLANTA DEPE, DEL DISTRITO SAN
TOMÉ, PDVSA”**

ASESOR

Ing. Químico Ronald Arias

Asesor Académico

Barcelona, Noviembre de 2009

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



**“EVALUACIÓN DE LA REUBICACIÓN DE LA PLANTA
DESHIDRATADORA DE GAS EN LA SUCCIÓN DE LOS EQUIPOS DE
COMPRESIÓN DE GAS DE LA PLANTA DEPE, DEL DISTRITO SAN
TOMÉ, PDVSA”**

Ing. Químico Ronald Arias

Asesor Académico

Ing. Químico Fidelina Moncada, M.Sc

Jurado Principal

Ing. Químico Arturo Rodolfo, M.Sc.

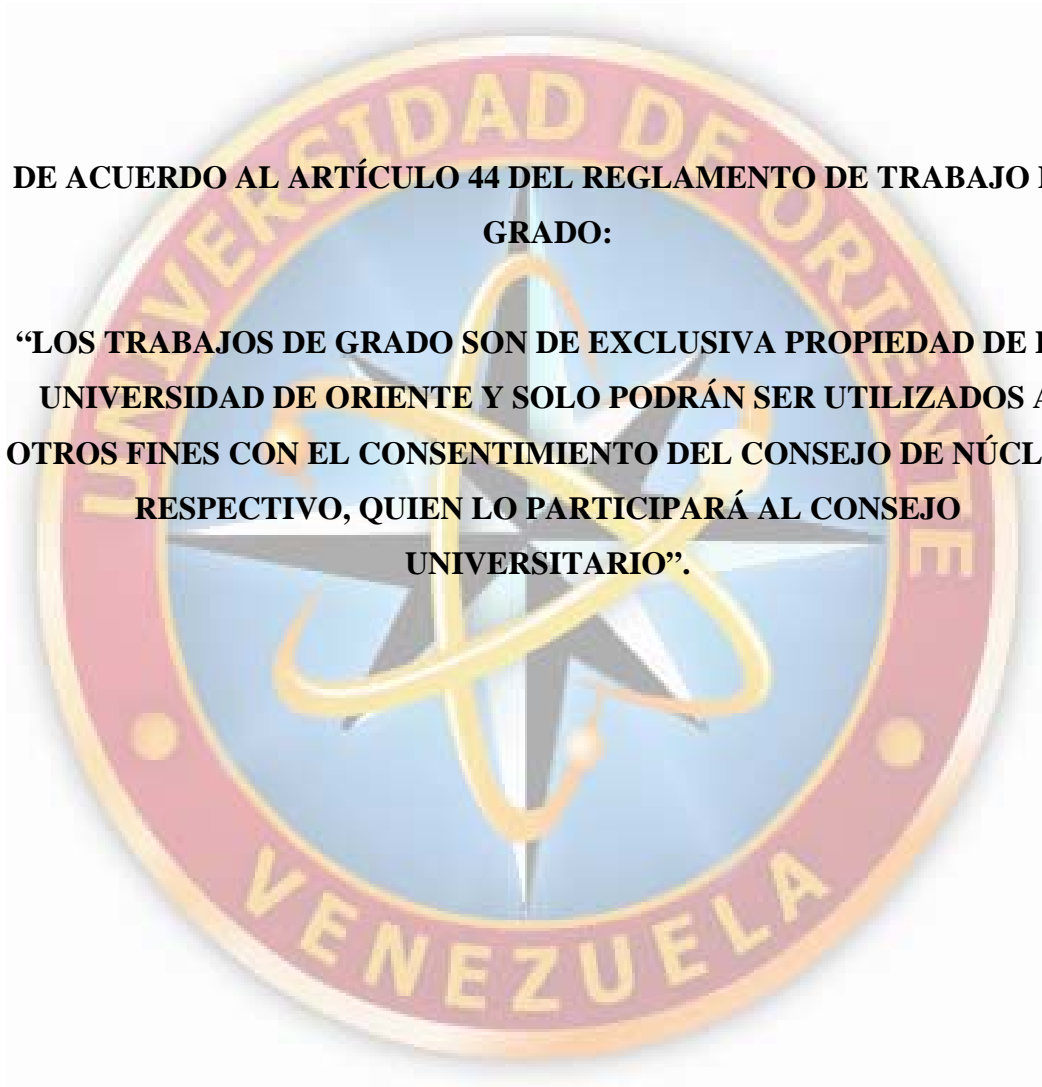
Jurado Principal

Barcelona, Noviembre de 2009

ARTÍCULO 44

DE ACUERDO AL ARTÍCULO 44 DEL REGLAMENTO DE TRABAJO DE GRADO:

“LOS TRABAJOS DE GRADO SON DE EXCLUSIVA PROPIEDAD DE LA UNIVERSIDAD DE ORIENTE Y SOLO PODRÁN SER UTILIZADOS A OTROS FINES CON EL CONSENTIMIENTO DEL CONSEJO DE NÚCLEO RESPECTIVO, QUIEN LO PARTICIPARÁ AL CONSEJO UNIVERSITARIO”.



DEDICATORIA

A Dios que nunca me ha abandonado, ha sido mi protector y guía durante todo el camino.

A mis padres y hermano que son mis grandes tesoros, por toda la fuerza, apoyo, amor y ayuda que me brindan. Por estar siempre allí cuando más los he necesitado, dándome siempre patrones de responsabilidad. Todo lo que soy se los debo a ustedes; siempre he luchado por mí, pero sobre todo lo he hecho por ustedes. Ante todo ustedes son mis tres mejores amigos, por eso les dedico mi triunfo. ¡LOS AMO!

A mis familiares, porque son pilares fundamentales en mi formación, todos y cada uno han contribuido de forma significativa en el cumplimiento de mi meta. En especial a mis abuelitas y tías que han colaborado conmigo en todos los sentidos. Estoy segura que anhelaban este logro tanto como yo. ¡Los quiero mucho!

A mi tío Carlos Sánchez; tu constancia, capacidad de destacarte y éxito profesional me estimulan a superarme. Por indicarme la actitud de firmeza que debo mostrar ante los nuevos retos; eres mi gran ejemplo a seguir. ¡Socio bello te quiero!

A mi abuelito Julio Sánchez y mi primo Jhonny Gregorio “El Gordo”, por haber sido grandes persona y porque sé que donde quiera que se encuentren, están muy orgullosos de mi. Los quiero muchísimo, los extraño y nunca los olvidaré.

AGRADECIMIENTO

A Dios por estar siempre a mi lado, cuidándome y guiándome.

A mi padre, Javier, porque siempre he recibido de tu parte el amor, la comprensión y el apoyo incondicional que han sido clave de este logro, eres un padre ejemplar al que le debo todo lo que soy, me has enseñado a caminar y a luchar. ¡TE AMO!

A mi madre, Francisca, por darme siempre las palabras justas de aliento para salir adelante, darme fuerza para levantarme y ayudarme a salir de todos mis problemas. Tu amor me guía para seguir luchando por mis sueños. Eres un ser único madre. ¡TE AMO!

A mi hermano, por estar siempre conmigo viviendo cada etapa y ser mi orgullo. Eres ejemplo de constancia, perseverancia, dedicación y responsabilidad. Juntos lo logramos. Te amo mi bebe.

A mis abuelitas y tías, son mis segundas madres, tengo mucho que agradecerles, personas como ustedes no se consiguen en cualquier esquina. Porque he contado con ustedes desde el día en que nací, con el amor que me han brindado y la confianza que depositada en mí. ¡Las Amo!

A mi tutor académico el profesor, Ronald Arias, siempre has tenido paciencia para tolerarme en los días de estrés, porque además de ser un gran amigo, eres un excelente profesor, me guiaste y asesoraste para alcanzar esta meta.

A mi tutor industrial el Ing. Wilmer Lista; a mis supervisores José Chauran, José Narváez, Antonio González y al Ing. Carlos Pinto; quienes colaboraron conmigo durante mi proceso de pasantías en la empresa PDVSA, Distrito San Tomé. Gracias a ustedes por ayudarme en la obtención de información, sus conocimientos y consejos fueron muy valiosos para el desarrollo de mi proyecto.

A mis inseparables amigas, Ale y Desi, por ser excelentes, por comernos juntas las verdes y maduras. Nos une una gran amistad llena de experiencias; experiencias superadas, cultivadas y valoradas. Las quiero mucho.

A María de los Ángeles; amiga los años de amistad que me has brindado merecen ser reconocidos y agradecidos, más que amiga eres hermana. Gracias por mantenerte a mi lado en todas mis etapas. ¡Enyel te quiero!

A mis amigos Betty, Karla, Patricia Guevara, Daniel, Cesar, Alfredo, José Germán, Carlos, Neisy, Yeselin, Karina, Johanna, Patricia Mata, Ruth, Enrique, Aurimar y a todos aquellos que de una u otra manera compartieron conmigo experiencias, colaboraron e hicieron más llevadero el periodo universitario.

A mi tío Juan Cedeño y su familia por su acogedor y meritorio refugio durante los meses de mis pasantías. La ayuda recibida y el aprecio tan sincero que tengo por parte de ustedes marco huella en mí.

A los Sres. William Guevara, Pablo Reyes, Maricruz Marval, Ana Figueroa y Ruth Rivas porque cada uno a su modo, me han guiado, aconsejado, dado cariño y confiado en mí. Siempre valoraré el apoyo suministrado por ustedes.

A todas aquellas personas que aunque no las nombre son importantes para mí y que contribuyeron con mi formación académica y personal.

A la Universidad de Oriente, por brindarme la oportunidad de formarme como profesional.

¡GRACIAS A TODOS!

RESUMEN

Se evaluó la reubicación de la planta deshidratadora de gas en la succión de los equipos de compresión de gas de la planta Dación Estación Principal Este (DEPE), del Campo de Producción Dación, del Distrito San Tomé, PDVSA. Para ello se realizó un estudio a las condiciones de diseño y operación de la planta que permitió evaluar el comportamiento a través del modelado y validación del proceso del gas natural con el programa de simulación de procesos Hysys Plant 3.2. Se procedió a montar el modelo de simulación para el caso de la reubicación donde se intercambiaron la ubicación del sistema de deshidratación con las unidades de compresión, con la finalidad de observar el comportamiento de las variables involucradas en el proceso. Seguidamente se calculó la eficiencia de la propuesta de reubicación, realizando comparaciones de porcentajes de desviación. Finalmente se estudió económicamente el proyecto para confirmar si resulta viable la proposición. Los resultados de la simulación de diseño arrojaron valores confiables, con un único valor fuera del rango establecido como aceptable; el contenido de agua en el gas natural de salida que resultó 13,30%. En la validación de la simulación a condiciones de operación se obtuvieron desviaciones fuera de rango de 19,51%, 13,54% y 13,67% para la humedad del gas deshidratado, la temperatura de entrada al primer compresor de las dos primeras unidades compresoras tren 1 y la temperatura de entrada al primer compresor de la tercera unidad compresora del mismo tren, respectivamente. Con la reubicación se obtuvo menor eficiencia en el proceso de deshidratación que para la operación actual, generando a la salida del proceso 55,38 lb H₂O/MMPCE de humedad para la propuesta planteada. Se logró reducir el contenido de agua en el gas a la entrada de los compresores en un 87,24%, al igual que las pérdidas económicas anuales.

CONTENIDO

ARTÍCULO 44	iv
DEDICATORIA	v
AGRADECIMIENTO	vi
RESUMEN.....	ix
CONTENIDO	x
LISTA DE TABLAS	xiv
LISTA DE FIGURAS.....	xvi
CAPITULO I.....	18
INTRODUCCIÓN	18
1.1 Presentación de la empresa	19
1.1.1 Divisiones de P.D.V.S.A.....	20
1.1.2 Misión y visión de la empresa.....	21
1.1.3 Ubicación geográfica de PDVSA Distrito San Tomé.....	22
1.2 Planteamiento del problema.....	23
1.3 Objetivos	25
1.3.1 Objetivo general.....	25
1.3.2 Objetivos específicos	25
CAPITULO II	10
MARCO TEÓRICO.....	10
2.1 Antecedentes	10
2.2 El gas natural.....	11
2.2.1 Teorías de formación del gas natural	12
2.2.1.1 Teoría inorgánica	12
2.2.1.2 Teoría orgánica	12
2.2.2 Clasificación del gas natural	14
2.2.3. Cromatografía a gas (CG).....	15

2.2.4 Contenido de agua en el gas natural.....	15
2.3. Problemas que causa el agua en el gas natural.....	17
2.3.1 Prevención de hidratos.....	20
2.4. Compresión del gas natural.....	21
2.4.1. Compresores.....	23
2.4.1.1. Clasificación del tipo de compresor.....	23
2.4.1.2. Compresores reciprocantes.....	25
2.5 Deshidratación del gas natural.....	27
2.5.1 Métodos para la deshidratación del gas natural.....	27
2.5.2 Punto de rocío.....	28
2.5.3 Deshidratación del gas con glicol.....	29
2.5.3.1. Propiedades del trietilénglicol.....	31
2.5.4. Descripción del proceso de compresión del gas en la planta DEPE.....	32
2.5.5. Descripción del proceso de deshidratación del gas natural mediante absorción con trietilénglicol (TEG).....	34
2.5.6. Descripción de los equipos de un sistema básico de compresión del gas natural y deshidratación con trietilénglicol.....	36
2.5.6.1. Separador.....	37
2.5.6.2. Motocompresor.....	37
2.5.6.3. Intercambiador.....	37
2.5.6.4. Separador de entrada.....	38
2.5.6.5. Torre contactora.....	38
2.5.6.6. Regenerador.....	40
2.5.6.7. Tanque acumulador.....	43
2.5.6.8. Bombas de glicol.....	44
2.5.6.9. Separador glicol-hidrocarburos.....	44
2.5.6.10. Filtros.....	46
2.5.6.11. Intercambiadores de calor.....	48
2.6. Líquido en corrientes gaseosas.....	49

2.7. Diseño de procesos.....	50
2.7.1. Simulación de procesos.....	52
2.7.1.1. Simulador de procesos Hysys Plant.....	56
CAPITULO III.....	60
MARCO METODOLÓGICO.....	60
3.1 Realización de la simulación del proceso de compresión y deshidratación de gas natural con datos de diseño	61
3.1.1. Datos de diseño de las plantas.....	61
3.1.2. Selección del modelo termodinámico	62
3.1.3. Caracterización de las corrientes.....	63
3.1.3.1. Composición del gas	64
3.1.3.2. Contenido de agua en la corriente de gas de entrada	65
3.1.3.3 Determinación del flujo de TEG pobre requerido por diseño para la deshidratación del gas	65
3.1.4. Restricciones y operaciones realizadas para el montaje de la simulación de diseño de las plantas.....	67
3.1.5. Operaciones del Hysys empleadas para la simulación y criterios aplicados	67
3.1.6. Aprobación de la simulación a las condiciones de diseño	71
3.2 Validación de las simulaciones del proceso de compresión y deshidratación con datos operacionales	73
3.2.1. Transformación de las trazas de H ₂ S en porcentaje en volumen para ser introducidos en la cromatografía utilizada.....	76
3.2.2. Contenido de agua en la corriente de gas de entrada	77
3.3 Evaluación de las simulaciones del proceso con los datos de operación para la reubicación de la planta deshidratadora en la succión de las unidades de compresión	82
3.3.1 Operaciones alteradas en el montaje de la simulación de reubicación	83
3.4 Determinación de la eficiencia de la reubicación de la planta deshidratadora de gas en la succión de los sistemas de compresión	84

3.5 Comparación económica de la propuesta planteada con el estado actual de la planta	86
CAPITULO IV	89
DISCUSIÓN DE RESULTADOS	89
4.1. Elaboración de las simulaciones del proceso de compresión y deshidratación del gas natural con los datos de diseño	89
4.2. Validación de la simulación del proceso con datos operacionales	91
4.3. Evaluación de la simulación del proceso con los datos de operación para la reubicación de la planta deshidratadora en la succión de las unidades de compresión	95
4.4. Determinación de la eficiencia de la reubicación de la planta deshidratadora de gas en la succión de los sistemas de compresión	101
4.5. Comparación económica de la propuesta planteada con el estado actual de la planta.....	104
CAPITULO V	108
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	108
5.1. Conclusiones	108
5.2. Recomendaciones.....	110
BIBLIOGRAFÍA	112
METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO	115

LISTA DE TABLAS

Tabla 2.1. Composición típica del gas natural [6]	12
Tabla 2.2. Propiedades físicas y termodinámicas del trietilénglicol [15]	31
Tabla 3.1. Variables de diseño de la planta DEPE, empleadas en la simulación. [19]	61
Tabla 3.2. Modelos termodinámicos y rango de operación. [4].....	63
Tabla 3.3. Análisis cromatográfico de la corriente de gas en base húmeda, utilizada para el diseño a la entrada de la planta compresora.	64
Tabla 3.4. Parámetros de presión y temperatura a la entrada y salida de los compresores para el montaje de la simulación a las condiciones de diseño [19]	69
Tabla 3.5. Porcentajes de desviación. [4].....	71
Tabla 3.6. Variables de operación de la planta DEPE, empleadas en la simulación.	80
Tabla 3.7. Variables de operación empleadas para la simulación en las interetapas de cada unidad compresora para ambos trenes de compresión.....	81
Tabla 3.8. Resumen mensual de paradas de planta en DEPE	86
Tabla 4.1. Comparación de las variables de diseño con los valores obtenidos por el simulador en el montaje del caso de diseño.	89
Tabla 4.2. Porcentajes de desviación de las variables obtenidas por la simulación con los datos operacionales de la planta DEPE, tren 1 del sistema de compresión.....	93
Tabla 4.3. Porcentajes de desviación de las variables obtenidas por la simulación con los datos operacionales de la planta DEPE, proceso de deshidratación.....	95
Tabla 4.4. Desviaciones de las variables obtenidas por la simulación de reubicación con los datos operacionales de la planta DEPE, proceso de deshidratación.	96
Tabla 4.5. Porcentajes de desviación de las variables obtenidas por la simulación con los datos operacionales para la reubicación de la planta DEPE, tren 1 del sistema de compresión.	99

Tabla 4.6. Eficiencia obtenida entre los datos de diseño con los datos operacionales de la planta DEPE en el proceso de deshidratación.	101
Tabla 4.7. Eficiencia obtenida entre datos de diseño con los valores obtenidos por el simulador para la reubicación de la planta DEPE en el proceso de deshidratación..	102
Tabla 4.8. Contenido de humedad en las corridas de las simulaciones a la entrada de unidades de compresión	104
Tabla 4.9. Resumen mensual de paradas de planta en DEPE con la reubicación....	105
Tabla 4.10. Pérdidas volumétricas para los casos de operación actual y reubicación	106
Tabla 4.11. Pérdidas económicas para el caso de operación actual y reubicación ..	106

LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1. Ubicación geográfica de PDVSA, San Tomé [1].....	22
Figura 2.1. Degradación de la materia orgánica para la formación del gas y el crudo [7].....	13
Figura 2.2. Diagrama simplificado de un sistema de compresión [9].....	23
Figura 2.3. Tipos de compresores de procesos químicos [14].....	24
Figura 2.4. Diagrama teórico de la compresión [12]	25
Figura 2.5. Diagrama P-V del ciclo real del compresor recíprocante.....	26
Figura 2.6. Diagrama ilustrativo de los cambios de fase de la materia. [15].....	29
Figura 2.7. Diagrama del proceso de deshidratación de gas natural con trietilenglicol. [3,4,15].....	36
Figura 2.8. Diagrama de proceso de una unidad compresora de gas natural de tres etapas.....	38
Figura 2.9. Torre contactora de una planta deshidratadora [15].....	39
Figura 2.10. Diagrama esquemático de un regenerador [15].....	41
Figura 2.11. Separador trifásico [15]	41
Figura 2.12. Filtros de glicol [15]	47
Figura 2.13. Esquemático de intercambiadores de calor glicol/glicol. [15]	48
Figura 2.14. Diseños de procesos. [17].....	52
Figura 3.1. Diagrama del tratamiento del gas natural en la estación de flujo DEPE. [19].....	60
Figura 3.2. Operaciones empleadas para el montaje de las simulaciones.....	68
Figura 3.3. Esquema de la simulación del proceso de compresión y deshidratación del gas natural de la planta DEPE.	74
Figura 3.4. Cromatografía del gas en base seca empleada para la validación de las simulaciones en la planta DEPE.	75

Figura 3.5. Diagrama del tratamiento del gas natural con la propuesta de reubicación en la estación de flujo DEPE.....	82
Figura 3.6. Despliegue del modelado de simulación para la reubicación de los sistemas de tratamientos del gas natural de la planta DEPE.....	84
Figura 4.1. Composición en base húmeda del gas de entrada al contactor de la planta DEPE.....	92
Figura 4.2. Sistema de equilibrio de TEG y gas saturado con agua, a 100 °F. [11] ..	98
Figura 4.3. Comparación de la humedad del gas deshidratado obtenida en los tres casos de estudio.....	103
Figura 4.4. Comparación anual de las pérdidas económicas entre el caso de operación actual y la propuesta de reubicación.....	107

CAPITULO I

INTRODUCCIÓN

El gas natural es un energético natural de origen fósil, que se encuentra normalmente en el subsuelo continental o marino. Se formó hace millones de años cuando una serie de organismos descompuestos como animales y plantas, quedaron sepultados bajo lodo y arena, en lo más profundo de antiguos lagos y océanos. En la medida que se acumulaba lodo, arena y sedimentos, se fueron formando capas de roca a gran profundidad. La presión causada por el peso sobre estas capas más el calor de la tierra, transformaron lentamente el material orgánico en petróleo y en gas natural.

El gas natural se acumula en “reservorios” entre la porosidad de las rocas subterráneas. Pero en ocasiones, el gas natural se queda atrapado debajo de la tierra por rocas sólidas que evitan que el gas fluya, formándose lo que se conoce como un yacimiento.

El gas natural puede obtenerse como tal en yacimientos de gas libre o asociado en yacimientos de petróleo y de condensado (porciones volátiles de petróleo). En Venezuela, los yacimientos de gas libre son de reciente utilización. Tradicionalmente el gas natural se ha obtenido vinculado con la producción de petróleo.

Es normal que, en el gas natural exista agua en estado de vapor, la cantidad que los hidrocarburos gaseosos pueden transportar se mide con equipos adecuados llamados medidores del punto de rocío. Es obvio que este parámetro se puede referir tanto a los hidrocarburos líquidos como al agua.

La presión, la temperatura y la composición de la mezcla de hidrocarburos inciden en el comportamiento del sistema y en la cantidad de agua que puede retener; así, a presión constante, a medida que se enfría un volumen dado de gas natural, disminuye su capacidad de retención.

El gas natural es la fuente de energía que ha conocido el mayor avance desde los años 70 y representa la quinta parte del consumo energético mundial. Gracias a sus ventajas económicas y ecológicas, el gas natural resulta cada día más atractivo para muchos países. Las características de este producto, como por ejemplo su reducido intervalo de combustión, hacen de esta fuente de energía una de las más seguras del momento.

En la actualidad es la segunda fuente de energía con mayor utilización después del petróleo. Presenta una ventaja competitiva frente las otras fuentes de energía pues, solamente alrededor del 10% del gas natural producido se pierde antes de llegar al consumidor final.

1.1 Presentación de la empresa

Petróleos de Venezuela S.A (PDVSA) es la casa matriz de la corporación, propiedad de la República Bolivariana de Venezuela, regida por la Ley orgánica que reserva al Estado la Industria y Comercio de los Hidrocarburos. Se encarga del desarrollo de industria petrolera, petroquímica y carbonífera, tiene como actividad planificar, coordinar, supervisar y controlar las actividades operativas de sus divisiones, tanto en Venezuela, como en el exterior, ocupa una destacada posición entre los refinados mundiales y su red de manufactura y mercado. Además realiza actividades en las áreas de investigación y desarrollo tecnológico, educación y adiestramiento en sectores vinculados con la industria energética. [1]

Con el reto de mantenerse como una empresa competitiva rentable frente a los nuevos tiempos, PDVSA ha puesto en marcha la transformación de su estructura corporativa, con el propósito fundamental de redefinir el papel de la casa matriz y consolidar la estructura operativa. En este sentido a finales de 1997, la corporación energética Venezolana creó con la fusión de sus filiales Corpoven, Maraven, Lagoven la empresa PDVSA Manufacturera y Mercadeo, y PDVSA Servicios. Cada una de estas divisiones está integrada a su vez por diversas empresas y unidades de negocio, ubicadas tanto en Venezuela como en el exterior.

1.1.1 Divisiones de P.D.V.S.A

PDVSA Exploración, Producción y Mejoramiento: responsables por el desarrollo de petróleo, gas, carbón y la manufactura de orimulsión. Esta división está compuesta por las siguientes unidades de negocio: PDVSA Exploración, PDVSA Producción Faja, Bitor-Carbozulia y CVP.

PDVSA Refinación, Suministro y Mercadeo: esta división está a cargo de las actividades de refinación de crudos, así como la manufactura de productos comercialización y suministro para el mercado nacional e internacional. Además, se encarga de la comercialización del gas natural y cumple funciones de transporte marítimo. Esta organización está constituida por: Refinación y Comercio, Deltaven, PDV Marina y PDVSA Gas.

PDVSA Servicios: esta división es responsable del suministro de servicios integrados, especializados y competitivos, a toda la corporación. Su área de gestión incluye una amplia gama de especialidades, entre las cuales se destaca: suministro de bienes y materiales, servicios técnicos, consultorías y asesorías profesional, informática e ingeniería, entre otras. Esta organización está compuesta por Bariven,

PDVSA Ingeniería y Proyectos, PDVSA Administración y Servicios, Consultoría Jurídica, Recursos Humanos, Finanzas y Asuntos Públicos, continuando en él desarrollo de todas sus actividades, con especial énfasis, en las áreas de explotación y producción de yacimientos de crudos livianos y medianos que ofrece el oriente del país y que son vitales actualmente para la aplicación de nuevos mercados internacionales.

1.1.2 Misión y visión de la empresa

Visión. La visión de PDVSA Exploración y Producción es la de ser reconocida internacionalmente como la corporación energética de referencia mundial por excelencia, a través del aprovechamiento óptimo de sus recursos, la eficiencia operacional y la introducción oportuna de nueva tecnología, con gente de primera, preparada y motivada, preservando su integridad y la de los activos, en total armonía con el medio ambiente y el entorno. Además la de ser la organización líder en la generación de los lineamientos técnicos para el establecimiento de las estrategias de exploración y producción a mediano y largo plazo.

Misión. Petróleos de Venezuela Sociedad Anónima, (PDVSA) es una organización energética, destinada a la exploración, producción y mejoramiento de hidrocarburos, esta corporación posee la misión de satisfacer las necesidades de energía de la sociedad, promoviendo el crecimiento socioeconómico.

1.1.3 Ubicación geográfica de PDVSA Distrito San Tomé

PDVSA San Tomé, pertenece a la división Oriental, se encuentra ubicada geográficamente en el municipio Freites, en la región centro sur del Estado Anzoátegui, comprendiendo parte de la región centro oeste del Estado Monagas y parte de la región sur del estado Guárico, posee un área total de 17.085 kilómetros cuadrados, 135 kilómetros en dirección norte-sur y 180 kilómetros en dirección este-oeste.

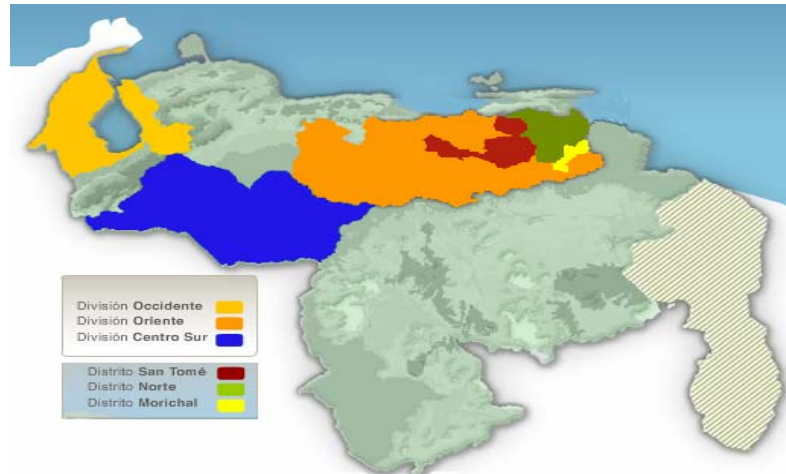


Figura 1.1. Ubicación geográfica de PDVSA, San Tomé [1]

Posee 5 unidades de producción: Dación, Liviano, Mediano y Pesado.

La Unidad de Producción Dación se encuentra al este de San Tomé, con una extensión de 427 km², fue descubierto en el año 1944, siendo explotado por la Empresa Mene Grande Oil Company hasta que es declarado campo marginal. En el año 2.006 hasta la actualidad PDVSA asume la operación de los campos operacionales que tenía anteriormente la empresa ENI DACIÓN B.V.

1.2 Planteamiento del problema

El área operativa de PDVSA Oriente está conformada por cinco distritos operacionales: Puerto La Cruz, Punta de Mata, Anaco, Maturín y San Tomé. Este último se encuentra en el estado Anzoátegui, abarcando la zona del sur del mismo. Está dividido en cuatro Unidades de Producción (UP): Liviano, Mediano, Pesado y Dación, siendo la unidad de Dación el punto de atención de este trabajo. En esta unidad se encuentra el campo Dación, de donde surge la necesidad de evaluar la reubicación de la planta deshidratadora de gas en la succión de los equipos de compresión de gas, de la planta compresora DEPE de este campo. Este trabajo es responsabilidad de la Gerencia de Plantas de Gas y Agua, la cual se encarga principalmente del manejo de fluidos, específicamente del gas natural, para ello cuenta con una serie de plantas compresoras, que comprimen el gas para la inyección en los yacimientos petroleros cuya presión ha disminuido, con el fin de darle la energía suficiente para ayudar al levantamiento y la recuperación de grandes volúmenes de petróleo crudo.

En el área Dación del Distrito San Tomé, se lleva a cabo la producción de gas a través de cuatro estaciones de compresión DEPE, DEPO, DAC-1 y DAC-3, que trabajan a 60 y 1.330 psig de presión para la succión y descarga respectivamente. Dación Estación Principal Este (DEPE) es la estación del área Dación de mayor capacidad de manejo para el gas deshidratado, con 90 MMPCED (Millones de pies cúbicos estándar por día) de gas natural; para su tratamiento cuenta con una recuperadora de vapor VRU, una planta de acondicionamiento de gas combustible, una deshidratadora a alta presión y un sistema de compresión de gas.

El gas natural luego de pasar por las unidades de compresión pasa a la unidad deshidratadora de gas natural para reducir su contenido de agua antes de ser distribuido a los pozos, desde un punto de saturación a las condiciones de descarga,

hasta menos de 7 lb H₂O/MMPCE. Aproximadamente el 10% del volumen de gas tratado en la deshidratadora es enviado a la planta acondicionadora de gas combustible, donde se procede a separar de la corriente principal de gas, los hidrocarburos de mayor peso molecular, para aumentar el número de metano por encima de 83%, que garanticen el buen funcionamiento de los equipos a los cuales será distribuido; y el 90% es enviado a inyección en los pozos.

Actualmente, los procesos de producción del gas natural presentan una serie de problemas operacionales que impiden su óptima producción, específicamente en las unidades de compresión y deshidratación. Uno de estos problemas radica en el contenido de agua del gas que fluye por las unidades compresoras, que está causando excesiva corrosión en las mismas, entre otros problemas. Ha sido estimado que en los separadores de líquidos de succión pertenecientes a los sistemas de compresión, 200 lb de líquido por cada MMPCE de gas se formarían como consecuencia del enfriamiento de la tubería, lo que conlleva a un incremento considerable en los costos operacionales e impacta la producción del crudo.

Basado en el precio del barril para el día 24 de septiembre de 2009 (65,47 \$), se estima que la planta DEPE aporta diariamente al área Dación un aproximado de 1,18 MM\$ por efecto de una producción ideal de 18.000 barriles por día (BPD), lo que se transforma en un aporte de 35,4 MM\$ al mes. Tomando en cuenta los reportes de gas en DEPE de los últimos 4 meses, del total de pérdidas a causa de fallas y paradas en los sistemas de compresión, aproximadamente el 8% es debido al reemplazo de válvulas que se han deteriorado por presencia de líquidos en compresores. Este porcentaje representa una pérdida aproximada de 426 BPD; es decir, se dejan de obtener 0,028 MM\$ por día o lo que es lo mismo 0,84 MM\$ al mes.

Por tal razón, la Gerencia de Plantas Gas y Agua solicita realizar un estudio de factibilidad de reubicación de la planta deshidratadora de gas en la succión de las

unidades compresoras de la estación DEPE; a fin de mejorar la eficiencia del proceso. Al disminuir considerablemente la cantidad de agua que pasa por los sistemas de compresión, se prolongará el tiempo de vida útil de los mismos y la capacidad de producción, entre otras.

La importancia de este trabajo radica, en que si al determinar la factibilidad de la reubicación de la planta, resulta aceptable se logrará la optimización del proceso, es decir, se podrá garantizar la producción del campo, asociada con el levantamiento artificial del gas (LAG), que estaría directamente relacionada con la producción de gas de los compresores. Además, se logrará disminuir la corrosión de las unidades de compresión y mejorar la confiabilidad de los mismos y se contribuirá a disminuir los costos por mantenimiento y aumentar los ingresos por producción.

1.3 Objetivos

1.3.1 Objetivo general

Evaluar la reubicación de la planta deshidratadora de gas en la succión de los equipos de compresión de gas de la planta de DEPE, del Distrito San Tomé, PDVSA.

1.3.2 Objetivos específicos

1. Realizar las simulaciones del proceso de compresión y deshidratación del gas natural con los datos de diseño.
2. Validar las simulaciones del proceso de compresión y deshidratación con los datos de operación.

3. Evaluar las simulaciones del proceso con los datos de operación para la reubicación de la planta deshidratadora en la succión de las unidades de compresión.
4. Determinar la eficiencia de la reubicación de la planta deshidratadora de gas en la succión de los sistemas de compresión.
5. Comparar económicamente la propuesta planteada con el estado actual de la planta.

CAPITULO II

MARCO TEÓRICO

2.1 Antecedentes

En 1996 Sotillo [2], realizó un estudio para evitar la presencia de líquidos en motocompresores, para minimizar la existencia de partículas líquidas y sólidas, que puedan disminuir el deterioro del equipo, así mismo, disminuir el número de paros por alto nivel de líquidos. Levantó datos en campo, elaboró los sistemas de recolección y distribución de gas, para luego realizar los cálculos y validación de los diseños. También evaluó el sistema con el simulador “Pipephase”, para posteriormente efectuar un análisis para la corrección del problema. Observó que las caídas de presión eran superiores a las admisibles y niveles de velocidad altos, de igual forma notó que no existe un mantenimiento en los separadores y tuberías.

En el 2003 Tineo [3], evaluó un proceso de deshidratación de gas natural, con la finalidad de analizar la operabilidad de la planta cuando en ella se procesa un gas cuyas condiciones de presión y temperatura no corresponden a las indicadas en el diseño. Realizó variaciones de flujo de gas alimentado al proceso de gas, manteniendo constante el bombeo de glicol al sistema, que le permitió realizar el levantamiento de información de campo. Con los datos obtenidos simuló el proceso, usando el programa Hysys Process, y determinó, que la eficiencia del proceso actualmente no era la esperada por el diseño, para flujos de gas de alimentación por encima de 30 MMPCED.

En 2008 Vicent [4], evaluó las pérdidas de trietilenglicol en dos plantas deshidratadoras de gas, para ello realizó un estudio de las condiciones de diseño y

operación de las plantas que permitieron evaluar su comportamiento a través del modelado y validación del proceso de deshidratación de gas con el programa de simulación de procesos Hysys Plant. Posteriormente, llevó a cabo el análisis de los estudios fisicoquímicos realizados a las corrientes de trietilenglicol involucradas. Finalmente, realizó un estudio de las variables operacionales de las plantas para evaluar si se encontraban operando a las condiciones óptimas de operación.

2.2 El gas natural

El gas natural es incoloro, inodoro, insípido, sin forma particular y más ligero que el aire. Se presenta en su forma gaseosa por encima de -161°C . Por razones de seguridad, se le añade mercaptano, un agente químico que le da olor, con el propósito de detectar una posible fuga de gas. Este es una mezcla de gases que se encuentra frecuentemente en yacimientos fósiles, no asociado (solo), disuelto o asociado con petróleo, o en depósitos de carbón. Aunque su composición varía en función del yacimiento del que se extrae, está compuesto principalmente por metano en cantidades que comúnmente pueden superar el 90 ó 95%, y suele contener otros gases como el nitrógeno, etano, CO_2 , H_2S , propano, butano, mercaptano y trazas de hidrocarburos más pesados [5]. La tabla 2.1 representa la composición típica del gas natural.

Sin embargo, las proporciones de estos compuestos varían dependiendo del tipo de condiciones del yacimiento de donde proceden y de las condiciones de separación en estaciones de producción de crudo y gas.

Tabla 2.1. Composición típica del gas natural [6]

Componente	Nomenclatura	Composición	Estado Natural
Metano	CH ₄	70-90	Gas
Etano	C ₂ H ₆	0-20	Gas
Propano	C ₃ H ₈		Gas licuable
Butano	C ₄ H ₁₀		Gas licuable
Dióxido de carbono	CO ₂	0-8	Gas
Oxígeno	O ₂	0-0,2	Gas
Nitrógeno	N ₂	0-5	Gas
Sulfuro de hidrógeno	H ₂ S	0-5	Gas
Gases raros	Ar, He, Ne, Xe	Trazas	Gas

Una mezcla de gas natural con alto contenido de hidrocarburos pesados se encuentra normalmente en yacimientos de condensados y/o yacimiento de gas asociado con crudos livianos.

2.2.1 Teorías de formación del gas natural

2.2.1.1 Teoría inorgánica

Explica el origen de estos hidrocarburos gracias a la combinación de elementos químicos como el carbono y el hidrógeno sometidos a altas temperaturas y presiones, ubicados en capas muy profundas de la tierra. [7]

2.2.1.2 Teoría orgánica

Según esta teoría, el petróleo y el gas natural se han formado por la transformación de la materia orgánica vegetal y animal (figura 2.1), cuya estructura molecular ha sufrido alteraciones por efectos de altas temperaturas, acción de bacterias y microorganismos, altas presiones en el subsuelo y otros agentes a lo largo de millones de años. Esta teoría es la más aceptada actualmente.

El gas natural al igual que el petróleo se encuentra acumulado en el subsuelo en estructuras geológicas denominadas trampas. Dentro de estas, los hidrocarburos (o el gas) están contenidos en una roca porosa (o con espacios porosos) que se llama roca yacimiento. Los yacimientos pueden ser:

- Yacimientos de petróleo, donde el petróleo es el producto predominante y el gas se encuentra como producto secundario, disuelto en cantidades que dependen de la presión y temperatura del yacimiento.

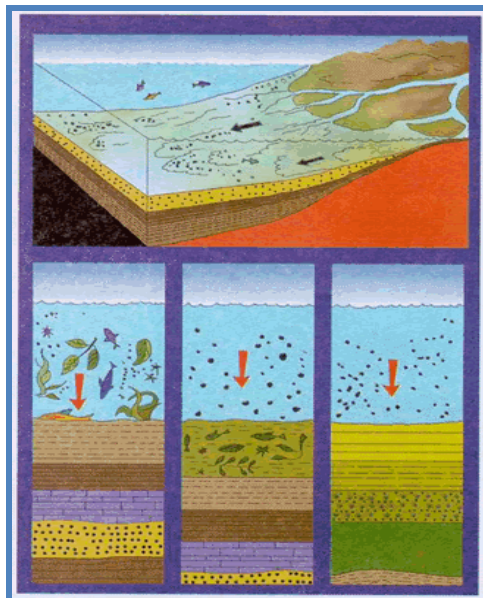


Figura 2.1. Degradación de la materia orgánica para la formación del gas y el crudo

- Yacimiento de gas-petróleo, son aquellas acumulaciones de petróleo que tienen una capa de gas en la parte más alta de la trampa. La presión ejercida por la capa de gas sobre la del petróleo es uno de los mecanismos que contribuye al flujo natural del petróleo hacia la superficie a través de los pozos.
- Yacimientos de condensados, en estos yacimientos de hidrocarburos están en estado gaseoso, por características específicas de presión temperatura y composición. El gas está mezclado con otros hidrocarburos líquidos; se dice que se halla en estado saturado. Este tipo de gas recibe el nombre de gas húmedo.
- Yacimiento de gas seco, en éstos el gas es el producto principal. Son yacimientos que contienen hidrocarburos en su fase gaseosa, pero al producirlos no se forman líquidos por los cambios de presión y temperatura. El gas se genera gracias a un proceso de expansión, donde la cantidad de gas está relacionada con la presión del recipiente.
- Yacimiento de gas asociado, el gas que se produce en los yacimientos de petróleo, el gas-petróleo y de condensado, recibe el nombre de gas asociado, ya que se produce conjuntamente con hidrocarburos líquidos.

2.2.2 Clasificación del gas natural

De manera general el gas natural puede clasificarse en:

- Gas dulce: es aquel que contiene cantidades de sulfuro de hidrógeno (H_2S), menores a 4 ppm (partes por millón).
- Gas agrio o ácido: es aquel que contiene cantidades apreciables de sulfuro de hidrógeno, dióxido de carbono y otros componentes ácidos (CO_2 , CS_2 , mercaptanos, etc.) razón por la cual se vuelve corrosivo en presencia de agua libre.

- Gas rico (húmedo): es aquel del cual se puede obtener cantidades apreciables de hidrocarburos líquidos (propano y más pesados) aproximadamente a 3 GPM (galones por 1.000 pies cúbicos en condiciones normales). No tiene ninguna relación con el contenido de vapor de agua que pueda contener el gas.
- Gas pobre (seco): es una gas que prácticamente ésta formado por metano (CH_4) y etano (C_2H_6). [8]

2.2.3. Cromatografía a gas (CG)

Es una técnica de separación de los componentes de una mezcla, en la cual las muestras que se analizan deben ser vaporizadas previamente. [9]

La cromatografía se puede dividir en: en analítica y preparativa.

La cromatografía analítica se usa para identificar los diferentes componentes que integran la mezcla, mientras que la cromatografía preparativa se usa para separar y recoger muestras puras de uno o más componentes.

El análisis se realiza en un equipo denominado cromatógrafo a gas en el cual se obtienen las condiciones apropiadas para que:

- a) Se pueda efectuar el proceso de separación.
- b) El operador controle los diversos parámetros en el cromatógrafo.

2.2.4 Contenido de agua en el gas natural

El contenido de agua saturada en un gas depende de la presión, y la temperatura del fluido. Los cambio de temperatura y presión que experimenta el gas hacen que el agua se deposite en forma líquida en las tuberías que se utilizan para su transportación. Cuando el gas está saturado produce depósitos de líquidos al bajar la temperatura. La presión y/o temperatura de los hidrocarburos inciden en la cantidad de agua que este puede retener; así, a presión constante, a medida que se enfría un volumen dado de un gas su capacidad de retención disminuye. [4]

Para estimar el contenido de agua del gas natural saturado y la temperatura de rocío de un gas no saturado se han desarrollado varios métodos, como la figura de McKetta y Wehe que ha sido ampliamente usada por muchos años en la deshidratación del gas natural dulce, y la correlación de R. Bukacek; esta ultima permite calcular el contenido de gas para gases dulces a partir de la presión y temperatura del gas por medio de la siguiente ecuación [10]:

$$W = \frac{A}{P} + B$$

(Ec. 2.1)

Donde:

W = contenido de agua en el gas (lb H₂O/MMPCE).

A y B = constantes que dependen de la temperatura.

P = presión del gas natural (psia).

En el anexo A, se muestra la figura A.1 de McKetta y Wehe, y la tabla A.1 las constantes empleadas por la correlación de Bukacek.

2.3. Problemas que causa el agua en el gas natural

Todo gas natural que se produce contiene agua. Alguna de esta agua en estado líquido y puede ser fácilmente removida con el uso de separadores, pero siempre permanecerá algo de agua mezclada con el gas en forma de vapor. [5]

El vapor es probablemente la impureza indeseable más común en un flujo de gas. Cuando el gas es comprimido o enfriado, el vapor de agua pasa a la fase líquida o sólida, y es entonces cuando se vuelve peligroso ya que por una parte acelera la corrosión en las tuberías y equipos, y por la otra en las plantas de recuperación de líquidos presenta el gran inconveniente de formar los hidratos los cuales se solidifican en forma de hielo y obstruyen por taponamiento válvulas, conexiones y líneas.

Para prevenir estas dificultades se debe remover parcialmente del gas, el vapor de agua contenida en el, antes de introducirlo a las líneas de transmisión o plantas de proceso.

El gas se considera saturado de vapor de agua, cuando sale de las estaciones de flujo. La cantidad de agua contenida en el gas a las diferentes presiones y temperaturas ha sido objeto de muchas investigaciones y ha sido cuidadosamente determinado.

Un aspecto que suele complicar el panorama es no tener absoluta claridad en cuanto al volumen de agua, en estado de vapor, que puede estar disperso en el gas natural. Como se ha descrito con anterioridad, los cambios en la temperatura y presión condensan parcialmente este vapor que altera el estado físico de gas a líquido y luego a sólido dentro de las tuberías y otros recipientes. Como ejemplo de estos problemas que pudieran llegar a ser graves, están los sistemas criogénicos que no tienen ninguna tolerancia al agua, ya que estos trabajan a temperaturas comprendidas

entre -100 y -300 °F y el agua podría causar problemas muy graves a nivel operacional. Este vapor de agua debe ser removido para evitar en el sistema [6]:

✓ Formación de ácidos. Cuando hay presencia de CO_2 y H_2S , conjuntamente con agua libre, se formaran compuestos ácidos que corroen las tuberías y restos de los componentes metálicos del sistema [6]. Los gases naturales con concentración de H_2S mayores o iguales a 0,08% molar y presiones superiores a 65 psia producen corrosión por esfuerzo en los aceros al carbono; sin embargo, aun cuando el contenido de H_2S sea menor, se puede producir corrosión localizada donde la presión parcial del H_2S (presión molar del gas multiplicada por la fracción del H_2S en el gas) exceda 0,05 psia.

Una alternativa para evitar la corrosión por la presencia de H_2S o CO_2 es utilizar tuberías de acero inoxidable, no obstante es más económico emplear tuberías de acero al carbono y deshidratar el gas natural.

✓ Peligro de explosión. Si un bache de agua que se haya formado en la tubería entra a una caldera, habrá una explosión. La magnitud depende de la cantidad de líquido que llegue y de la temperatura que encuentre. El agua, al evaporarse aumenta 1.700 veces su volumen.

✓ Obstrucción en la tubería. Obviamente cuando se forman estos taponamientos, la red de tubería se taponan, aumentando la caída de presión y el servicio se interrumpe.

Por otro lado, la presencia de agua libre también ocasiona serios problemas en las plantas de extracción de líquidos del gas natural y en equipos secundarios tales como: intercambiadores de calor, compresores e instrumentos de medición, entre otros.

✓ Formación de hidratos. Los hidratos son compuestos sólidos que se forman como cristales, a una temperatura bien por encima del punto de congelamiento del agua, tomando apariencia de nieve. Son producto de una reacción entre el gas natural y el agua. Su composición es aproximadamente un 10% de hidrocarburo y un 90% agua, siendo su gravedad específica es 0,98 y flotan en el agua pero se hunden en los hidrocarburos líquidos. El metano y etano son los hidrocarburos más comunes que al ser combinados con agua forman hidratos.

Los hidratos pueden generar obstrucciones y/o taponamientos en válvulas, conexiones, líneas de gas, entre otros.

La condición más importante según la cual se hace factible la formación de hidrato es la presencia de agua libre en la corriente de gas natural, por esta razón, si las condiciones de presión y temperatura a las cuales ocurre la formación de cristales se encuentran por debajo del punto de rocío de la corriente gaseosa los hidratos se formaran; en caso contrario no.

Es importante destacar que algunos compuestos se disuelven en agua y si la disolución se deja evaporar lentamente, el compuesto disuelto precipita en forma de cristales que contienen cantidades definidas de agua.

Los hidratos no son sustancias más o menos humedecidas sino compuestos definidos, porque su composición es constante. Pueden perder su agua de hidratación por calefacción y se pueden volver a formar por reacción de la sustancia anhidra con el agua; esto demuestra que la fuerza que mantienen unida a las moléculas de agua en los hidratos no es muy fuerte. Cuando se forman dentro de las tuberías taponan el gasoducto creando una especie de soldadura impidiendo que él pueda circular. , es necesario calentar los tubos o agregarles sustancias como inhibidores, capaces de destruir estos bloques para que se reinicie la circulación.

Condiciones que favorecen su formación:

- ✓ Baja temperatura.
- ✓ Alta presión.
- ✓ Gas con agua libre o cerca del punto de rocío.
- ✓ Alta velocidad.
- ✓ Cualquier agitación.
- ✓ Pulsaciones de presión.
- ✓ Introducción de cristales de hidratos.
- ✓ La presencia de termopozos o escamas en las tuberías.

Las razones para evitar la formación de hidratos son [4,11]:

- Prevenir el taponamiento de las tuberías de transmisión debido a los procesos fríos (descensos de las temperaturas).
- Prevenir la corrosión de la tubería.
- Obtener el punto de rocío requerido para la venta de gas equivalente a 7 lb H₂O/MMPCE.
- Evitar los daños que se le producen a los álabes de las turbinas y demás equipos rotativos.
- Evitar el taponamiento de los intercambiadores criogénicos o cajas frías.

2.3.1 Prevención de hidratos

El gas natural contiene cierta cantidad de vapor de agua. Es así entonces, que como consecuencia de la fuerte reducción de presión, que puede ocurrir en las válvulas reguladoras de presión de la planta, se origina una importante disminución de temperatura como consecuencia de la brusca expansión del gas provocando la formación de hidratos, los que se cristalizan formando hielo en especie de nieve en la instalación.

Por dicho motivo, es necesario en instalaciones en que se produzcan fuertes caídas de presión, adoptar medidas tendientes a evitar este problema, dado que dichos hidratos afectan el normal funcionamiento de la instalación. Lo normal es que se analice las condiciones en las cuales se puede formar hidratos y se realicen los correctivos a tiempos.

Los métodos para la prevención de formación de hidratos son:

- ✓ Inyección de elementos inhibidores como el metanol o glicol, con los cuales se baja el punto de rocío y se impide la formación de hidrato.
- ✓ Removiendo el agua del gas o del líquido antes del enfriamiento mediante un proceso de deshidratación.

2.4. Compresión del gas natural

La compresión se refiere al aumento de energía que se logra en un fluido gaseoso por medio de un trabajo que se efectúa sobre él. Los fluidos que más comúnmente se comprimen son: el aire, gas natural, componentes separados del gas natural y gases comerciales con propósitos industriales. Los compresores tienen como función principal aumentar la presión del gas, por lo cual el compresor somete el gas a un trabajo de tal manera que se incremente la energía total del mismo, este

incremento se manifiesta por aumentos de presión y temperatura. El proceso de compresión del gas natural se puede representar a través de un proceso termodinámico, en donde el gas con una presión P_1 , se comprime y posteriormente se descarga a los niveles de presión P_2 superiores requeridos. Este proceso puede darse en una o varias etapas. [12]

En la figura 2.2 se observa que el gas proveniente de la fuente entra a un intercambiador de calor donde se reduce la temperatura desde T_1 hasta T_2 . Producto de este descenso en la temperatura, se puede o no producir la condensación de ciertos componentes, que conforman la mezcla, por lo tanto en aquellos casos donde este proceso se produzca, es necesario instalar un separador, del cual salen típicamente dos corrientes, una de gas por el tope y una de líquido por el fondo; la corriente de gas es enviada hacia el compresor en donde se eleva la presión desde P_2 hasta P_3 , lo que origina un aumento de temperatura desde T_2 hasta T_3 ; la corriente de gas que sale del compresor a T_3 entra a un intercambiador de calor de donde sale a una temperatura menor T_4 ; esta corriente de gas, con cierto contenido de líquido, es enviada a un separador de donde salen dos corrientes, una de gas por el tope y una de líquido por el fondo; así se cuenta con el volumen de gas a las condiciones de presión y temperatura requeridas por el proceso.

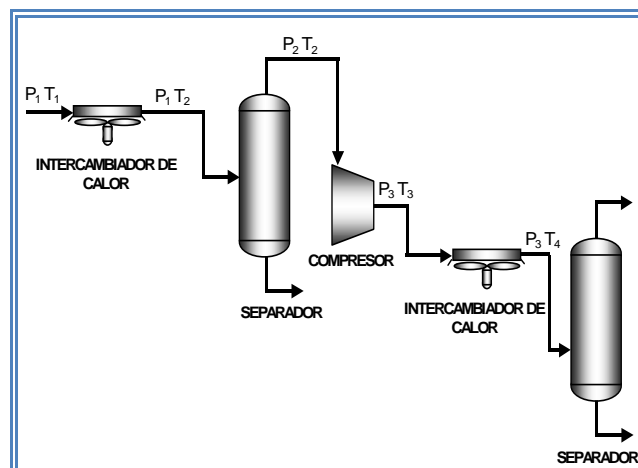


Figura 2.2. Diagrama simplificado de un sistema de compresión [9]

2.4.1. Compresores

Es un tipo de máquina que se utiliza para aumentar la presión del gas natural, con el fin de transportarlo por medio de tuberías, inyectarlo en yacimientos o para extraerle los componentes pesados que contiene. [13]

La operación de compresión en general es de naturaleza cíclica, es decir, el gas es tomado del nivel inferior de presiones de cantidades fijas, es comprimido, luego es descargado en el nivel de presión superior, después de lo cual el mecanismo compresor admite un nuevo volumen de gas de baja presión para iniciar el ciclo descrito.

2.4.1.1. Clasificación del tipo de compresor.

Los principales tipos de compresores se clasifican en dos grandes grupos: dinámicos y de desplazamiento positivo (figura 2.3). Los compresores dinámicos son máquinas rotatorias de flujo continuo en donde se transforma la energía cinética (velocidad) en presión. Los compresores dinámicos se clasifican de acuerdo al flujo que manejan en radial y axial.

Los compresores de desplazamiento positivo son unidades de flujo intermitente, donde el incremento de presión se logra introduciendo un volumen de gas en un espacio determinado, que posteriormente es reducido por medios mecánicos. Se dividen en dos grandes grupos: reciprocantes y rotatorios. Dentro de este capítulo se limitará al estudio de los tipos de compresores reciprocantes.

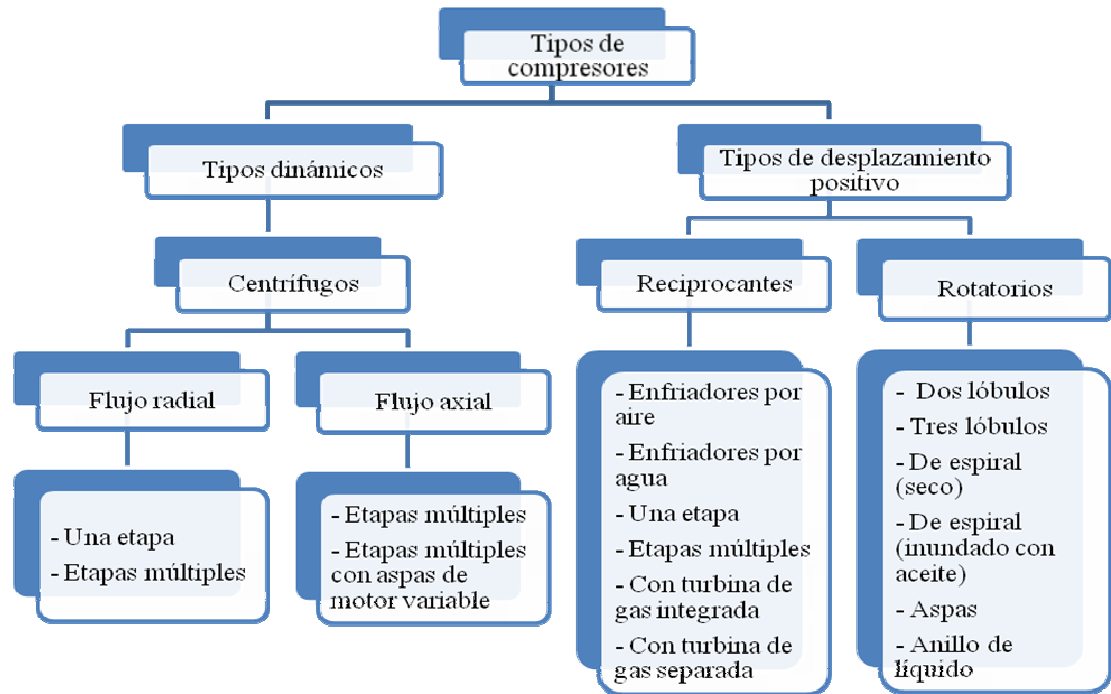


Figura 2.3. Tipos de compresores de procesos químicos [14]

2.4.1.2. Compresores reciprocantes

En estos equipos el elemento principal de compresión es un pistón que se mueve alternativamente dentro de un cilindro, lográndose así la reducción del volumen del gas a comprimir.

El proceso teórico, como se muestra en la figura 2.4, que sufre el gas dentro de un cilindro de un compresor recíprocante consiste en un aumento de presión y posterior descarga durante la reducción del volumen por parte del pistón cuando se mueve del punto muerto inferior al punto muerto superior. Luego durante el movimiento de retorno del pistón se produce una expansión del gas que queda dentro del cilindro al final del recorrido del pistón y finalmente succión del gas.

Teóricamente se asume que la compresión y expansión ocurren politrópicamente siguiendo la relación ($P \cdot V^n = C$). La descarga y la succión ocurren a presión constante.

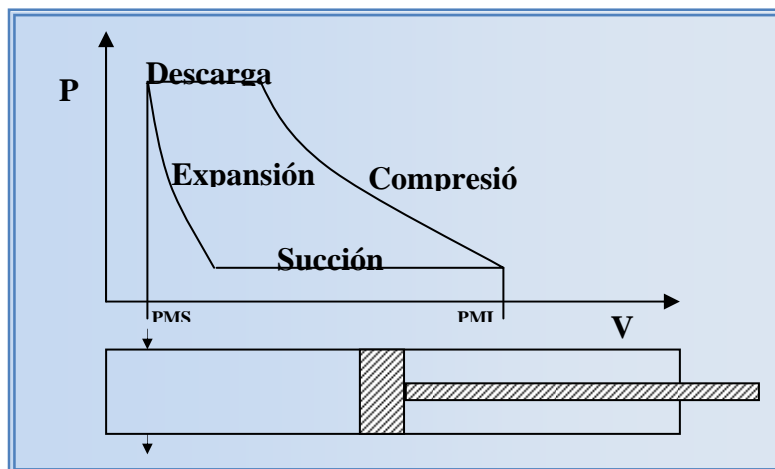


Figura 2.4. Diagrama teórico de la compresión [12]

La entrada de gas durante la succión y la salida durante la descarga se controlan mediante válvulas anti-retorno (check) instalada en aberturas ubicadas en el cilindro. El instante cuando abren y cierran las válvulas está controlado por el desequilibrio de fuerzas que se producen debido a la presión del gas y la fuerza adhesiva originada por la viscosidad del aceite durante el inicio del levantamiento. Por lo tanto el instante de apertura puede variar si cambian estas fuerzas.

Durante el ciclo del gas dentro del cilindro los procesos no ocurren idealmente, sino que están afectados por fenómenos que producen un incremento del trabajo del ciclo, alterando el diagrama como se muestra en la figura 2.5. Estos fenómenos son: fugas a través de las válvulas de succión y descarga, fuerzas generadas por la inercia del gas y los componentes de las válvulas, caídas de presión a través de las válvulas, calentamiento y transferencia de calor del gas y fugas internas de gas a través del pistón.

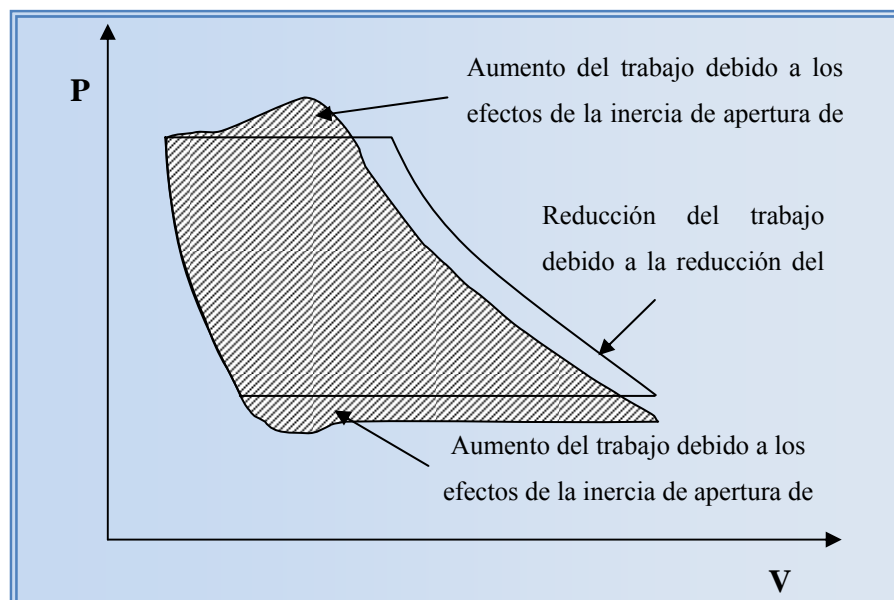


Figura 2.5. Diagrama P-V del ciclo real del compresor recíprocante.

2.5 Deshidratación del gas natural

Deshidratar el gas natural consiste en eliminar el agua que el contiene, para ello se debe conocer de manera previa la cantidad de agua que tiene el fluido a determinadas condiciones de presión y temperatura. Este proceso es de gran importancia ya que evita la formación de hidratos cuando el gas es transportado por las tuberías. [3]

2.5.1 Métodos para la deshidratación del gas natural

La deshidratación del gas natural puede hacerse con los siguientes procesos:

- ◆ Absorción. consiste en la remoción de un componente de la fase de vapor usando un solvente líquido higroscópico, como los glicoles que tienen una gran afinidad con el agua y son fácilmente regenerados, permitiendo su uso continuo. La reducción del punto de rocío del gas por debajo de 0 °F a 1.200 psi se dificulta por este método.

- ◆ Adsorción. Consiste en la remoción de un componente de la fase de vapor utilizando sólidos que lo adsorban, como el tamiz molecular, gel de sílice y aluminatos. Estos materiales se caracterizan por tener una estructura porosa de gran afinidad al agua y pueden reducir la humedad del gas hasta 0,1 ppm, equivalente a un punto de rocío de -150 °F.

- ◆ Expansión-refrigeración. Mediante el efecto Joule-Thompson se enfría el gas por la caída de presión en dispositivos adecuados y luego es separada la fase líquida que se forma. Como se produce una gran caída de presión de gas, se usa sólo cuando el objetivo primario es recuperar condensado.

- ◆ Inyección. Bombeando un líquido reductor del punto de rocío, como el metanol o el metilenglicol.

2.5.2 Punto de rocío

Es la temperatura a la cual, a una presión determinada empiezan a condensar los hidrocarburos presentes en la mezcla de gas. Los diferentes estados de la materia y sus respectivos cambios pueden observarse en la figura 2.6, donde se aprecia que la condensación es un proceso de transición del estado gaseoso a líquido.

El descenso del punto de rocío es aquella reducción que ocurre cuando el glicol absorbe agua y baja la temperatura de rocío del gas natural. Se determina por la diferencia entre la temperatura a la cual llega el gas a la planta saturado con agua y el punto de rocío con respecto al agua en el gas tratado.

La reducción del punto de rocío también se ve afectada por [11]:

- Tasa de flujo del glicol.
- Temperatura de contacto en el tope del absorbedor.
- Eficiencia del contacto glicol/gas.
- Concentración del glicol pobre.

Para el cálculo del punto de rocío se puede utilizar esta fórmula [5]:

$$Pr = \sqrt[8]{\frac{H}{100} \cdot [112 + (0,9 \cdot T)] + (0,1 \cdot T) - 112} \quad (\text{Ec. 2.2})$$

Donde:

Pr = punto de rocío

T = temperatura en grados (Celsius)

H = humedad relativa.

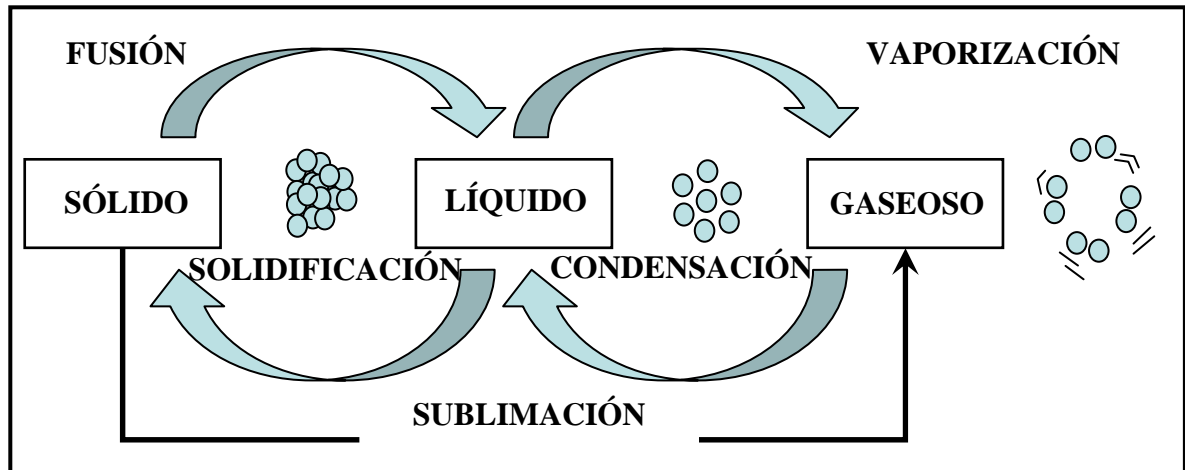


Figura 2.6. Diagrama ilustrativo de los cambios de fase de la materia. [15]

2.5.3 Deshidratación del gas con glicol

Los glicoles y el metanol son los líquidos generalmente más usados en la deshidratación del gas natural. El trietilénglicol (TEG) es usado en torres de absorción, ya que permite obtener temperaturas inferiores al punto de rocío y que las pérdidas de vapor sean menores que las obtenidas con los otros glicoles. Sin embargo, el TEG no debe usarse para temperaturas inferiores a 50 °F debido a problemas operacionales que pueden presentarse por un aumento de la viscosidad. El proceso de deshidratación con TEG permite recuperar mediante un procedimiento sencillo el glicol que se utiliza. [4]

El etilénglicol y el dietilénglicol (DEG) se usan con frecuencia inyectados en la corriente de gas en procesos de refrigeración y expansión. Ellos no deben utilizarse a temperaturas inferiores a 20 °F. Los factores que influyen para la selección del glicol son:

- Costos.
- Viscosidad, por debajo de 100-150 cP.
- Reducción del punto de rocío.
- Solubilidad del glicol en la fase de hidrocarburos.
- Punto de congelamiento de la solución agua-glicol.
- Presión de vapor.
- Temperatura de las fases líquidas y gaseosas en el separador de baja temperatura.
- Relación gas/hidrocarburos líquidos.

En todo proceso de deshidratación la tasa de circulación del glicol es bien importante, porque de ella depende un buen contacto entre el líquido y el gas y por lo tanto un buen proceso de deshidratación; según el diseño, viene dado por la siguiente ecuación:

$$Q_{\text{TEG}} = R \times \Delta W \quad (\text{Ec. 2.3})$$

Donde:

Q_{TEG} : glicol requerido en el proceso (gal TEG/MMPCE de gas procesado).

R : relación glicol-agua removida (gal TEG/lb H₂O removida).

ΔW : cantidad de agua removida del gas.

$$\Delta W = W_1 - W_2 \quad (\text{Ec. 2.4})$$

Donde:

W_1 : contenido de agua en el gas húmedo (lb H₂O/MMPCE).

W_2 : contenido de agua en el gas deshidratado (lb H₂O/MMPCE).

2.5.3.1. Propiedades del trietilénglicol

a) Propiedades físicas

El trietilénglicol, conocido en la industria como TEG, es un compuesto orgánico líquido de la familia de los alcoholes múltiples, poco volátil, caracterizado por dos grupos hidroxilo y dos grupos éter, que contribuyen a su alta solubilidad en agua, higroscópico, propiedades solventes y alta reactividad con muchos compuestos orgánicos. Se degrada fácilmente en medio ácido o en presencia de oxígeno produciendo ácidos orgánicos. En la tabla 2.2, se indican las propiedades físicas y termodinámicas más importantes del trietilénglicol.

El trietilénglicol puede formar soluciones con el agua en cualquier proporción y con muchos compuestos orgánicos. Los gases ácidos, compuestos aromáticos y aminas se disuelven con facilidad en él.

Tabla 2.2. Propiedades físicas y termodinámicas del trietilénglicol [15]

Propiedades	TEG
Fórmula molecular	C ₆ H ₁₄ O ₄
Peso molecular	150,17
Temperatura de ebullición normal (°F)	531
Temperatura de descomposición (°F)	404 °F
Densidad estándar (lbm/gal)/(lbm/pie)	9,41/70,4
Viscosidad a 25°C (centiPoise)	37,3
Temperatura crítica (R)	1.308,6
Presión crítica (psia)	484,97

b) Propiedades químicas

El trietilénglicol, como todos los alcoholes saturados al oxidarse se convierte en ácido. Una reacción particularmente importante en las plantas deshidratadoras de gas con glicol es la del alcohol (trietilénglicol) con los ácidos producto de su oxidación, para formar ésteres. Los ésteres producidos por esta reacción de oxidación, tienen muy poca afinidad por el agua y tienden a formar gomas y partículas con los sólidos que pueden contener el glicol en suspensión o disueltos. [3]

2.5.4. Descripción del proceso de compresión del gas en la planta DEPE

El gas proveniente del cabezal de succión de baja presión (LP) a 60 psig y 100 °F alimenta ambos trenes de compresión. El gas comprimido a 1.300 psig y 120 °F es entonces enviado al cabezal de gas lift a través de la unidad deshidratadora de gas.

El gas es enviado a los separadores de líquido en la succión (Suction Slug Catchers) donde cualquier líquido en la succión es eliminado. Ha sido estimado que 200 lb de líquido por cada MMPCE de gas pudiera ser formado como consecuencia del enfriamiento en la tubería.

Se espera que alguna porción de esta agua puede ser removida automáticamente por trampas de condensado ubicados en los puntos bajos en el cabezal de succión de baja presión (LP). Este condensado es enviado al cabezal de succión de gas de baja (LP) y descarga en el tambor NGL.

Unidad compresora 1 del tren 1 de compresión

Gas a 60 psig y una temperatura de 100 °F pasa al separador de primera etapa para retener cualquier líquido remanente. Líquidos desde ambos recipientes de succión son enviados, por control de nivel automático, a un tambor recolector de condensados.

El gas pasa a través de un extractor de neblina (demister pad) a la primera etapa compresora, en la cual se incrementa la presión de 60 psig hasta 200 psig, al mismo tiempo, este efecto produce un incremento en la temperatura desde 100 °F hasta aproximadamente 280 °F.

El enfriador en la descarga de la primera etapa, enfría el gas que sale de la primera etapa de compresión hasta 120 °F. El gas parcialmente comprimido es enviado desde el enfriador en la descarga de la primera etapa hacia el separador de succión de segunda etapa para cumplir su respectiva función. Los líquidos son enviados hacia el tambor recolector.

El gas desde el separador de succión de segunda etapa va hacia la segunda etapa de compresión, el cual incrementa la presión desde 200 psig hasta 520 psig, este efecto produce un incremento en la temperatura desde 120 °F hasta aproximadamente 280 °F.

El enfriador en la descarga de la segunda etapa, enfría el gas hasta 120 °F. El gas parcialmente comprimido es enviado desde el enfriador en la descarga de la segunda etapa hacia el separador de tercera etapa para la eliminación de líquidos. Estos líquidos son enviados al tambor de condensados.

El gas pasa al separador de succión de tercera etapa y luego a la tercera etapa de compresión, donde se incrementa su presión desde 520 psig hasta 1.300 psig y se produce un incremento en la temperatura desde 120 °F hasta aproximadamente 280 °F.

El enfriador en la descarga de la tercera etapa, enfría el gas hasta 120 °F. El separador de descarga provee una etapa final de separación de líquido. El líquido separado es enviado, por el control de nivel automático, de regreso hacia el separador de tapones de líquidos en la succión. El gas totalmente comprimido a 1.300 psig y 125 °F es enviado hacia el cabezal de gas lift y hacia la unidad deshidratadora, conjuntamente con el gas proveniente del tren de compresión 2.

El proceso descrito para el resto de las unidades compresoras en ambos trenes de compresión es idéntico.

2.5.5. Descripción del proceso de deshidratación del gas natural mediante absorción con trietilenglicol (TEG)

Este proceso para la deshidratación de gas natural se basa en dos etapas; primero la absorción del agua contenida en el gas a alta presión y baja temperatura utilizando como líquido absorbente el trietilenglicol, y la posterior reconcentración (llamada regeneración) de la solución de trietilenglicol-agua por destilación a baja presión y alta temperatura para su reutilización continua en el proceso.

En la figura 2.7, se presenta un diagrama del proceso de deshidratación de gas con trietilenglicol. El proceso consiste en poner en contacto la solución de TEG con una corriente de gas en una torre absorbidora, el gas entra por el fondo de la torre y la solución de TEG por el tope. A medida que el gas asciende por la torre va siendo

despojando del agua, hasta que al salir por el tope del contactor el contenido de agua cumple con el nivel requerido de acuerdo a las especificaciones. Por otra parte, la solución de TEG rica en agua sale por el fondo de la torre contactora, se le reduce la presión y es precalentada para introducirla en un separador de fases, el cual opera generalmente entre 40-105 psi, donde se liberan los gases que fueron absorbidos en la torre contactora y de algunos hidrocarburos líquidos.

Posteriormente, el glicol rico pasa a través de filtros de cartucho y de carbón activado, en los que se remueven los compuestos indeseables provenientes de la corrosión interna de los equipos y líneas, así como productos de la degradación del glicol y sólidos que pudieron llegar a la torre con el gas húmedo. Al salir de los filtros la solución de glicol rico intercambia calor con la solución de glicol pobre proveniente del acumulador de glicol regenerado.

La solución de TEG rico precalentada es introducida a la columna de destilación, donde se eleva su temperatura hasta un máximo de 400 °F en el rehervidos (a presión muy cercana a la atmosférica) logrando que el agua absorbida se desprenda de la solución en forma de vapor por el tope de la columna destiladora y de esta manera se reconcentra la solución de trietilenglicol-agua hasta lo requerido para deshidratar el gas en la torre contactora.

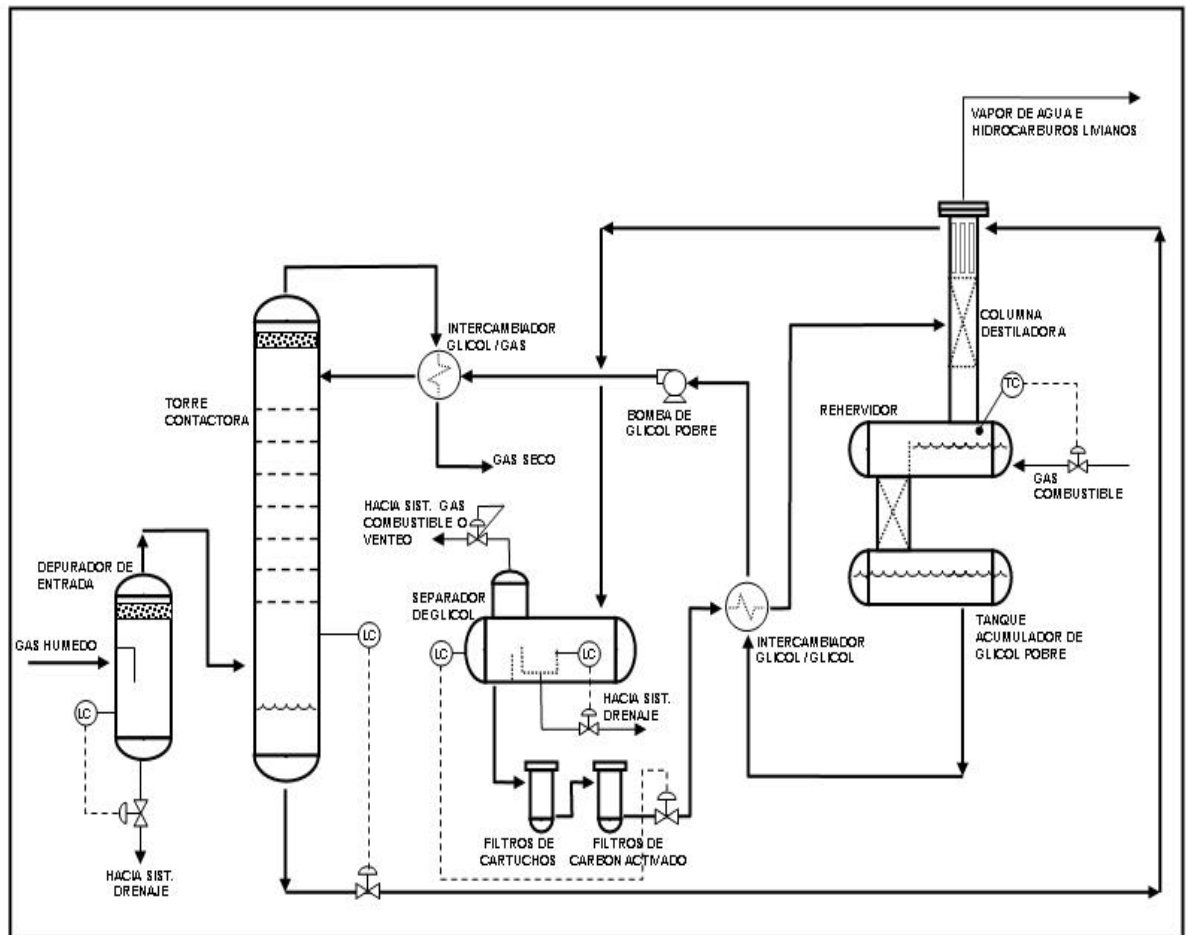


Figura 2.7. Diagrama del proceso de deshidratación de gas natural con trietilenglicol.

[3,4,15]

2.5.6. Descripción de los equipos de un sistema básico de compresión del gas natural y deshidratación con trietilenglicol

Los servicios de compresión de alta relación de presión comúnmente se separan en etapas de compresión múltiples y casi siempre incluye enfriadores en las etapas. La etapa de compresión del proceso describe el paso de compresión entre dos niveles

de presión adyacentes en un sistema de proceso. La etapa de compresión del proceso puede ser ejecutada por una o más etapas del compresor [15]. La figura 2.8 muestra una unidad compresora de tres etapas. Básicamente consta de tres equipos:

2.5.6.1. Separador

El objetivo de este equipo es eliminar en la succión cualquier líquido remanente que pueda arrastrar el gas. El separador cuenta con un extractor de neblina (demister pad) para aglomerar las partículas de líquidos que son arrastradas por la corriente gaseosa y lograr su desprendimiento del gas.

2.5.6.2. Motocompresor

Son equipos que tienen compresores reciprocantes. El accionamiento de estos se hace con motores de combustión interna o eléctricos.

2.5.6.3. Intercambiador

Se trata de enfriadores por aire provistos entre las etapas, los cuales remueven el calor generado en la compresión del gas y reducen su temperatura desde la temperatura de descarga de cada etapa hasta una temperatura cercana a la ambiente.

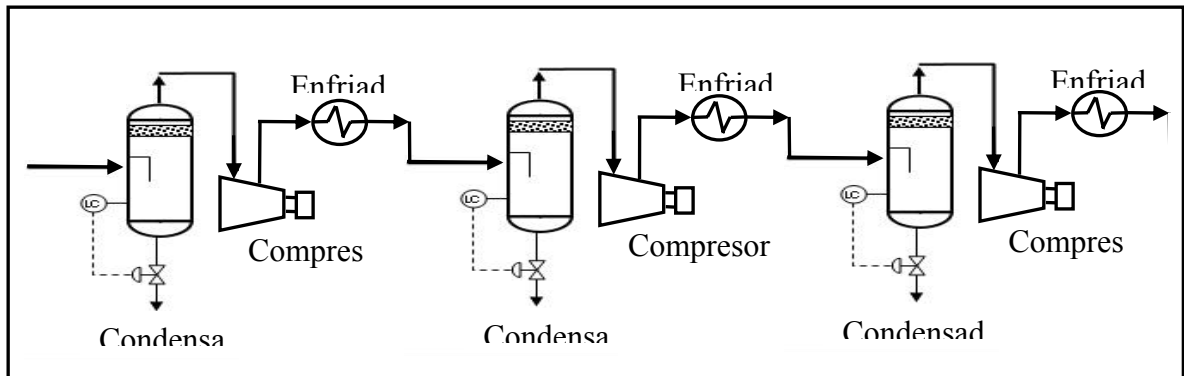


Figura 2.8. Diagrama de proceso de una unidad compresora de gas natural de tres etapas.

La unidad deshidratadora de gas se divide básicamente en dos secciones: la primera es la deshidratación de gas llevada a cabo en la torre contactora y la segunda es la regeneración del glicol que emplea varios equipos para lograr el objetivo.

2.5.6.4. Separador de entrada

El objetivo de este equipo es eliminar el agua que pueda arrastrar el gas en forma libre o líquida. Es esencial remover el agua libre y los hidrocarburos líquidos presentes en el gas húmedo que alimenta al proceso, esto es importante para una buena operación de la unidad de deshidratación [13]. Los controles de nivel de líquido del separador deben funcionar eficientemente y tener un mantenimiento apropiado para evitar que los líquidos alcancen la torre contactora y ocasionen problemas.

2.5.6.5. Torre contactora

Aquí se pone en contacto el gas a secar y el TEG en contracorriente. El gas entra por el fondo y sale por el tope. El glicol entra por el tope y sale por el fondo como glicol rico (con alto contenido de agua). En el tope del contactor existe un

eliminador de neblina tipo malla para retener las partículas líquidas de glicol que pueden ser arrastradas por el gas. La figura 2.9 representa una torre de absorción con sus respectivas corrientes de alimentación y productos.

Generalmente está equipada de 8 a 12 platos de burbujeo y proporciona alrededor de 2,5 etapas teóricas de contacto, pero al aumentar el número de platos se hace menor la recirculación de glicol necesaria y por ende disminuyen las pérdidas de este. También pueden utilizarse empaques o rellenos para lograr el contacto glicol/gas pero, como en estos procesos el flujo de gas es mayor que el flujo de glicol, se prefieren los platos a los empaques.

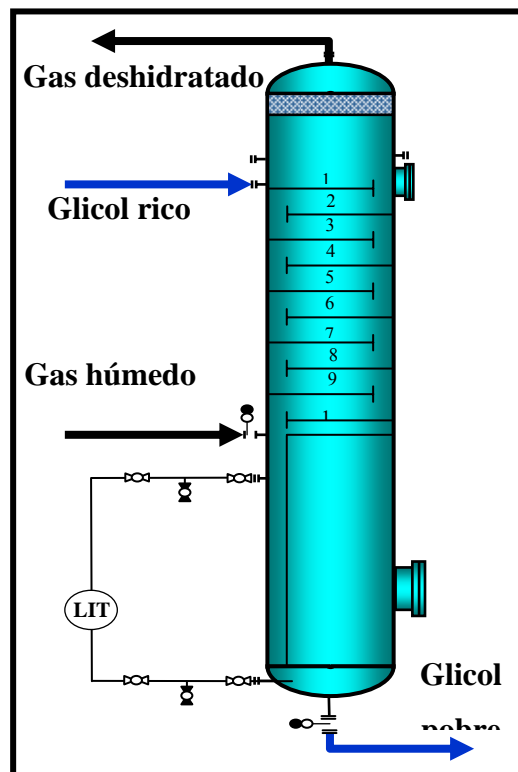


Figura 2.9. Torre contactora de una planta deshidratadora [15].

La temperatura de operación óptima de la torre contactora está entre 80 y 120 °F; a menor temperatura el trietilénglicol es muy viscoso y a mayor temperatura el contenido de agua del gas será mayor, así como las pérdidas de glicol con el gas seco. Se recomienda que el glicol entre a la torre con una temperatura diferencial con respecto al gas de 10 a 15 °F para evitar la condensación de hidrocarburos dentro de la torre.

El caudal de glicol óptimo oscila entre 1,5 y 4 gal/lb H₂O removida, dependiendo del número de etapas de contacto ofrecidas por la torre contactora. Estudios previos indican como caudal óptimo de circulación 3 gal/lb H₂O removida, puesto que a mayor circulación el proceso pierde eficiencia y se sobrecarga la unidad de regeneración.

2.5.6.6. Regenerador

La función del regenerador es separar el glicol del agua por destilación fraccionada. Esta separación es relativamente fácil gracias a la gran diferencia de temperatura de ebullición que tienen el TEG y el agua. El regenerador consta de tres equipos: un condensador de vapores, una columna despojadora y un rehervidor. En la figura 2.10 se presenta el esquemático de un regenerador.

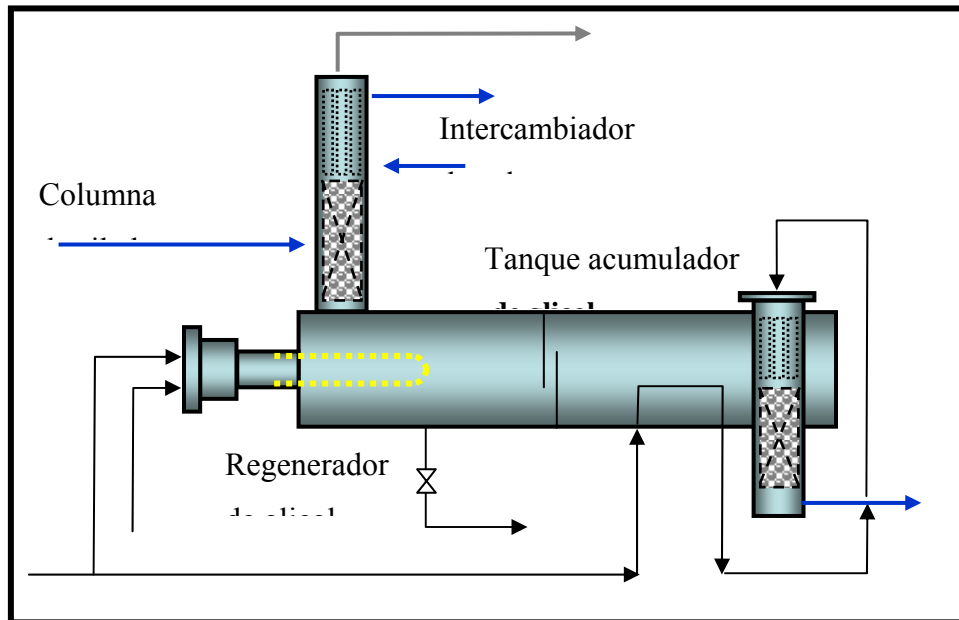


Figura 2.10. Diagrama esquemático de un regenerador [15]

A continuación se describe cada uno de ellos:

- Condensador de vapores. Está colocado en la parte superior de la torre despojadora y su función es condensar parcialmente los vapores de glicol y agua que vayan saliendo para producir un reflujo, el cual permitirá una mejor separación glicol-agua. El medio de enfriamiento utilizado es generalmente el glicol rico proveniente de la torre contactora.

- Columna despojadora. Es una columna empacada que se encuentra en la parte superior del rehervidor. El empaque es usualmente cerámico o de anillos de acero inoxidable. Su objetivo es poner en contacto directo el glicol rico con los vapores que suben del fondo y, de esta manera, despojar al glicol del agua que absorbió del gas húmedo.

Para evitar pérdida excesiva de glicol con el vapor de agua removido, se debe mantener la temperatura en el tope de la columna alrededor de 212 °F, que corresponde a la temperatura de ebullición normal del agua, y un reflujo adecuado. La altura típica es de 6 a 15 pies, dependiendo de la carga de gas y de líquido que maneje.

- Rehervidor. Es la parte del fondo del equipo. Su objetivo es proporcionar el calor necesario para lograr la regeneración del glicol. En algunas instalaciones se usan rehervidores calentados por tubos de fuego y en otras se usa aceite caliente, vapor o fuente eléctrica.

Los rehervidores de glicol generalmente son calentados por uno o varios quemadores de gas combustible en U sumergidos en líquido. Debido a que el TEG se descompone por encima de los 400 °F, la máxima temperatura de la pared del tubo de calentamiento no puede exceder de 475 °F y el flujo de calor los 6.800 Btu/h.pie², lo que asegura una pureza de 98,7 % en el TEG a 400 °F, que corresponde al punto de burbujeo de la mezcla TEG-agua y permite la deshidratación del gas a 7 lb H₂O/MMPCE en una torre absorbadora típica.

Entre las variables que se deben tomar en consideración para la operación del regenerador se tiene [5]:

- Temperatura de tope de la columna despojadora. Si la temperatura es muy alta se perderá una cantidad excesiva del glicol vaporizado. Si la temperatura es muy baja, el vapor de agua será recondensado, lo que puede producir inundación del empaque de la despojadora, sobrellenado al rehervidor, incrementando la presión en el rehervidor y los líquidos producidos saldrán por el venteo a la atmósfera.

- Temperatura del rehervidor. La concentración del glicol pobre es determinada por esa temperatura, la cual determina a su vez el punto de rocío del gas tratado en el contactor. La temperatura del rehervidor debe ser tan baja como sea posible para mantener el punto de rocío requerido en el gas tratado.

No se debe sobrepasar la temperatura de degradación o descomposición térmica del glicol (404 °F). Es importante indicar, que la medición de esta temperatura debe ser verificada con un termómetro de prueba. Cuando se hagan ajustes a la temperatura del rehervidor, se recomienda que éstos no sobrepasen más de 5 °F, para evitar perturbaciones en el sistema de control.

- Nivel de glicol en el rehervidor. Se debe mantener un nivel que cubra los tubos del rehervidor para lograr una buena transferencia de calor y alcanzar así la temperatura de regeneración requerida. Esto, además, evitará daños a los tubos del rehervidor.

2.5.6.7. Tanque acumulador

Normalmente colocado debajo del rehervidor, donde fluye el TEG por gravedad. Tiene un serpentín en su interior con el objeto de enfriar el glicol concentrado usando glicol diluido entrando a la columna de destilación.

El acumulador de glicol, también conocido como tanque de reposición o de almacenamiento, puede estar integrado al rehervidor o ser un recipiente separado. Algunas veces el acumulador y el intercambiador glicol pobre-glicol rico son el mismo equipo. En este caso se debe mantener un nivel de glicol para cubrir los tubos del intercambiador de calor.

En el acumulador se deben tomar en consideración los siguientes aspectos para la operación:

- Nivel de líquido. Se debe mantener el nivel al menos hasta la mitad o por encima de los tubos si se emplea el tanque como intercambiador de calor.

- Temperatura del glicol pobre. Si se usan bombas accionadas por la expansión del glicol rico proveniente del contactor, la temperatura del tanque de almacenamiento de glicol nunca debe exceder los 200 °F. De otro modo, la bomba puede dañarse.

- Gas de manta (“Blanketing”). Este gas impide la entrada de aire al acumulador para evitar que el glicol se oxide por la presencia del oxígeno del aire. La presión requerida para este gas es baja y debe verificarse en la literatura de su planta o equipo.

2.5.6.8. Bombas de glicol.

Las bombas de glicol sirven para proveer el flujo de circulación de glicol requerido por el sistema. Estas deben ser operadas a velocidades uniformes de acuerdo con las recomendaciones de los fabricantes para un modelo específico.

Los flujos de glicol a través de plantas de glicol oscilan entre 1,5 y 5,0 galones por libra de agua removida del gas. La bomba debe trabajar cerca de su punto de máxima eficiencia para lograr un ajuste apropiado de la misma.

La temperatura de operación de la bomba no se debe exceder de los 200 °F y se debe mantener normalmente en 150 °F, a fin de evitar daños en la misma. La bomba de glicol opera con la capacidad requerida de circulación.

2.5.6.9. Separador glicol-hidrocarburos.

La función de este equipo, denominado también tanque de expansión o “flash”, es separar parte de los hidrocarburos gaseosos y líquidos que absorbe el glicol de la corriente de gas y así evitar que estos hidrocarburos lleguen al rehervidor y ocasionen problemas operacionales. En las plantas de deshidratación con glicol se pueden utilizar separadores bifásicos o trifásicos.

Para el caso en estudio el separador empleado es el trifásico. Tal como se muestra en la figura 2.11, este tipo de separador debe ser utilizado cuando la operación de la unidad de deshidratación esté seriamente afectada por la presencia de hidrocarburos líquidos en el glicol. El separador generalmente está ubicado en el circuito de glicol rico después del intercambiador de calor glicol rico/glicol pobre.

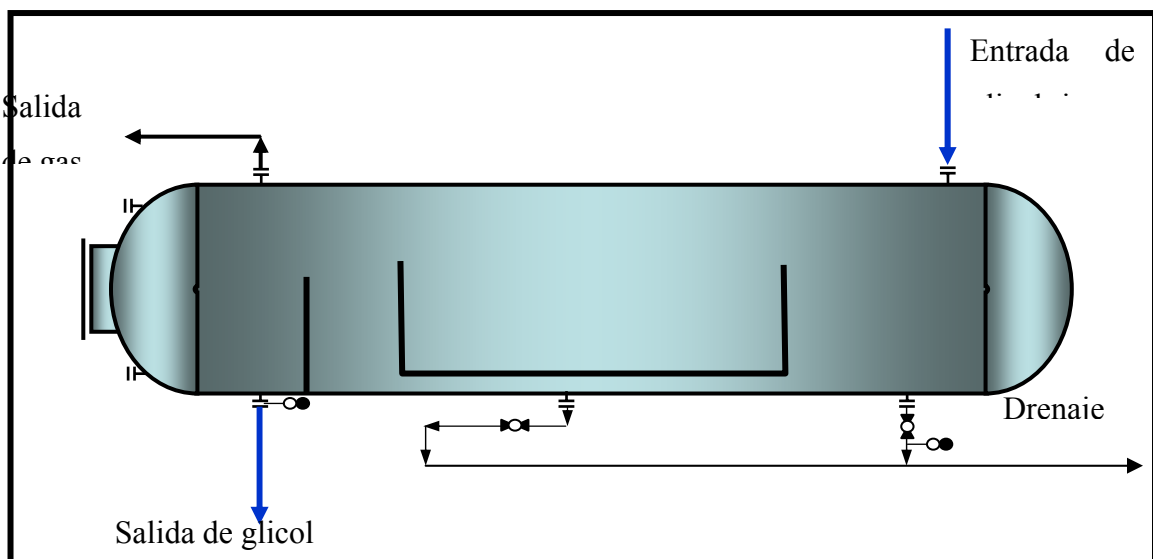


Figura 2.11. Separador trifásico [15]

Sin embargo la ubicación del separador glicol/gas condensado en la planta puede cambiar dependiendo de las necesidades y niveles de remoción en el proceso,

por lo que también puede ser ubicado, con referencia al flujo de glicol rico, después del contactor o después del condensador de tope de la torre despojadora.

Algunos de los aspectos que deben considerarse para el buen funcionamiento de este equipo son:

- La temperatura debe mantenerse entre 100 y 150 °F. Esto se puede controlar ajustando la válvula de desvío del intercambiador glicol rico/glicol pobre.
- La presión generalmente se debe mantener entre 50 y 75 psig. En muchas unidades el gas disuelto es suficiente como para mantener esta presión, pero en otras se requiere gas adicional, el cual puede provenir del contactor o de la tubería de alimentación de la planta.
- Los niveles de líquido se deben mantener para tener un control adecuado de la operación. Se debe prestar atención en los separadores trifásicos en el control de nivel glicol/condensado.

2.5.6.10. Filtros.

Son una parte importante de la unidad y sirven para separar impurezas tales como: productos de degradación del glicol, hidrocarburos de alto peso molecular, productos de corrosión y otras impurezas arrastradas por el gas, antes que ellas pueden causar ensuciamiento o taponamiento en tuberías o equipos. Estos filtros se denominan filtros cartuchos y son capaces de retener partículas de 5 a 10 micrones, con una diferencia de presión de 2 psig cuando está limpio y de 20 psig cuando está sucio. En unidades en las cuales el contactor no puede abrirse fácilmente para la inspección, es de suma importancia mantener el glicol tan limpio como sea posible y cambiar con regularidad los elementos filtrantes [4]. La figura 2.12 representa los

filtros empleados en la regeneración de glicol en una planta deshidratadora de gas natural.

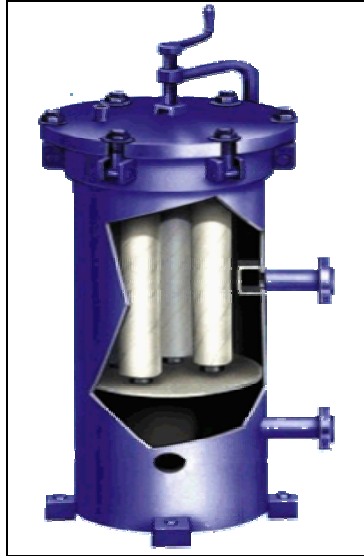


Figura 2.12. Filtros de glicol [15]

Una indicación de presión diferencial en los filtros superior a 20 psi indica taponamiento en el filtro, el cual debe ser reemplazado de inmediato.

En muchos casos, además de la remoción de sólidos, es necesario remover hidrocarburos y otros componentes químicos (aceite de compresores, antiespumantes, químicos de tratamiento de pozos, sales disueltas, etc.) presentes en el glicol. En este sentido, se deben instalar, en serie los filtros de cartucho con filtros de carbón activado.

La instalación de los filtros de carbón activado ayudan a evitar problemas de formación de espuma, y por lo tanto, se puede mejorar la eficiencia de deshidratación de gas de la planta.

No existen reglas que definan la correcta ubicación y la cantidad requerida de filtros en una unidad de glicol. Sin embargo, generalmente, se ubican después del separador glicol-gas-condensado para filtrar la corriente de glicol rico.

2.5.6.11. Intercambiadores de calor

En las unidades de deshidratación con glicol hay dos tipos de intercambiadores, los intercambiadores glicol/glicol y los intercambiadores gas/glicol. El intercambiador glicol rico/ glicol pobre suministra el enfriamiento a la corriente de glicol pobre proveniente del rehervidor, y precalienta la corriente de glicol rico proveniente del contactor antes de entrar el rehervidor. En la figura 2.13 se observa el diagrama de procesos de los intercambiadores glicol/glicol en la regeneración del trietilenglicol.

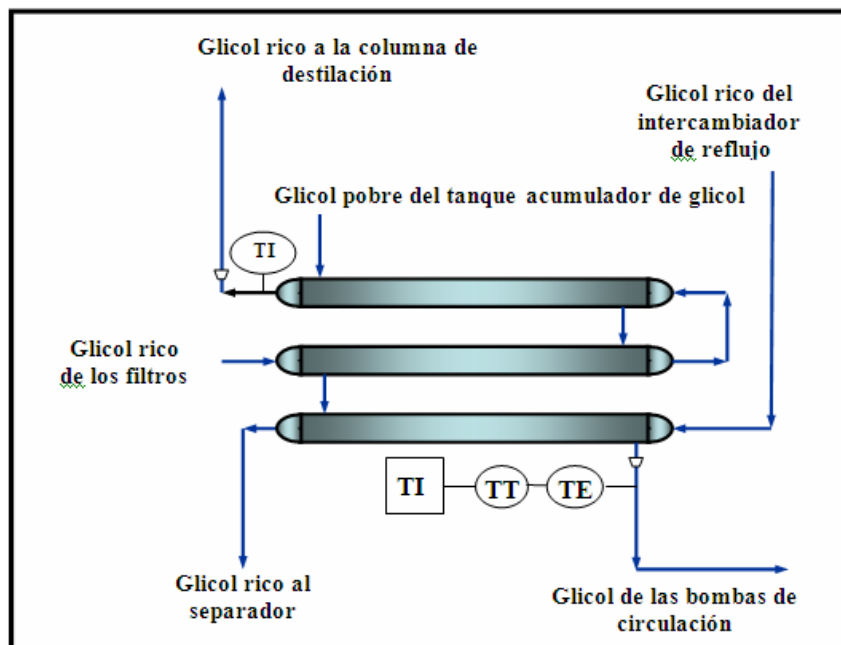


Figura 2.13. Esquemático de intercambiadores de calor glicol/glicol. [15]

Se debe disponer de válvulas para el desvío parcial de cualquiera de estas corrientes fuera del intercambio, para controlar las temperaturas de salida, bien del glicol rico o del glicol pobre.

Por último es importante indicar que los intercambiadores de calor de la planta deben disponer de lugares donde instalar termómetros de prueba para medir las temperaturas de entrada y salida de las corrientes, así como de sitios donde instalar un medidor de presión diferencial por el lado de los tubos.

Existe un segundo intercambiador de glicol rico/glicol pobre llamado de baja temperatura, que tiene la función de precalentar el glicol rico antes de introducirlo al separador trifásico, utilizando para ello el calor del glicol pobre que sale del primer intercambiador. En el intercambiador gas/glicol, el glicol pobre sale del intercambiador glicol/glicol, de baja temperatura se enfría con el gas deshidratado que sale de la torre. Este intercambiador generalmente está fuera de la torre y es de doble tubo.

2.6. Líquido en corrientes gaseosas

La presencia de líquido en la corriente gaseosa perjudica a los compresores de diferentes formas: [16]

- Porciones de líquido pueden causar graves daños a casi todos los tipos de compresores.
- El agua en cantidades muy pequeñas se puede combinar con H_2S del gas, y producir fractura por corrosión debido a esfuerzos en las partes de acero de gran resistencia.

- Cantidades pequeñas de agua pueden combinarse con H_2S y CO_2 para formar ácidos, los cuales aceleran la fatiga por corrosión y erosión, además de la corrosión de las partes incluidas en la trayectoria del gas.
- Hidrocarburos líquidos y agua en la corriente gaseosa, diluyen y lavan las películas lubricantes de los cilindros de los compresores reciprocantes, acelerando grandemente la velocidad de desgaste de las piezas de contacto: anillos de pistones, forros del cilindro, empaque de vástagos, vástagos y válvulas.

Los compresores reciprocantes son muy sensitivos al arrastre de líquido, ya sea en forma intermitente o en forma continua. Los compresores centrífugos son muy sensitivos a la corrosión por líquidos. Los compresores rotatorios del tipo anillo y tornillos helicoidales tienen la mayor tolerancia a todas las formas de líquido. Si bajo alguna circunstancia predecible, se puede esperar que algún líquido alcance el compresor, esta situación debe ser completamente descrita en la especificación de diseño.

2.7. Diseño de procesos

Dentro de la estrategia general de ingeniería de proceso, el diseño de procesos puede considerarse constituido por tres etapas: síntesis de procesos, simulación de procesos y optimización.

Síntesis de procesos. Es la etapa en la cual se crea la estructura básica del diagrama de flujo; esto es, se seleccionan los equipos a ser utilizados, con sus

correspondientes interconexiones, y se establecen los valores iniciales de las condiciones de operación.

Simulación de procesos. Es la etapa en la cual se requiere solucionar balances de materia y energía para un proceso en estado estacionario, calcular dimensiones y costos de los equipos y efectuar una evaluación económica preliminar del proceso.

La optimización. Puede ser paramétrica, modificando los parámetros tales como presión o temperatura, o estructural cuando se hacen modificaciones al diagrama de flujo involucrando a los equipos y/o sus interconexiones.

El resultado de estas tres etapas es el diagrama de flujo de proceso de una forma no definitiva puesto que se continuará ahora con lo que se conoce como ingeniería de detalle, la cual implica aún una enorme cantidad de trabajo.

Aunque las tres etapas están relacionadas entre sí como lo muestra la figura 2.14, el interés de este trabajo está dirigido a la segunda etapa: la simulación de procesos.

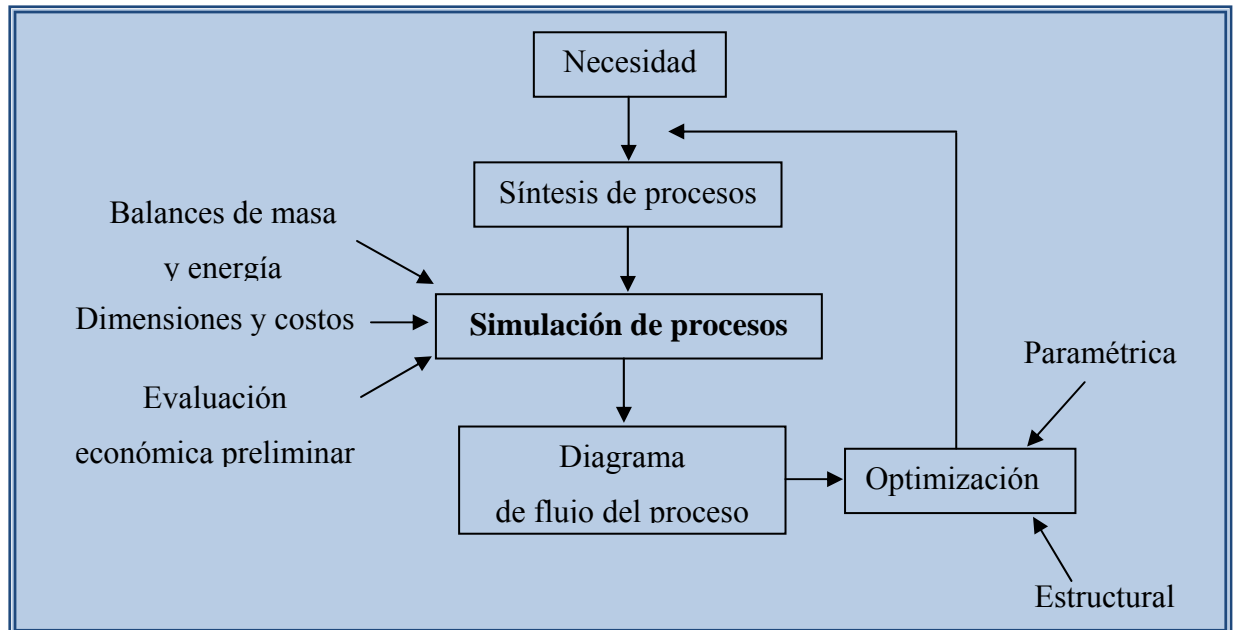


Figura 2.14. Diseños de procesos. [17]

2.7.1. Simulación de procesos

La simulación de procesos puede ser definida como una técnica para evaluar en forma rápida un proceso con base en una representación del mismo, mediante modelos matemáticos. La solución de estos se lleva a cabo por medio de programas de computadora y permite tener un mejor conocimiento del comportamiento de dicho proceso. El número de variables que aparecen en la descripción matemática de una planta de proceso química puede ser tan grande como 100.000, y el número de ecuaciones no lineales que deben resolverse pueden ser del orden de miles, por lo tanto la única forma viable de resolver el problema es por medio de una computadora. [17]

En los últimos años, la simulación de procesos en estado estacionario ha llegado a ser una herramienta de apoyo para el diseño de procesos químicos y además su uso se está extendiendo a las instituciones de formación de ingenieros químicos. La simulación de procesos está jugando un papel muy importante en la industria química, como una herramienta adecuada y oportuna para el diseño, caracterización, optimización y monitoreo del funcionamiento de procesos industriales.

Aplicaciones de simulación de procesos

La simulación de procesos químicos es una herramienta moderna que se ha hecho indispensable para la solución adecuada de los problemas de proceso. Permite efectuar el análisis de plantas químicas en operación y llevar a cabo las siguientes tareas, las cuales son comunes en las diversas ramas de la industria química:

- Detección de cuellos de botella en la producción.
- Predicción de los efectos de cambios en las condiciones de operación y capacidad de la planta.
- Optimización de las variables de operación.
- Optimización del proceso cuando cambian las características de los insumos y/o las condiciones económicas del mercado.
- Análisis de nuevos procesos para nuevos productos.
- Evaluación de alternativas de proceso para reducir el consumo de energía.
- Análisis de condiciones críticas de operación.
- Transformación de un proceso para desarrollar otras materias primas.
- Análisis de factibilidad y viabilidad de nuevos procesos.
- Optimización del proceso para minimizar la producción de desechos y contaminantes.
- Entrenamiento de operadores e ingenieros de procesos.
- Investigación de la factibilidad de automatización de un proceso.

La variedad de aplicaciones de los simuladores de procesos es muy grande; anteriormente sólo lo usaban los ingenieros que diseñaban procesos, ahora manejan simuladores los ingenieros ambientales, ingenieros de procesos y hasta ingenieros de plantas en su lugar de trabajo; ingenieros con poca o ninguna instrucción de programación pueden modelar procesos complejos.

En principio, la simulación de procesos puede ser útil en todas las etapas del desarrollo de un proyecto industrial. En las diferentes etapas de un proyecto, puede haber la necesidad de realizar simulaciones con diferentes niveles de sofisticación. Las simulaciones de procesos pueden usarse en las siguientes etapas de desarrollo de un proyecto industrial:

a) Investigación y desarrollo. Una simulación sencilla se puede usar para probar la factibilidad técnica y económica del proyecto.

b) Etapa crítica de la toma de decisiones. Se prueban diferentes alternativas de proceso y condiciones de operación y se toman las decisiones cuando un proceso es económicamente atractivo. Se deben probar diferentes alternativas de tamaño y localización de la planta industrial y determinar condiciones de operación óptimas.

c) Planta piloto. Simulación con modelos más sofisticados para obtener mejores estimaciones de las condiciones de operación a escala industrial.

d) Diseño. La simulación proporciona todos los datos de procesos requeridos para el diseño detallado de los diferentes equipos.

e) Simulación de plantas existentes. Puede ser muy útil cuando es necesario cambiar las condiciones de operación y cuando se quieren sustituir materias primas.

Hay tres tipos de problemas que pueden resolverse por medio de simulación de procesos:

1. En la simulación de un problema (análisis) deben especificarse las variables asociadas con las corrientes de alimentación y las variables de diseño de los módulos unitarios. Las incógnitas son las variables asociadas con todas las corrientes adicionales y con las corrientes de producto que salen del proceso. Es decir, se conocen las alimentaciones y los parámetros de los equipos, y las incógnitas son las condiciones de las corrientes de salida.

2. El problema de diseño es similar al problema de simulación, excepto que algunas de las variables de diseño no están especificadas y se imponen restricciones a algunas variables de las corrientes (regularmente sólo restricciones de igualdad). El número de restricciones es igual al número de variables de diseño sin especificar. En el diseño se conocen las alimentaciones y las condiciones principales de las corrientes de salida, y las incógnitas son las dimensiones y especificaciones de algunos parámetros de los equipos.

3. En el problema de optimización las variables asociadas con las corrientes de alimentación y las variables de diseño pueden no estar especificadas, entonces es necesario agregar una función de costo al modelo. Las variables a especificar se determinan de modo que se minimiza la función objetivo. En este caso, se pueden especificar restricciones de igualdad y desigualdad.

Aun cuando en sus inicios la simulación de procesos estuvo enfocada principalmente a la industria petroquímica y de refinación del petróleo, su aplicación se ha ido extendiendo a otras industrias tales como la de combustibles sintéticos, pulpa y papel, cemento, metales, minerales, alimentos, etc., en donde se involucra la fase sólida.

Existe una gran variedad de simuladores de procesos comerciales, algunas de las cuales son poderosas herramientas de cálculo en procesos industriales, con enormes

bases de datos y un fuerte respaldo de bibliotecas para cálculos de equipos y bibliotecas de modelos para cálculos termodinámicos, que le dan al simulador la ventaja de una gran versatilidad. Algunos de estos simuladores de procesos de propósitos generales son: Aspen Plus y Speedup (de Aspen Technology, USA), ProII (de Simulation Sciences, USA), Hysys (de Hyprotech, Canadá), Chemcad (de Chemstations, USA), etc. Aspen Plus, Pro II y Chemcad son simuladores de procesos en estado estable, Speedup es un simulador de procesos dinámico y Hysys es útil para los dos tipos de simulación.

Un aspecto muy importante en los simuladores de procesos, es la disponibilidad de propiedades termodinámicas y de transporte de las corrientes del proceso. Estas propiedades son fundamentales para efectuar los balances de materia y energía al grado de que se tienen buenos datos o buenas correlaciones para las propiedades, entonces los resultados de la simulación serán altamente confiables.

Los simuladores modernos deben de permitir la selección de los modelos de propiedades termodinámicas adecuados para la naturaleza de los componentes químicos, estado de agregación y condiciones de operación. Las corrientes del proceso pueden ser:

- Gases a baja y alta presión
- Soluciones líquidas con componentes no polares, polares y electrolitos a baja y alta presión.
- Sólidos en suspensión o finamente divididos.

Estas características son las que permiten que un simulador de procesos pueda representar una gran variedad de plantas industriales.

2.7.1.1. Simulador de procesos Hysys Plant

Hysys Plant es un software de los más avanzados en ingeniería de procesos. Es completamente interactivo y es posible obtener acceso a altos niveles de definición de geometría de los equipos, obteniendo resultados detallados. Hysys Plant está diseñado para ser: integrado, intuitivo e interactivo y abierto y extensible. [18]

Este programa es empleado en muchas industrias del petróleo y el gas natural a nivel mundial, de fácil manejo, que permite determinar variables de salida en un proceso de producción, de acuerdo a una serie de datos específicos. Está basado en la representación gráfica de todas las corrientes y equipos involucrados en el proceso, realizando su comportamiento bajo la aplicación de paquetes termodinámicos de ecuaciones de estado y en este caso por ser gases se utilizará Peng Robinson. Proporciona una solución en modelo de procesos intuitiva e interactiva que permite crear los modelos en estado estacionario para diseño de una planta, supervisión de funcionamiento, localización de averías, etc. Para funcionar con eficiencia máxima y proveer de conocimientos necesarios, la herramienta de un modelo en estado estacionario debe combinarse con el robusto poder de la ingeniería. Hysys aporta las herramientas para simular procesos de las industrias de petróleo y gas en especial.

El simulador cuenta con un amplio conjunto de módulos para simular las operaciones unitarias, además de una amplia base de datos que permite el cálculo de propiedades termodinámicas y cinéticas de compuestos reales e hipotéticos. Para el inicio de un caso de estudio, se seleccionan los paquetes de propiedades a utilizar, así como los componentes de la base de datos o se crean los hipotéticos. El diagrama de flujo de la simulación se construye en la pantalla, instalando las figuras que representan los módulos de los equipos u operaciones necesarias, y las corrientes de entrada y salida de cada uno.

- ✓ Entorno de la simulación integrada en Hysys Plant:

Los parámetros comunes (que son el eje de las herramientas de modelización), se basan en la topología del modelo, interface y termodinámica. Hysys Plant utiliza el diseño orientado a objetos, junto con un entorno gráfico event-driven, consiguiendo:

- Calcular automáticamente cada vez que se le añada información nueva; y
- Acceder libremente a la información que se necesite.

✓ Arquitectura abierta y extensible de Hysys Plant

El entorno de simulación integrada y el completo software orientado a objetos, acaba ofreciendo:

- Uso desarrollado del estado estacionario y dinámico de las operaciones unitarias.
- Expresiones cinéticas de las reacciones.
- Creación de paquetes de propiedades especializadas.

✓ Uso de la herramienta

Para poder realizar la simulación del proceso con esta herramienta, inicialmente se tiene que especificar al simulador las siguientes propiedades del sistema a simular:

- Modelo termodinámico.
- Modelo cinético.
- Entradas del proceso (composición, temperatura, caudal).
- Equipos y sus condiciones de diseño y operación.

✓ La herramienta permite realizar simulaciones con base en el cálculo de propiedades físicas, componentes reales e hipotéticos, reacciones y

equipos; todo esto dentro de una entidad singular. Las ventajas que presenta esta herramienta son:

- Información en una localización singular.
- Los paquetes de fluidos definidos pueden ser almacenados como una entidad completamente definida que puede ser usada en cualquier fase de la simulación.
- Paquetes de fluidos múltiples pueden ser usados en una misma simulación.

✓ Etapas en la preparación de un caso con Hysys Plant.

Las etapas para iniciar un caso en Hysys Plant® son:

- Definir la base de simulación.
- Exportar paquetes de fluidos.
- Cambiar unidades por una especificación.
- Adicionar corrientes
- Realizar cálculos.

CAPITULO III

MARCO METODOLÓGICO

El procesamiento del gas natural en la estación de flujo DEPE se diagrama en la figura 3.1. Se señala lo que se desea realizar en el presente proyecto; reubicar las unidades de tratamiento del mismo.

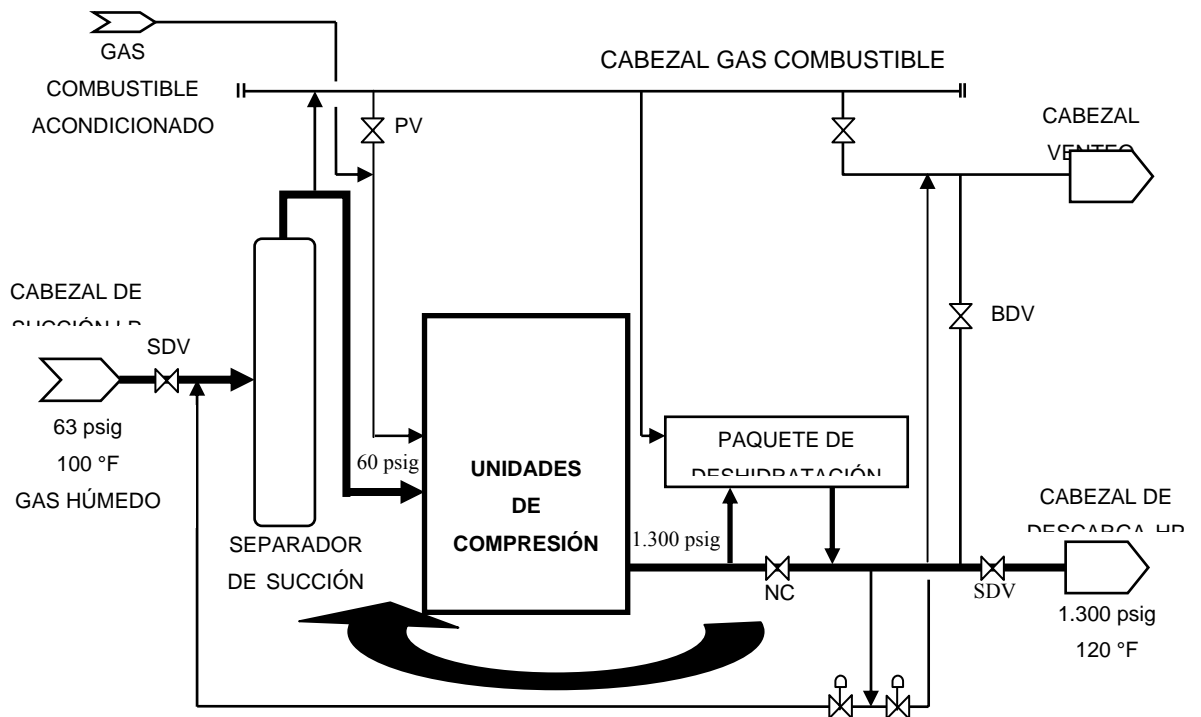


Figura 3.1. Diagrama del tratamiento del gas natural en la estación de flujo DEPE.

3.1 Realización de la simulación del proceso de compresión y deshidratación de gas natural con datos de diseño

La simulación del proceso de tratamiento de gas natural de la planta estudiada, Dación Estación Principal Este (DEPE), se llevó a cabo iniciando el estudio del proceso de compresión del gas y deshidratación del mismo con TEG, para establecer las variables más sensibles a ser analizadas. Seguidamente se recolectó la información detallada del diseño, y se obtuvieron así las especificaciones sobre el dimensionamiento de los equipos que componen la planta, recomendaciones de operación, y diagramas de flujo del proceso; todo ello a través del uso de manuales de diseño, revistas científicas y libros referidos y especializados en el tema. La simulación fue realizada haciendo uso del paquete de simulación Hysys Plant versión 3.2, por ser un programa capaz de soportar la simulación con la base de datos existente y las operaciones unitarias requeridas. A continuación se muestran los datos de diseño de las plantas, obtenidos del manual de diseño de la planta DEPE.

3.1.1. Datos de diseño de las plantas

Tabla 3.1. Variables de diseño de la planta DEPE, empleadas en la simulación.

[19]

Variables de Diseño	Planta DEPE
Flujo de gas en la succión (MMPCED)	90
Presión de alimentación a compresores (psig)	60
Temperatura del gas en la succión (°F)	100
Flujo de entrada al tren uno (MMPCED)	30
Flujo de entrada al tren dos (MMPCED)	60
Presión de alimentación mínima a deshidratadora (psig)	1.300

Tabla 3.1. Variables de diseño de la planta DEPE, empleadas en la simulación [19] (Continuación).

Variables de Diseño		Planta DEPE
Temperatura del gas a la entrada de la deshidratadora (°F)		125
Temperatura del TEG (°F)		133
Contenido máximo de agua a la salida (lb H ₂ O/MMPCED)		7
Pérdidas de TEG (máx)(gal/MMPCED)		0,1
Flujo de TEG recirculado (gal TEG/lb de agua removida)		2
Torre de absorción	Número de platos	10
	Diámetro (pulg)	60
	Longitud (pie)	27
Intercambiadores de calor gas-glicol		De tipo tubo y coraza, 180 tubos. Carcasa de 16" Ø y 8' long.
Intercambiadores de calor glicol-glicol		Tipo tubo y coraza, 74 tubos. Carcasa de 10-3/4" Ø y 24' long.
Separador trifásico		Horizontal, presión de operación 60 psig, y temperatura 180 °F
Rehervidor de TEG		Horizontal, presión de diseño 18 psig, temperatura 500°F
Columna de destilación		Columna empacada vertical, presión de diseño 18 psig, temperatura 500 °F
Bombas		Tipo recíprocante, capacidad 14 gpm (galones por minuto)

3.1.2. Selección del modelo termodinámico

La selección de la ecuación de estado que permitió el cálculo de las propiedades termodinámicas necesarias, se realizó haciendo uso del manual del simulador, en el que se explican cada una de las ecuaciones de estado que constituyen la base de datos del simulador, así como las recomendaciones para su uso. El comportamiento del tipo de sistema analizado formado por hidrocarburos, puede ser evaluado con elevada precisión por los modelos termodinámicos que se presentan en la tabla 3.2.

Tabla 3.2. Modelos termodinámicos y rango de operación. [4]

Modelo Termodinámico	Descripción	Rango de operación	
		Temperatura (°F)	Presión (psi)
Peng- Robinson (PR)	Este modelo es ideal para cálculos de equilibrio líquido-vapor, así como cálculos de densidades líquidas para sistemas de hidrocarburos. Al modelo original de PR fueron realizados varios cambios para prolongar el rango de aplicabilidad y mejorar sus predicciones para sistemas altamente no ideales.	Mayor a -456	Menor a 15.000
Soave-Redlich-Kwong (SRK)	En muchos casos el modelo genera resultados comparables con el modelo de PR, pero su rango de aplicación es significativamente más limitado. Este método no brinda alta confiabilidad para sistemas no ideales.	Mayor a -225	Menor a 5.000

De acuerdo a esto el modelo seleccionado para la resolución de la simulación resultó ser la ecuación de estado de Peng-Robinson, por trabajar en un rango de aplicación más amplio en cuanto a condiciones de presión y temperatura, además de ser la recomendada por el simulador para la mezcla gas-agua-trietilenglicol.

El simulador Hysys le permite a esta ecuación de estado ser la más exacta para una gran variedad de sistemas sobre un amplio rango de condiciones con un alto grado de confiabilidad en equilibrio líquido-vapor.

3.1.3. Caracterización de las corrientes

Para elaborar el modelo de las simulaciones empleando los datos de diseño de las plantas, se hizo necesario caracterizar las corrientes principales de entrada del proceso como son: flujo de gas a la entrada del cabezal de succión y flujo de TEG necesario para la deshidratación del gas hasta las especificaciones a las cuales fue diseñada la planta.

3.1.3.1. Composición del gas

Tabla 3.3. Análisis cromatográfico de la corriente de gas en base húmeda, utilizada para el diseño a la entrada de la planta compresora.

Componente	Fracción mol
Metano	0,8178
Etano	0,0857
Propano	0,0192
n-Butano	0,0065
i-Butano	0,0071
i-Pentano	0,0031
n-Pentano	0,0020
n-Hexano	0,0016
n-Heptano	0,0014
n-Octano	0,0006
n-Nonano	0,0002
n-Decano	0,0001
Nitrógeno	0,0025
H ₂ O	0,0107
H ₂ S	0,0001
CO ₂	0,0414
Total	1,0000

3.1.3.2. Contenido de agua en la corriente de gas de entrada

Para determinar el contenido de agua del gas saturado, se empleó la correlación de R. Bukacek (ecuación 2.1). Se determinó el contenido de agua a las condiciones de entrada a la torre deshidratadora de 125 °F de temperatura a la cual se obtiene los valores de las constantes A y B del Anexo (A.2), y una presión de 1.315 psia. Luego de interpolar para hallar las constantes y sustituyendo en la ecuación 2.1, se obtuvo;

$$W = \frac{92.200}{1.315} + 26,35 \quad \Rightarrow \quad W = 96,46 \text{ lb H}_2\text{O/MMPCE}$$

3.1.3.3 Determinación del flujo de TEG pobre requerido por diseño para la deshidratación del gas

La planta fue diseñada para una tasa de circulación de 2 gal TEG/lb H₂O a remover, a una concentración de 99% de pureza de la solución. De acuerdo a esto, se determinó el flujo de circulación de TEG de la torre, dependiendo del caudal de diseño manejado por la planta, el contenido de agua en el gas húmedo y a las especificaciones de salida de gas deshidratado (**7 lbH₂O/MMPCE**). Para ello se emplearon las ecuaciones 2.3 y 2.4.

$$W_1 = 96,46 \text{ lb H}_2\text{O/MMPCE (Sección 3.1.3.2)}$$

$$W_2 = 7,00 \text{ lb H}_2\text{O/MMPCE (Valor teórico)}$$

Sustituyendo en la ecuación 2.4; se obtiene

$$\Delta W = (96,46 - 7,00) \frac{\text{lb H}_2\text{O}}{\text{MMPCE}}$$

$$\Delta W = 89,46 \frac{\text{lb H}_2\text{O}}{\text{MMPCE}}$$

Para calcular el flujo de glicol requerido por cada MMPCE de gas tratado se emplea la ecuación 2.3 donde:

$$R = 2 \text{ gal TEG/lb H}_2\text{O removida}$$

Sustituyendo

$$Q_{\text{TEG}} = 2 \frac{\text{gal H}_2\text{O}}{\text{lb H}_2\text{O}} \times 89,46 \frac{\text{lb H}_2\text{O}}{\text{MMPCE}}$$

$$Q_{\text{TEG}} = 178,92 \frac{\text{gal TEG}}{\text{MMPCE}}$$

El caudal de gas por diseño es de 90 MMPCND. Tomando como base de cálculo 1 día y con la siguiente relación se calcula el flujo de TEG requerido de circulación a la torre.

$$\frac{Q_{\text{TEG}}}{\text{día}} = 178,92 \frac{\text{gal TEG}}{\text{MMPCE}} \times 90 \text{ MMPCE}$$

$$\frac{Q_{\text{TEG}}}{\text{día}} = 16.102,80 \frac{\text{gal TEG}}{\text{día}}$$

Convirtiendo el caudal a galones/minuto

$$16.102,80 \frac{\text{gal TEG}}{\text{día}} \times \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ hr}} \times \frac{1 \text{ hr}}{60 \text{ min}} = 11,18 \frac{\text{gal TEG}}{\text{min}}$$

Este cálculo se repitió para determinar el caudal recomendado a las condiciones de operación. El resultado se muestra en la sección 4.1.2.

3.1.4. Restricciones y operaciones realizadas para el montaje de la simulación de diseño de las plantas.

- ◆ El modelo seleccionado para la solución de la simulación utiliza la ecuación de estado de Peng-Robinson, recomendada para la mezcla gas-agua-TEG.
- ◆ La temperatura del rehervidor se mantiene en 400 °F.
- ◆ Las tuberías y equipos no presentan pérdidas de calor (adiabáticos).
- ◆ La pureza del TEG empleado es de 99% en peso, de acuerdo al diseño de la planta.
- ◆ La caída de presión a lo largo de la torre es de 2 psi.
- ◆ Los intercambiadores de calor empleados en la simulación son del tipo tubo y coraza, con un paso por el tubo y un paso por la coraza.
- ◆ La tasa de flujo de TEG recirculado a la torre es de 2 gal/lb H₂O.

3.1.5. Operaciones del Hysys empleadas para la simulación y criterios aplicados

Para el montaje de la simulación de la planta, se realiza un análisis de las operaciones que se llevan a cabo en los procesos de compresión y deshidratación, para seleccionar así, las unidades del Hysys necesarias para simular dichos procesos. A continuación se describen los criterios de simulación empleados en cada uno de los equipos que conforman la planta y la representación gráfica de estos equipos que se muestran en la figura 3.2.

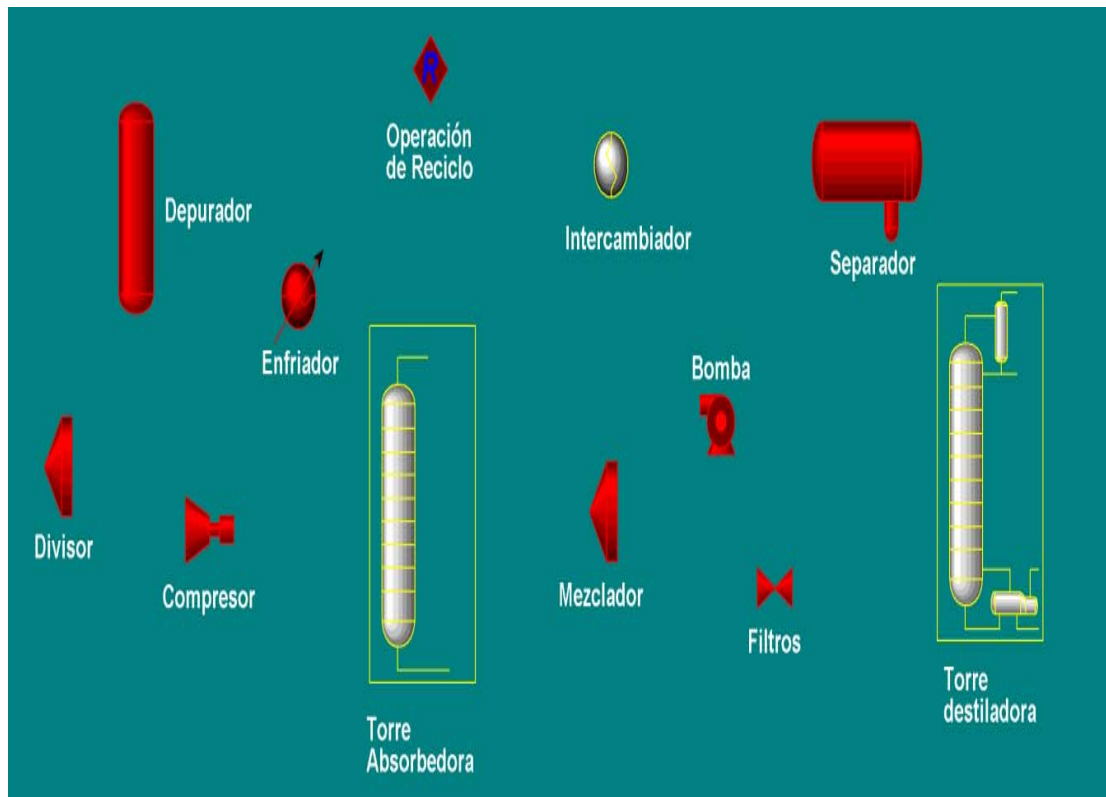


Figura 3.2. Operaciones empleadas para el montaje de las simulaciones.

Separador. Para simular la sección de compresión se requiere el uso de 22 separadores sencillos, usados para la succión, interetapas y descarga de los trenes de compresión. Los separadores de succión y de la primera interetapa operan a 60 psig y 100 °F, los de la segunda interetapa a 200 psig y 120 °F, los de la tercera interetapa a 520 psig y 120 °F; finalmente los de descarga a 1.300 psig y 125 °F. En la sección de deshidratación se emplea un separador trifásico o tanque de venteo a una temperatura de 180 °F y presión de 60 psig.

Compresor. Se emplean tres compresores para cada unidad compresora, resultando un total de 18 equipos. Las condiciones de entrada y salida empleadas en

el montaje de la simulación de diseño para la presión y la temperatura se muestran en la tabla 3.4.

Tabla 3.4. Parámetros de presión y temperatura a la entrada y salida de los compresores para el montaje de la simulación a las condiciones de diseño [19]

Compresores	Número	Entrada/Salida	
		Presión (psig)	Temperatura (°F)
Interetapa 1	6	60/200	100/280
Interetapa 2	6	200/520	120/280
Interetapa 3	6	5 20/1.300	120/280

Intercambiador de calor. En los sistemas de compresión se simulan 18 enfriadores (*Cooler*), de los cuales los 12 pertenecientes a la primera y segunda interetapa de cada unidad compresora tienen como función disminuir la temperatura de la corriente de gas de aproximadamente 280 °F a 120 °F. Los enfriadores de la tercera interetapa, de 280 °F la disminuyen a 125 °F. Para la sección de deshidratación se requieren 4 intercambiadores de calor tipo tubo y carcasa, para ello se emplea la unidad *Heat Exchanger*, con un paso por los tubos y uno por la carcasa.

Torre de absorción. Se utiliza para simular el contactor, con 10 platos de burbujeo, una eficiencia de platos de 50% y con una caída de presión de 2 psi. En ella se lleva a cabo la deshidratación del gas por absorción al ponerse en contacto con el TEG.

Columna de destilación. Simula el regenerador de TEG, por poseer un rehervidor, que realiza la función de concentración del TEG; un condensador que sería el condensador de reflujo, y la columna de destilación. Esta última es simulada

con tres platos ideales de acuerdo con la teoría, un condensador de reflujo total, y con restricciones de temperatura en el rehervidor de 400 °F y 215 °F para el condensador.

Mezclador. A la salida de las unidades compresoras se utilizan mezcladores en cada tren para obtener las corrientes de entrada a los respectivos separadores de descarga. Un tercer mezclador se emplea para unir las dos corrientes de gas provenientes de los separadores de descarga de los trenes compresores y llevarlo a la contactora. El último mezclador se emplea como tanque dosificador de TEG para completar el nivel perdido con el consumo de la sustancia.

Divisor. Es necesario dividir aguas arriba del sistema compresor la corriente saturada hacia los dos trenes de compresión; un tercio del gas es dirigido hacia el separador de succión del tren uno y el resto al separador de succión del tren dos. A la salida de cada separador de succión se requiere otro divisor para ramificar las corrientes en tres partes iguales y destinarlas a la unidad compresora respectiva.

Válvulas. Se emplean dos válvulas: una para simular la caída de presión del TEG a la salida de la torre contactora ($\Delta P=1.220$ psi) y la otra representa los filtros de carbón activado y partícula que generan una caída de presión del TEG rico a la salida del separador trifásico ($\Delta P=35$ psi).

Bomba. La bomba requerida por la planta es representada por la unidad *Pump*, y se emplea para aumentar la presión del TEG pobre que es recirculado a la torre en 1.305 psi.

Operación de reciclo. Es una operación del Hysys que se emplea en procesos de circuito cerrado, es decir, donde existe recirculación para garantizar la convergencia de los resultados.

3.1.6. Aprobación de la simulación a las condiciones de diseño

Para validar como aceptable el montaje de la simulación de la planta, se procedió a determinar el porcentaje de desviación entre los valores especificados por el diseño y los obtenidos a través del simulador, para garantizar la mayor confiabilidad en los resultados obtenidos al validar las simulaciones con los datos operacionales. Para ello se tomarán como aceptables los porcentajes de desviación que se presentan en la tabla 3.5.

Tabla 3.5. Porcentajes de desviación. [4]

Variable	Porcentaje de desviación (%)
Presión	5
Temperatura	10
Flujo	5

Para determinar si los valores de porcentaje de desviación se encuentran dentro del rango de aceptación, se calcularon por medio de la siguiente ecuación:

$$\% \text{ Desviación } n = \frac{\text{Valor}_T - \text{Valor}_S}{\text{Valor}_T} \times 100 \quad (\text{Ec. 3.1})$$

Donde:

% Desviación = porcentaje de desviación.

Valor_T = valor teórico de la variable analizada.

Valor_S = valor obtenido por el simulador.

En el contenido de agua del gas deshidratado, se asume como valor teórico 7 lb H₂O/MMPCNE. Debido a que el simulador no arroja directamente el contenido de humedad, el valor simulado requerido para el cálculo debe ser hallado mediante una expresión de conversión (ecuación 3.2) con el valor de flujo másico de agua en el gas

deshidratado y el caudal de gas a la salida de la torre, que son respectivamente 29,42 lb H₂O/h y 89,03 MMPCNE

$$W = \frac{FH_2O}{Q} \quad (\text{Ec. 3.2})$$

Donde:

W= Humedad del gas (lb H₂O/MMPCNE)

FH₂O = Flujo másico del agua en el gas (lb H₂O/hr)

Q = Caudal del gas (MMPCNE)

Tomando como base de cálculo 1 día, por medio de la siguiente expresión se obtiene el contenido de agua del gas deshidratado:

$$\frac{29,42 \text{ lb H}_2\text{O}}{1 \text{ h}} \times \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ día}} \times \frac{1 \text{ día}}{89,03 \text{ MMPCE}} = 7,93 \frac{\text{lb H}_2\text{O}}{\text{MMPCE}}$$

Luego sustituyendo este valor con el teórico en la ecuación 3.1

$$\% \text{ Desviación} = \frac{7,00 - 7,93}{7,00} \times 100$$

$$\% \text{ Desviación} = -13,30\%$$

Estos resultados se muestran en la tabla 4.1, para todas las variables necesarias para la aprobación de la simulación de diseño. El mismo cálculo se realizó para las validaciones a nivel de operación y reubicación, los resultados se muestran en las tablas 4.2, 4.3, 4.4, 4.5, C.1 y C.2 del anexo C.

3.2 Validación de las simulaciones del proceso de compresión y deshidratación con datos operacionales

En esta etapa se procedió a validar el modelo de simulación con el fin de demostrar si el funcionamiento de las plantas a las condiciones actuales de operación es el apropiado de acuerdo a las especificaciones del diseño o si por el contrario, se encuentran trabajando fuera del rango de operación. Para cumplir con este objetivo se realizó el levantamiento de información de las variables más relevantes del proceso tanto en la planta como en la consola de control. El montaje de la planta realizado empleando el simulador de procesos se presenta en la figura 3.3.

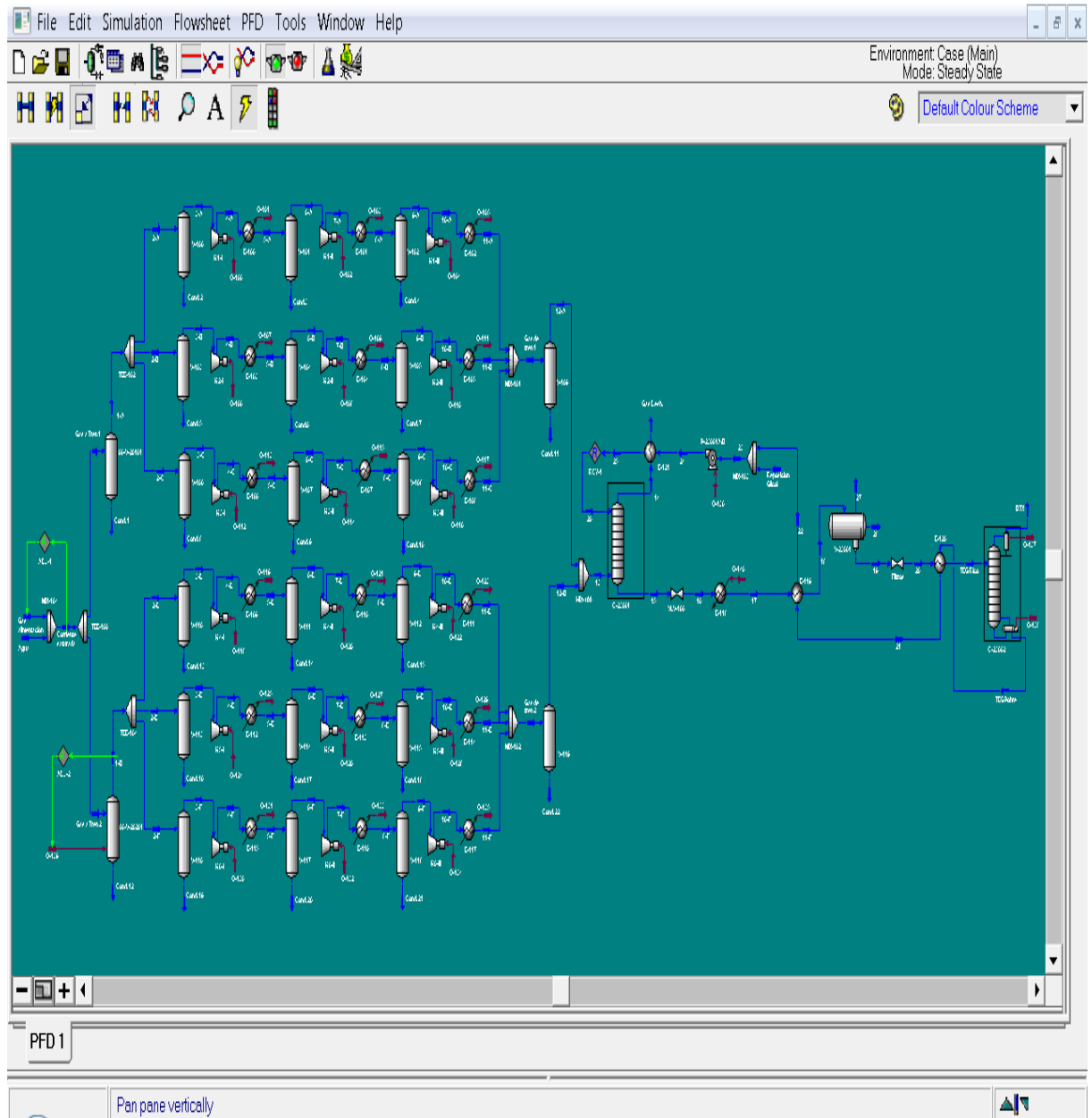


Figura 3.3. Esquema de la simulación del proceso de compresión y deshidratación del gas natural de la planta DEPE.

La cromatografía del gas en base seca a la succión de los compresores fue proporcionada por el centro de análisis de San Tomé y se muestra en la figura 3.4.

GERENCIA OPERACIONES DE PRODUCCIÓN SUPERINTENDENCIA DE TRATAMIENTO Y CALIDAD DE FLUIDOS CENTRO DE ANALISIS SAN TOME		
INFORME DE ENSAYO GAS - 2008 -19547		
CLIENTE:	GOP PRODUCCION DACION SAN TOMÉ	
REQUERIDO POR:	CARLOS PINTO	
IDENTIFICACIÓN DE LA MUESTRA:	DEPO	
SITIO DE MUESTREO:	ENTRADA AL MOTOR K3 (SUCCIÓN DE LA PLANTA)	
FECHA Y HORA DE MUESTREO:	29/12/2008, 11:00 AM	
FECHA INICIO ENSAYO:	29/12/2008	
FECHA CULMINACIÓN ENSAYO:	29/12/2008	
FECHA EMISIÓN INFORME:	29/12/2008	
ANÁLISIS REALIZADO POR:	JOSÉ PALMA / SIMÓN SANABRIA	
DETERMINACIONES		
RESULTADO DE ANÁLISIS CROMATOGRAFICO ASTM D 1945-03		
COMPONENTES	% VOL. MOLAR	CONTENIDO DE LIQUIDOS (GPM)
METANO	82,61	0,0000
ETANO	5,897	0,0000
PROPANO	2,937	0,8073
CO ₂	6,178	0,0000
N-BUTANO	0,837	0,2635
I-BUTANO	0,730	0,2383
N-PENTANO	0,144	0,0521
I-PENTANO	0,215	0,0783
N ₂	0,2111	0,0000
N-HEXANO	0,0796	0,0327
N-HEPTANO	0,0607	0,0279
N-OCTANOS+	0,1031	0,0560
CONDICIONES DE LA MUESTRA:		
H ₂ S (ppm):	15	PRESIÓN (PSI): 70
		PTO.DE ROCIO (°F):
		TEMP (°F): N/D
		HUMEDAD DEL GAS (PPM):
CARACTERÍSTICAS CALCULADAS A PARTIR DE RESULTADOS CROMATOGRÁFICOS		
GRAVEDAD ESPECÍFICA:	0,709	GPM TOTAL (C3+): 1,556
PESO MOLECULAR (lb/mol):	20,525	PRESION DE VAPOR (PSI): 4,184,137
TEMP. PSEUDOCRÍTICA (°F):	-72,890	BTU/PC (BRUTO): 1,092,062
PRESION PSEUDOCRÍTICA (PSI):	653,807	BTU/PC (NETO): 988,102
CONDICIONES AMBIENTALES:		
TEMPERATURA (°C):	25,5	
HUMEDAD RELATIVA (%):	62	
PRESION BAROMETRICA (mmHg):	741	

Figura 3.4. Cromatografía del gas en base seca empleada para la validación de las simulaciones en la planta DEPE.

En vista que la cromatografía para el caso de la operación se encuentra en base seca y que la cantidad de H₂S está reportado en ppm, es necesario calcular el porcentaje en volumen de H₂S y el flujo molar de agua que debe mezclarse con el gas seco para alcanzar su saturación dependiendo de la condiciones a las cuales entra el gas al cabezal de succión.

3.2.1. Transformación de las trazas de H₂S en porcentaje en volumen para ser introducidos en la cromatografía utilizada

La cromatografía indica que la corriente posee 15 mg H₂S/1000000 mg gas. Aplicando el concepto para la densidad relativa, se tiene:

$$\gamma = \frac{\rho_{\text{gas}}}{\rho_{\text{aire}}} \quad (\text{Ec. 3.3})$$

Según la figura 3.4 la densidad del gas es:

$$\rho_{\text{gas}} = 0,709 = \frac{\text{Pm gas}}{\text{Pm aire}}$$

Donde el peso molecular del gas es:

$$\text{Pm gas} = (28 \times 0,79) + (32 \times 0,21) = 22,12 + 6,72 = 28,84$$

Y el peso molecular del aire es:

$$\text{Pm aire} = (28,84 \times 0,709) = 20,44756$$

Se calculan los moles de gas:

$$\text{moles gas} = 1 \text{ Kg} \times \frac{1 \text{ lb}}{0,0454 \text{ Kg}} \times \frac{1 \text{ lbmol}}{20,44756 \text{ lb}} = 0,10772 \text{ moles de gas}$$

Se halla el volumen del gas:

$$V_{\text{gas}} = 40,88 \text{ pie}^3 \times 1000 = 40.880$$

Se realizan las siguientes transformaciones:

$$\frac{15 \text{ mg}}{1000 \text{ mg}} \times 1 \text{ g} \times \frac{1 \text{ lb}}{454 \text{ g}} \times \frac{1 \text{ lbmol}}{34 \text{ lb}} = 0,00000097175 \text{ lbmol} = 9,7175 \times 10^{-7} \text{ moles de H}_2\text{S}$$

Dividiendo entre los moles totales del gas se tiene:

$$y_{\text{H}_2\text{S}} = \frac{9,7175 \times 10^{-7} \text{ moles de H}_2\text{S}}{0,10772 \text{ moles de gas}}$$

$$y_{\text{H}_2\text{S}} = 9,02 \times 10^{-6}$$

3.2.2. Contenido de agua en la corriente de gas de entrada

Para determinar el contenido de agua del gas saturado, se empleó la correlación de R. Bukacek (ecuación 2.1). Se determinó el contenido de agua a 90,08 °F de

temperatura con la que se obtienen por interpolación los valores de las constantes A y B que se encuentran en la tabla A.2 de la sección de anexos, y una presión de 79 psia. Luego de interpolar para hallar las constantes y sustituyendo en la ecuación 2.1, se obtuvo;

$$W = \frac{33.284}{79 \text{ psia}} + 12,22 \quad \Rightarrow W = 433,54 \text{ lb H}_2\text{O/MMPCE}$$

Una vez determinado el contenido de agua en el gas, se procedió a determinar el flujo molar de agua que debía colocarse al mezclador para saturar la corriente de gas a la entrada del cabezal de succión; este cálculo se realizó a través de la siguiente relación:

$$\frac{433,54 \text{ lb H}_2\text{O}}{\text{MMPCE}} \times \frac{85,96 \text{ MMPCE}}{1 \text{ día}} \times \frac{1 \text{ lbmol}}{18 \text{ lb H}_2\text{O}} \times \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} = 86,26 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}}$$

Este cálculo fue empleado también para el montaje de la simulación con la reubicación planteada.

El levantamiento de la información se llevo a cabo directamente en planta y a través del sistema de supervisión continua, SCADA, del cual se obtuvieron valores puntuales de las variables para que existiera consistencia entre ellas en cuanto a los resultados de las simulaciones se refiere.

Para la validación de las simulaciones se empleó el modelado de la planta realizado a las condiciones de diseño; donde arroja el funcionamiento ideal del proceso. La validación consistió en introducir variables de operación actual en el modelo diseñado y posteriormente se realizaron las comparaciones respectivas con los valores obtenidos por el simulador. Las variables introducidas fueron:

- ◆ Flujo de gas de entrada a los trenes de compresión.
- ◆ Temperatura y presión del gas.
- ◆ Flujo de TEG pobre.
- ◆ Temperatura del TEG pobre.
- ◆ Caída de presión en la torre de absorción.

En este montaje de la simulación se anexaron las siguientes operaciones:

Mezclador. Se emplea a la altura del cabezal de succión para llevar a cabo la saturación de la corriente de gas, con una corriente de agua y alcanzar así el contenido de humedad del gas de acuerdo a sus condiciones de entrada.

Ajuste. Esta función varía un valor de una corriente (variable independiente) para cumplir con un valor requerido o especificación (variable dependiente) en otra corriente u operación. Primero se ajustó el flujo molar en el cabezal de succión y luego la temperatura de entrada al tren 2 de las unidades de compresión, para que ambas variables concordaran con los datos operacionales obtenidos tanto en planta como en consola.

Intercambiador de calor. Simulado como artificio para calentar aproximadamente 6 °F la corriente de glicol proveniente de la contactora para obtener la temperatura de operación a la entrada del intercambiador glicol-glicol.

Variables operacionales empleadas para el montaje de las simulaciones restantes

Tabla 3.6. Variables de operación de la planta DEPE, empleadas en la simulación.

Variables de operación	Planta compresora
Flujo de gas en la succión (MMPCED)	85,96
Presión de alimentación a compresores (psig)	64,00
Temperatura del gas en la succión (°F)	90,08
Flujo de entrada al tren uno (MMPCED)	28,23
Flujo de entrada al tren dos(MMPCED)	57,72
Presión de alimentación a deshidratadora (psig)	1.340,00
Temperatura del gas de entrada de deshidratadora (°F)	94,60
Temperatura del TEG pobre recirculado (°F)	104,40
Humedad del gas deshidratado (lb H ₂ O/MMPCED)	3,07
Flujo de TEG recirculado (gpm)	8,09
Temperatura de succión de la bomba (°F)	184,96
Temperatura del condensador de reflujo (°F)	209,59
Temperatura del rehervidor (°F)	377,70
Presión de descarga de la bomba (psig)	1.364,60
Temperatura del gas a la salida del intercambiador (°F)	95,18
Presión del separador trifásico (psig)	43,68
Presión del regenerador (psig)	16,31
Temperatura del trifásico (°F)	170,41

Tabla 3.7. Variables de operación empleadas para la simulación en las interetapas de cada unidad compresora para ambos trenes de compresión.

Tren	Unidad compresora	Etapa	Operación	Entrada/Salida
1	1	Primera	Presión (psig)	64/230
			Temperatura (°F)	90,08/243
		Segunda	Presión (psig)	230/556
			Temperatura (°F)	94,90/246
		Tercera	Presión (psig)	556/1.374
			Temperatura (°F)	102,70/250
	2	Primera	Presión (psig)	64/219
			Temperatura (°F)	90,08/262
		Segunda	Presión (psig)	219/568
			Temperatura (°F)	88,90/253
		Tercera	Presión (psig)	568/1.347
			Temperatura (°F)	101,20/246
	3	Primera	Presión (psig)	64/224
			Temperatura (°F)	90,08/253
		Segunda	Presión (psig)	224/578
Temperatura (°F)			94,15/252	
Tercera		Presión (psig)	578/1.386	
		Temperatura (°F)	101,90/246	
2	1	Primera	Presión (psig)	63/141
			Temperatura (°F)	100,70/236
		Segunda	Presión (psig)	141/502
			Temperatura (°F)	108,50/280
		Tercera	Presión (psig)	502/1.357
			Temperatura (°F)	103,70/265
	2	Primera	Presión (psig)	63/170
			Temperatura (°F)	100,70/241
		Segunda	Presión (psig)	170/471
			Temperatura (°F)	111,90/284
		Tercera	Presión (psig)	471/1.352
			Temperatura (°F)	105,90/262
	3	Primera	Presión (psig)	62/166
			Temperatura (°F)	100,70/250
		Segunda	Presión (psig)	166/477
Temperatura (°F)			105,30/263	
Tercera		Presión (psig)	477/1.329	
		Temperatura (°F)	103,20/245	

3.3 Evaluación de las simulaciones del proceso con los datos de operación para la reubicación de la planta deshidratadora en la succión de las unidades de compresión

Para el cumplimiento de esta fase se busca una inversión en el proceso, de forma que el gas es tratado primero por el sistema de deshidratación y luego es comprimido, tal como se muestra en la figura 3.5 del diagrama con la propuesta de cambio.

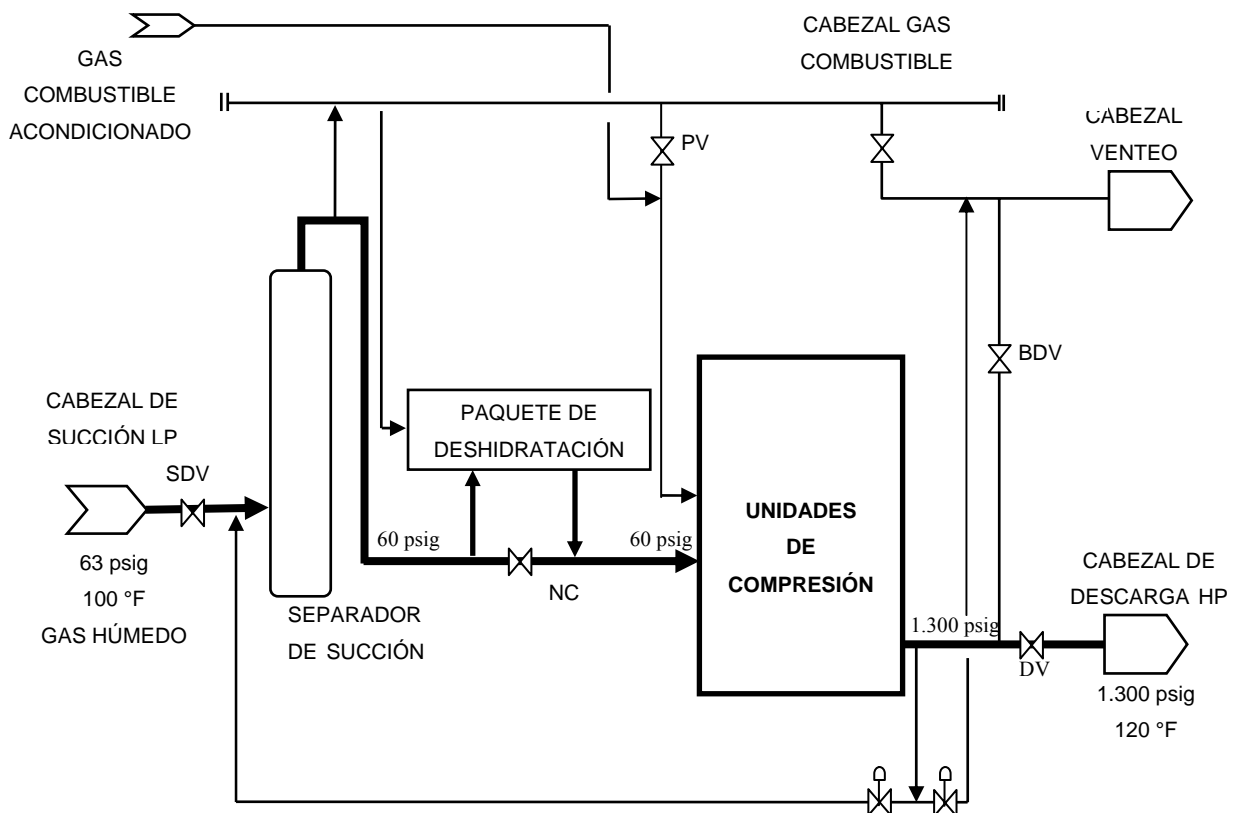


Figura 3.5. Diagrama del tratamiento del gas natural con la propuesta de reubicación en la estación de flujo DEPE.

La figura 3.6 presenta el despliegue del modelado realizado. La corriente de entrada a la deshidratadora se saturó a las condiciones de 60 psig y una temperatura de 90,08 °F.

Como base para el montaje de la simulación se introdujeron los datos a las condiciones actuales de operación, los mismos cálculos y consideraciones utilizadas para la validación del proceso.

3.3.1 Operaciones alteradas en el montaje de la simulación de reubicación

Torre de absorción. Se adaptó la presión de tope y fondo del absorbedor con las condiciones nuevas de operación de la misma, 62 psig y 64 psig en el tope y fondo respectivamente.

Válvula. Para la propuesta de reubicación no fue necesario el empleo de la válvula que simuló la caída de presión del TEG a la salida de la torre contactora, por lo que se eliminó la operación.

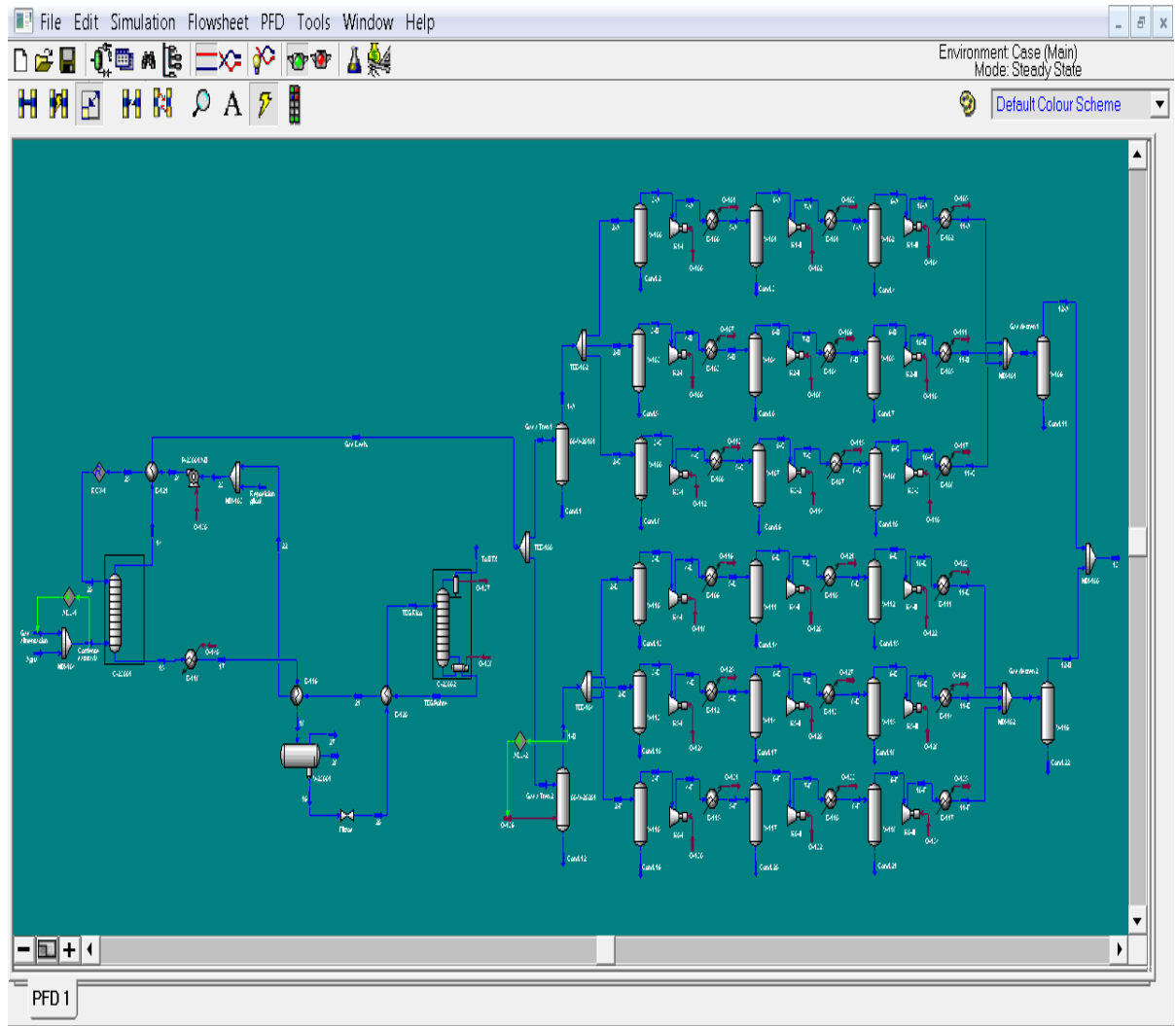


Figura 3.6. Despliegue del modelado de simulación para la reubicación de los sistemas de tratamientos del gas natural de la planta DEPE.

3.4 Determinación de la eficiencia de la reubicación de la planta deshidratadora de gas en la succión de los sistemas de compresión

La determinación de la eficiencia en el presente proyecto se basó, inicialmente en comparaciones de los parámetros de diseño con los de operación de la planta para apreciar que tan eficiente opera la misma y así tener un punto de referencia para

posteriores análisis. Seguidamente se realizaron comparaciones de los valores arrojados por el simulador para el modelado de la reubicación con los datos recopilados para el diseño de la planta.

Para determinar la eficiencia del proceso se emplea la ecuación 3.4:

$$E = \frac{\text{Valor}_R}{\text{Valor}_D} \times 100 \quad (\text{Ec. 3.4})$$

Donde:

E = Eficiencia.

Valor_R = Valor real.

Valor_D = Valor de diseño.

Sustituyendo en la ecuación 3.4 los valores correspondientes al contenido de agua en el gas deshidratado, se determina la eficiencia de la operación actual con respecto a las condiciones de diseño de la planta. Donde el valor real es el obtenido en el campo (3,07 lb H₂O/MMPCE).

$$E = \frac{3,07}{7,00} \times 100$$

$$\Rightarrow \boxed{E = 43,86\%}$$

Los resultados restantes se muestran en las tablas 4.6, 4.7, C.3, C.4, C.5 y C.6.

3.5 Comparación económica de la propuesta plateada con el estado actual de la planta

Se compararon las pérdidas económicas actuales en la planta DEPE debido a fallas en los compresores que se han deteriorado por presencia de líquidos, con las pérdidas aproximadas que se tendrán al reubicar las unidades de tratamiento del gas natural. La tabla 3.8 refleja un resumen durante 4 meses, del número de paradas en la planta DEPE con sus respectivos tiempos de interrupción.

Tabla 3.8. Resumen mensual de paradas de planta en DEPE

Variable	Año 2008			Año 2009	Total
	Octubre	Noviembre	Diciembre	Enero	
NPt	55	135	77	71	338
TPt (min)	8780	24038	11102	9841	53761
NPrv	8	7	4	5	24
TPrv (min)	499	291	1290	2014	4094

Donde:

NPt = Número de paradas totales

TPt = Tiempo de paradas totales

NPrv = Número de paradas por reemplazo de válvulas

TPrv = Tiempo de paradas por reemplazo de válvulas

Debido a que la producción de crudo del campo se encuentra directamente relacionada con la producción de gas proveniente de los compresores y sabiendo que la producción ideal son 18.000 bpd, se procedió a calcular las pérdidas en barriles de crudo para cada mes en estudio atribuidas a paradas por reemplazo de válvulas, haciendo uso de la ecuación 3.5:

$$P_b = T_{prv} \times P_i \quad (\text{Ec. 3.5})$$

Donde:

P_b = Pérdidas de barriles

P_i = Producción ideal

Sustituyendo en la ecuación 3.4 y realizando las respectivas transformaciones, para el mes de octubre del año 2008 se tiene:

$$P_b = 499 \text{ min} \times \frac{18.000 \text{ bbl}}{1 \text{ día}} \times \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} \times \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}}$$

$$\Rightarrow \boxed{P_b = 6.237,50 \text{ barriles}}$$

En la tabla 4.10 se expresan los resultados de los tres meses restantes, al igual que para la propuesta de reubicación.

La variable que sirve como punto comparativo es la humedad del gas a la entrada de las unidades de compresión. Para las condiciones actuales de operación de la planta, se tiene un flujo molar de agua en el gas de 1.554,10 lb H₂O/h y un caudal de gas de 85,96 MMPCED, empleando la ecuación 3.2 se obtiene una humedad de:

$$W = \frac{1.554,10 \text{ lb H}_2\text{O}}{1 \text{ h}} \times \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ día}} \times \frac{1 \text{ día}}{85,96 \text{ MMPCE}}$$

$$\Rightarrow \boxed{W = 433,90 \frac{\text{lb H}_2\text{O}}{\text{MMPCE}}}$$

De forma análoga se halla la humedad del gas a la entrada de los compresores para la propuesta de reubicación en el proceso, obteniéndose 55,38 lb H₂O/MMPCE. Luego se cuantifica la disminución que presenta la humedad del gas en el proceso de reubicación con respecto al de operación actual en DEPE.

$$\frac{433,90 \text{ lb H}_2\text{O/MMPCE} - 55,38 \text{ lb H}_2\text{O/MMPCE}}{433,90 \text{ lb H}_2\text{O/MMPCE}} \times 100 = 87,24\%$$

Por no contar con un factor que relacione directamente las paradas de planta por problemas en compresores y sus respectivos tiempos con la humedad del gas, se asume una relación lineal entre ambas variables. Resultando un tiempo de paradas para el mes de octubre de 63,69 min.

CAPITULO IV

DISCUSIÓN DE RESULTADOS

4.1. Elaboración de las simulaciones del proceso de compresión y deshidratación del gas natural con los datos de diseño

Para el ensamble de la simulación a condiciones de diseño se introdujeron valores de presiones, temperaturas, composiciones de las corrientes, flujos y especificaciones de los equipos para las cuales fue diseñada la planta, así mismo para las diferentes corridas de validación y reubicación, cuyos resultados se muestran en la tabla 4.1.

Tabla 4.1. Comparación de las variables de diseño con los valores obtenidos por el simulador en el montaje del caso de diseño.

Variable	Diseño	Simulado por diseño	% Desviación
Contenido de agua del gas deshidratado (lb H ₂ O/MMPCE)	7,00	7,93	13,30
Flujo molar de entrada a compresores (MMPCE)*	90,00	90,00	0,00
Temperatura de salida compresores interetapa 1 (°F)	280,00	269,30	3,82
Presión de salida compresores interetapa 1 (psig)*	200,00	200,00	0,00
Temperatura de salida compresores interetapa 2 (°F)	280,00	269,90	3,61
Presión salida compresores interetapa 2 (psig)*	520,00	520,00	0,00
Temperatura de salida compresores interetapa 3 (°F)	280,00	270,20	3,50
Presión salida compresores interetapa 3 (psig)*	1.300,00	1.300,00	0,00
Flujo molar entrada a la deshidratadora (MMPCED)	90,00	89,22	0,87

* Valores especificados por diseño

Tabla 4.1. Comparación de las variables de diseño con los valores obtenidos por el simulador en el montaje del caso de diseño (continuación).

Variable	Diseño	Simulado por diseño	% Desviación
Temperatura del gas de entrada a la deshidratadora (°F)*	125,00	125,00	0,00
Presión del gas de entrada a la deshidratadora (psig)*	1.300,00	1.300,00	0,00
Temperatura del TEG de entrada a la deshidratadora (°F)*	133,00	133,00	0,00
Caudal del TEG de entrada a la deshidratadora (gpm)*	11,00	11,00	0,00
Temperatura de vapores del condensador de reflujo (°F)*	215,00	215,00	0,00
Fracción másica del glicol pobre (%)	99,00	98,81	0,19
Temperatura de succión de la bomba (°F)	183,00	173,20	5,36
Temperatura de TEG rico a la salida de la torre (°F)	125,00	126,90	1,52
Temperatura del separador trifásico (°F)	180,00	186,00	3,33
Presión del separador trifásico (psig)*	60,00	60,00	0,00

* Valores especificados por diseño

Comparando los valores reportados por el simulador con los parámetros de diseño se observa que el único valor que se desvía del rango de aceptación es el del contenido de agua del gas deshidratado. Esto se debe a que el proceso de compresión fue diseñado mucho antes que el de deshidratación, por tanto a condiciones de diseño la cromatografía del gas de salida de los trenes de compresión difiere un poco de la cromatografía del gas de entrada a la torre deshidratadora, generando otras condiciones que requieren una nueva relación glicol-agua.

Apartando el resultado del contenido de agua en el gas deshidratado, la magnitud que presentó mayor valor de desviación es la temperatura de succión de la

bomba con 5,36%; pero al igual que el resto de las variables se mantiene dentro de los márgenes admitidos, siendo la máxima desviación de 10% para la temperatura.

En vista de que más del 94% de las variables reportaron desviaciones menores al 10%, el montaje de la simulación a condiciones de diseño se validó como correcto, lo que indica que se considera confiable como herramienta para determinar si la planta a las condiciones actuales de operación se encuentra trabajando cabalmente.

La aprobación del modelo se basó en que las desviaciones se encuentran dentro de los niveles de aceptación establecidos por el simulador HYSYS que se muestran en la tabla 3.8.

4.2. Validación de la simulación del proceso con datos operacionales

La validación del proceso se basó en comparaciones de los datos obtenidos mediante el Sistema de Supervisión Continua SCADA y directamente en campo, con los valores obtenidos por medio del simulador.

En vista de que los análisis cromatográficos reportan el contenido de H₂S en ppm, se anexó a la corriente de gas que entra al proceso la cantidad del mismo en fracción volumen. Posteriormente se saturó con vapor de agua la corriente de gas y por medio del simulador se obtuvo la composición en base húmeda a la cual opera actualmente la planta DEPE. El flujo de TEG recomendado para las condiciones de operación resultó ser igual a 4,06 gal TEG/min. La figura 4.1 muestra el despliegue de la composición en base húmeda del gas de operación de la planta arrojada por el simulador Hysys.

Luego se calcularon las desviaciones entre los valores operacionales obtenidos en campo y los obtenidos mediante el uso de Hysys. Los resultados se muestran en las tablas 4.2, 4.3 y C.1 para el tren 1 del sistema de compresión, sistema de deshidratación y tren 2 del sistema de compresión respectivamente.

Worksheet

	Mole Fractions	Vapour Phase	Aqueous Phase
Methane	0.854666	0.857320	0.000000
Ethane	0.038669	0.038789	0.000000
Propane	0.018708	0.018766	0.000000
n-Butane	0.004656	0.004670	0.000000
i-Butane	0.003913	0.003925	0.000000
i-Pentane	0.001030	0.001033	0.000000
n-Pentane	0.000697	0.000699	0.000000
n-Hexane	0.000339	0.000340	0.000000
n-Heptane	0.000231	0.000231	0.000000
n-Octane	0.000353	0.000354	0.000000
n-Nonane	0.000000	0.000000	0.000000
n-Decane	0.000000	0.000000	0.000000
n-C11	0.000000	0.000000	0.000000
Nitrogen	0.003367	0.003378	0.000000
H2O	0.009140	0.006063	0.999839
H2S	0.000002	0.000002	0.000000
CO2	0.064229	0.064428	0.000161
TEGlycol	0.000000	0.000000	0.000000
Total	1.00000		

Buttons: Edit..., Edit Properties..., Basis...

Worksheet Attachments Dynamics

OK

Delete Define from Other Stream...

PFD 1

Figura 4.1. Composición en base húmeda del gas de entrada al contactor de la planta DEPE

Tabla 4.2. Porcentajes de desviación de las variables obtenidas por la simulación con los datos operacionales de la planta DEPE, tren 1 del sistema de compresión.

Unidad Compresora	Compresor	Variable	Operación	Simulado por operación	% Desviación
1	1	Temperatura entrada (°F)	90,08	77,88	13,54
		Temperatura salida (°F)	243,00	266,00	9,47
		Presión entrada (psig)*	64,00	64,00	0,00
		Presión salida (psig)*	230,00	230,00	0,00
	2	Temperatura entrada (°F)	94,90	94,90	0,00
		Temperatura salida (°F)	246,00	237,50	3,46
		Presión entrada (psig)*	230,00	230,00	0,00
		Presión salida (psig)*	556,00	556,00	0,00
	3	Temperatura entrada (°F)*	102,70	102,70	0,00
		Temperatura salida (°F)*	250,00	255,80	2,32
		Presión entrada (psig)*	556,00	556,00	0,00
		Presión salida (psig)*	1.374,00	1.374,00	0,00
2	1	Temperatura entrada (°F)	90,08	77,88	13,54
		Temperatura salida (°F)	262,00	258,00	1,53
		Presión entrada (psig)*	64,00	64,00	0,00
		Presión salida (psig)*	219,00	219,00	0,00
	2	Temperatura entrada (°F)*	88,90	88,90	0,00
		Temperatura salida (°F)	253,00	242,30	4,23
		Presión entrada (psig)*	219,00	219,00	0,00
		Presión salida (psig)*	568,00	568,00	0,00
	3	Temperatura entrada (°F)*	101,20	101,20	0,00
		Temperatura salida (°F)	246,00	246,80	0,33
		Presión entrada (psig)*	568,00	568,00	0,00
		Presión salida (psig)*	1.347,00	1.347,00	0,00

* Valores especificados por operación

Tabla 4.2. Porcentajes de desviación de las variables obtenidas por la simulación con los datos operacionales de la planta DEPE, tren 1 del sistema de compresión.

Unidad Compresora	Compresor	Variable	Operación	Simulado por operación	% Desviación
3	1	Temperatura entrada (°F)	90,08	77,77	13,67
		Temperatura salida (°F)	253,00	265,00	4,74
		Presión entrada (psig)	64,00	62,50	2,34
		Presión salida (psig)*	224,00	224,00	0,00
	2	Temperatura entrada (°F)*	94,15	94,15	0,00
		Temperatura salida (°F)	252,00	247,70	1,71
		Presión entrada (psig)*	224,00	224,00	0,00
		Presión salida (psig)*	578,00	578,00	0,00
	3	Temperatura entrada (°F)*	101,90	101,90	0,00
		Temperatura salida (°F)	246,00	249,60	1,46
		Presión entrada (psig)*	578,00	578,00	0,00
		Presión salida (psig)*	1.386,00	1.386,00	0,00

De la tabla 4.2 se observa que la temperatura de entrada del primer compresor tanto de la unidad 1, como de la 2 y la 3; se exceden del rango de desviación considerado aceptable. Los resultados para dichas unidades compresoras fueron 13,54 % para las dos primeras y 13,67% la última. El resto de los resultados cumplen con el margen de desviación tolerado.

La diferencia entre el valor simulado y el de operación actual se presenta como consecuencia de la iteración ejecutada por el simulador al agregar la operación de “*adjust*”. Esta función se basó en ajustar el flujo de gas luego de saturar la corriente de entrada, por lo que la desviación puede considerarse insignificante. Los resultados completos de desviación para el tren de compresión 2 se encuentran en la tabla C.1 de los anexos.

Tabla 4.3. Porcentajes de desviación de las variables obtenidas por la simulación con los datos operacionales de la planta DEPE, proceso de deshidratación.

Variable	Operación	Simulado por operación	% Desviación
Contenido de agua del gas deshidratado (lb H ₂ O/MMPCE)	3,07	3,67	19,54
Flujo entrada a compresores (MMPCED)	85,96	85,96	0,00
Flujo entrada a la deshidratadora (MMPCED)	85,72	85,25	0,55
Temperatura del gas de entrada a la deshidratadora (°F)	95,60	94,17	1,50
Presión del gas de entrada a la deshidratadora (psig)	1.340,00	1.335,00	0,37
Temperatura del TEG de entrada a la deshidratadora (°F)	104,40	104,40	0,00
Caudal del TEG de entrada a la deshidratadora (gpm)	8,09	8,09	0,00
Temperatura de vapores del condensador de reflujo (°F)	209,59	212,00	1,15
Fracción másica del glicol pobre (%)	98,70	98,60	0,10
Temperatura de succión de la bomba (°F)	184,96	181,60	1,82
Temperatura de TEG rico a la salida de la torre (°F)	95,18	95,18	0,00
Temperatura del separador trifásico (°F)	170,41	170,00	0,24
Presión del separador trifásico (psig)	43,68	43,68	0,00

El contenido de agua en el gas deshidratado arroja un 19,54 % de desviación, donde la deshidratación a operación en campo es más eficiente que la deshidratación por el simulador; no obstante ambos valores cumplen con las especificaciones para el gas deshidratado. El resto de las variables presentan desviaciones menores al 2%, validando como correcto el montaje de la simulación.

4.3. Evaluación de la simulación del proceso con los datos de operación para la reubicación de la planta deshidratadora en la succión de las unidades de compresión

La evaluación de la simulación se apoyó en comparaciones de los datos obtenidos en el campo y mediante el Sistema de Supervisión Continua SCADA con los obtenidos por el simulador para la reubicación aplicada al sistema de tratamiento del gas natural en la planta DEPE.

Tabla 4.4. Desviaciones de las variables obtenidas por la simulación de reubicación con los datos operacionales de la planta DEPE, proceso de deshidratación.

Variable	Operación	Simulado por Reubicación	% Desviación
Contenido de agua del gas deshidratado (lb H ₂ O/MMPCE)	3,07	55,38	1703,91
Flujo entrada a compresores (MMPCED)	85,96	85,27	0,80
Flujo entrada a la deshidratadora (MMPCED)	85,72	85,96	0,28
Temperatura del gas de entrada a la deshidratadora (°F)	95,60	77,88	18,53
Presión del gas de entrada a la deshidratadora (psig)	1.340,00	64,00	95,22
Temperatura del TEG de entrada a la deshidratadora (°F)	104,40	104,40	0,00
Caudal del TEG de entrada a la deshidratadora (gpm)	8,09	12,56	55,25
Temperatura de vapores del condensador de reflujo (°F)	209,59	212,00	1,15
Fracción másica del glicol pobre (%)	98,70	98,61	0,09
Temperatura de succión de la bomba (°F)	184,96	147,90	20,04
Temperatura de TEG rico a la salida de la torre (°F)	95,18	81,15	14,74
Temperatura del separador trifásico (°F)	170,41	170,00	0,24
Presión del separador trifásico (psig)	43,68	43,68	0,00

Es notable y lógico que el valor obtenido por el simulador para el contenido de agua en el gas deshidratado en la propuesta de reubicación se aleje considerablemente de las especificaciones, generando una desviación de 1.703,91%. El contenido de

agua del mismo es la variable más relevante de todo el proceso, por lo que se requiere que cumpla con las condiciones óptimas para la inyección del gas en los pozos.

La humedad obtenida en el gas deshidratado es dependiente de la presión de deshidratación, según lo esperado y los resultados obtenidos con la propuesta de reubicación. Lo que sitúa a dicha variable en el segundo orden de relevancia en todo el proceso. MARCIAT, C.A [5]; indica que a presiones altas (de 100 a 1.500 psig) la absorción del agua por el glicol será más eficiente, por lo que a una presión de 60 psig no puede esperarse una humedad dentro del rango de especificación. Este efecto puede notarse en la figura 4.2 del sistema de equilibrio entre el glicol y el gas saturado con agua, donde la presión varía de 200 a 2.000 psia. A la presión de operación de la torre contactora en el caso de reubicación, no se tiene una relación gráfica específica del contenido de humedad, pero se espera que sea mayor a 30 lb H₂O/MMPCE; lo que explica porque la humedad en el simulador resulta de 55,38 lb H₂O/MMPCE.

La temperatura de entrada a la deshidratadora en el caso de reubicación se ve afectada por la operación de “*adjust*” que se requirió utilizar para adaptar el flujo molar del gas de entrada. La simulación de reubicación presenta en la contactora un delta de temperatura entre el gas y el glicol de 26,52 °F, por lo que no se cumple con el rango recomendado para la operación de las mismas, el cual es de 10 a 15 °F. Como consecuencia del elevado diferencial de temperatura, ocurrirán pérdidas excesivas de glicol.

Por último y no menos importante también se encuentran fuera del rango de aceptación el caudal del TEG de entrada a la deshidratadora, la temperatura de succión de la bomba y la temperatura de TEG rico a la salida de la torre deshidratadora con desviaciones de 55,25%, 20,04% y 14,74% respectivamente.

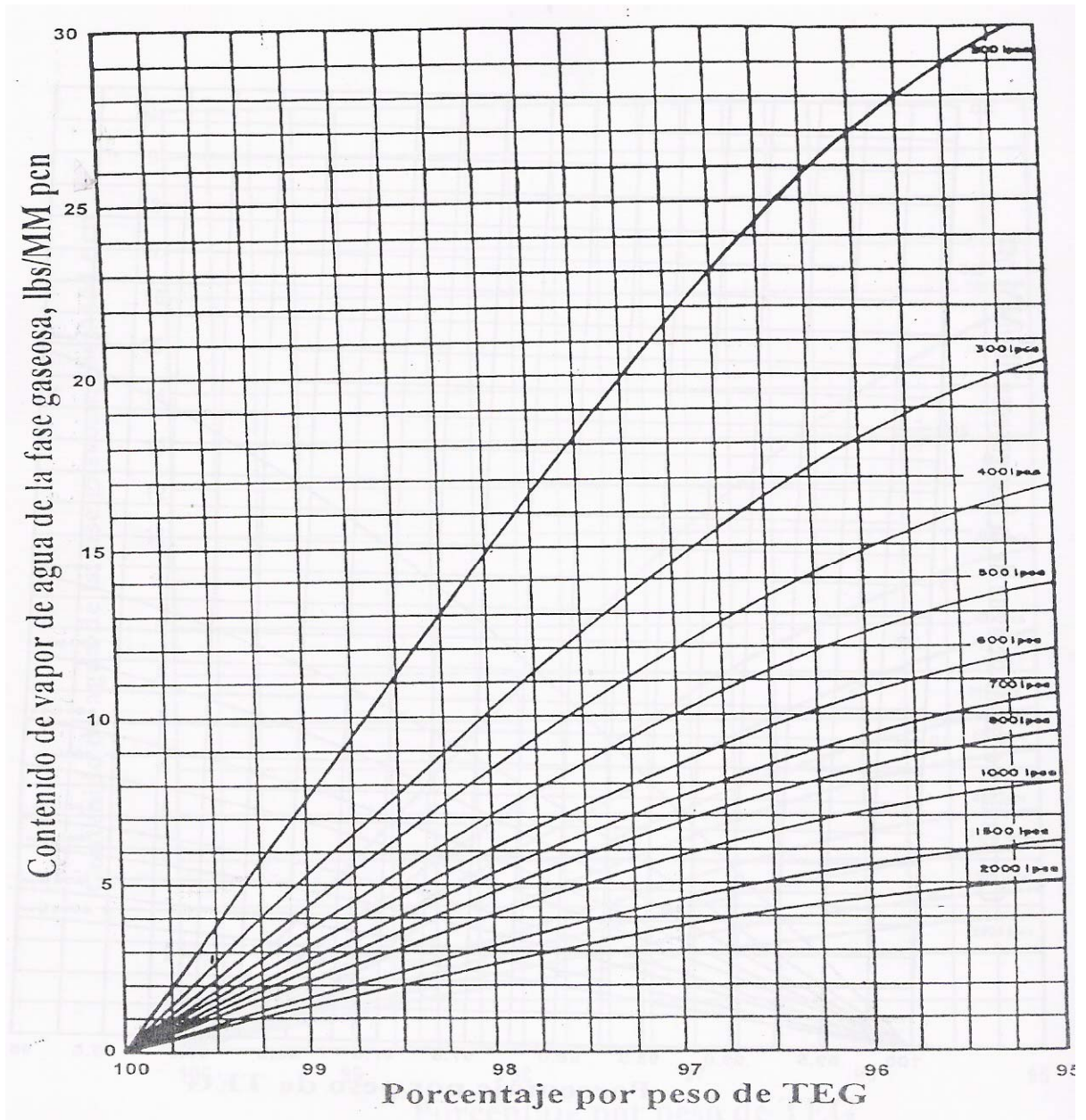


Figura 4.2. Sistema de equilibrio de TEG y gas saturado con agua, a 100 °F. [11]

Tabla 4.5. Porcentajes de desviación de las variables obtenidas por la simulación con los datos operacionales para la reubicación de la planta DEPE, tren 1 del sistema de compresión.

Unidad Compresora	Compresor	Variable	Operación	Simulado por reubicación	% Desviación
1	1	Temperatura entrada (°F)	90,08	91,61	1,70
		Temperatura salida (°F)	243,00	299,20	23,13
		Presión entrada (psig)	64,00	56,67	11,45
		Presión salida (psig)	230,00	230,00	0,00
	2	Temperatura entrada (°F)	94,90	94,90	0,00
		Temperatura salida (°F)	246,00	237,50	3,46
		Presión entrada (psig)	230,00	230,00	0,00
		Presión salida (psig)	556,00	556,00	0,00
	3	Temperatura entrada (°F)	102,70	102,70	0,00
		Temperatura salida (°F)	250,00	255,70	2,28
		Presión entrada (psig)	556,00	556,00	0,00
		Presión salida (psig)	1.374,00	1.374,00	0,00
2	1	Temperatura entrada (°F)	90,08	91,61	1,70
		Temperatura salida (°F)	262,00	291,10	11,11
		Presión entrada (psig)	64,00	56,67	11,45
		Presión salida (psig)	219,00	219,00	0,00
	2	Temperatura entrada (°F)	88,90	88,90	0,00
		Temperatura salida (°F)	253,00	242,30	4,23
		Presión entrada (psig)	219,00	219,00	0,00
		Presión salida (psig)	568,00	568,00	0,00
	3	Temperatura entrada (°F)	101,20	101,20	0,00
		Temperatura salida (°F)	246,00	246,80	0,33
		Presión entrada (psig)	568,00	568,00	0,00
		Presión salida (psig)	1.347,00	1.347,00	0,00

Tabla 4.5. Porcentajes de desviación de las variables obtenidas por la simulación con los datos operacionales para la reubicación de la planta DEPE, tren 1 del sistema de compresión (continuación).

Unidad Compresora	Compresor	Variable	Operación	Simulado por reubicación	% Desviación
3	1	Temperatura entrada (°F)	90,08	91,51	1,59
		Temperatura salida (°F)	253,00	298,40	17,94
		Presión entrada (psig)	64,00	55,17	13,80
		Presión salida (psig)	224,00	224,00	0,00
	2	Temperatura entrada (°F)	94,15	94,15	0,00
		Temperatura salida (°F)	252,00	247,60	1,75
		Presión entrada (psig)	224,00	224,00	0,00
		Presión salida (psig)	578,00	578,00	0,00
	3	Temperatura entrada (°F)	101,90	101,90	0,00
		Temperatura salida (°F)	246,00	249,60	1,46
		Presión entrada (psig)	578,00	578,00	0,00
		Presión salida (psig)	1.386,00	1.386,00	0,00

En lo que respecta a las variables concernientes al sistema de compresión se observa en la tabla 4.5 un margen de desviación superior del rango establecido para la aceptación en la presión de entrada y la temperatura de salida al primer compresor de cada unidad compresora. La tabla correspondiente a los resultados de la reubicación para el tren 2 se presenta en la tabla C.2 de los anexos, donde la tendencia de los resultados es similar.

4.4. Determinación de la eficiencia de la reubicación de la planta deshidratadora de gas en la succión de los sistemas de compresión

Inicialmente se determinó la eficiencia del funcionamiento de la planta a condiciones de diseño con las condiciones de operación actual, tal como lo muestra la tabla 4.6.

Tabla 4.6. Eficiencia obtenida entre los datos de diseño con los datos operacionales de la planta DEPE en el proceso de deshidratación.

Variable	Diseño	Operación	Eficiencia
Contenido de agua del gas deshidratado (lb H ₂ O/MMPCE)	7,00	3,07	43,86
Flujo entrada a compresores (MMPCED)	90,00	85,96	95,51
Flujo entrada a la deshidratadora (MMPCED)	90,00	85,72	95,24
Temperatura del gas de entrada a la deshidratadora (°F)	125,00	95,60	76,48
Presión del gas de entrada a la deshidratadora (psig)	1.300,00	1.340,00	97,01
Temperatura del TEG de entrada a la deshidratadora (°F)	133,00	104,40	78,50
Caudal del TEG de entrada a la deshidratadora (gpm)	11,00	8,09	73,55
Temperatura de vapores del condensador de reflujo (°F)	215,00	209,59	97,48
Fracción másica del glicol pobre (%)	99,00	98,70	99,70
Temperatura de succión de la bomba (°F)	183,00	184,96	98,94
Temperatura de TEG rico a la salida de la torre (°F)	125,00	95,18	76,14
Temperatura del separador trifásico (°F)	180,00	170,41	94,67
Presión del separador trifásico (psig)	60,00	43,68	72,80

Tabla 4.7. Eficiencia obtenida entre datos de diseño con los valores obtenidos por el simulador para la reubicación de la planta DEPE en el proceso de deshidratación.

Variable	Diseño	Simulado por Reubicación	Eficiencia
Contenido de agua del gas deshidratado (lb H ₂ O /MMPCE)	7,00	55,38	12,64
Flujo entrada a compresores (MMPCED)	90,00	85,27	94,74
Flujo entrada a la deshidratadora (MMPCED)	90,00	85,96	95,51
Temperatura del gas de entrada a la deshidratadora (°F)	125,00	77,88	62,30
Temperatura del TEG de entrada a la deshidratadora (°F)	133,00	104,40	78,50
Caudal del TEG de entrada a la deshidratadora (gpm)	11,00	12,56	87,58
Temperatura de vapores del condensador de reflujo (°F)	215,00	212,00	98,60
Fracción másica del glicol pobre (%)	99,00	98,61	99,61
Temperatura de succión de la bomba (°F)	183,00	147,90	80,82
Temperatura de TEG rico a la salida de la torre (°F)	125,00	81,15	64,92
Temperatura del separador trifásico (°F)	180,00	170,00	94,44
Presión del separador trifásico (psig)	60,00	43,68	72,80

A continuación la figura 4.3 representa un resumen comparativo del valor de humedad del gas natural deshidratado de la planta DEPE mostrado en las tablas 4.6 y 4.7 con el valor teórico y/o de diseño.

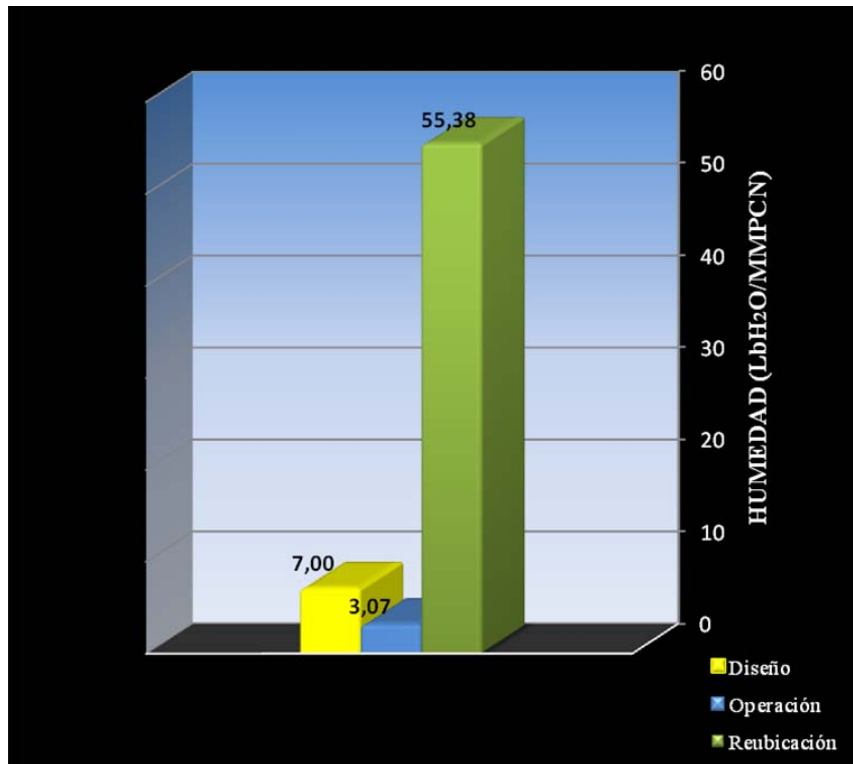


Figura 4.3. Comparación de la humedad del gas deshidratado obtenida en los tres casos de estudio.

La tabla 4.6 refleja que la eficiencia más baja la presenta el contenido de humedad del gas deshidratado con 43,86%; seguido de la presión del separador trifásico con 72,80%. El primer valor a pesar de observarse muy alejado de la idealidad, cumple con la especificación requerida para el gas de venta. La eficiencia del separador trifásico o tanque de venteo también se muestra muy baja, notándose que la presión no se encuentra en el intervalo al cual deben mantenerse generalmente estos equipos, entre 50 y 75 psig.

Se observa en la tabla 4.7 y figura 4.3 que la propuesta de reubicación se desvía considerablemente de los requerimientos establecidos por la planta DEPE para el tratamiento del gas natural. Un valor de humedad tal como el obtenido no es apto para la inyección de los pozos. La torre deshidratadora a las condiciones de

reubicación indica un 12,64% de eficiencia; producto de un flujo másico de agua obtenido por el simulador para el gas de entrada de 1.554,10 lb H₂O/hr y a la salida de 196,77 lb H₂O/hr. La solución no es incrementar la tasa de circulación de glicol por encima del valor máximo recomendado ya que eso no se traduce directamente en un aumento de la capacidad de remoción de agua en la torre contactora. La cantidad de agua removida por los depuradores interetapas de los sistemas de compresión es de 43,50 lb H₂O/hr, lo que genera una humedad al gas que va a inyección de 43,15 lb H₂O /MMPCED.

La eficiencia obtenida en el resto de las variables del proceso, se encuentran en la sección de anexos C, desde la tabla C.3 hasta la C.6; donde puede observarse que los trenes de compresión para ambos casos presentan rangos similares, predominando la reubicación. La eficiencia promedio para el sistema de compresión en el caso de operación actual resultó de 89,97%, mientras que la propuesta de reubicación reportó ser más eficiente con 90,04%.

4.5. Comparación económica de la propuesta planteada con el estado actual de la planta

El contenido de agua en el gas a la entrada de las unidades de compresión para los casos de operación actual y reubicación se muestran en la tabla 4.8.

Tabla 4.8. Contenido de humedad en las corridas de las simulaciones a la entrada de unidades de compresión

Corridas	W (lb H₂O/MMPCE)
Operación actual	433,90
Reubicación	55,38

La reubicación aplicada al proceso tiene notable efecto sobre la humedad que entra al sistema de compresión. El gas al pasar primero por un proceso de deshidratación disminuye un 87,24% su contenido de agua.

A pesar de que el gas no alcanza la especificación requerida para el contenido de agua en el gas deshidratado (7 lb H₂O/MMPCED), el proceso de reubicación contribuye ampliamente a solventar el problema presente en las unidades de compresión, puesto que al disminuir la humedad también se reduce el número de fallas por reemplazo de válvulas que han sido deterioradas por presencia de líquidos en los compresores con sus respectivos tiempos de paradas. Cabe destacar que para realizar el análisis económico del caso de reubicación se asume que el gas es apto para la inyección de pozos y la disminución proporcional mencionada en la sección 3.5 para el número de fallas y sus pertinentes tiempos de paradas con respecto a la humedad. Según estas premisas se tienen los resultados presentes en la tabla 4.9.

Tabla 4.9. Resumen mensual de paradas de planta en DEPE con la reubicación

Variable	Año 2008			Año 2009	Total
	Octubre	Noviembre	Diciembre	Enero	
NPt	54	134	76	70	334
TPt (min)	8345	23784	9977	8084	50190
NPrv	7	6	3	4	20
TPrv (min)	64	37	165	257	523

Comparando la tabla 3.11 con la tabla 4.9, para el tiempo total de paradas por reemplazo de válvulas en los 4 meses analizados, se aprovecharían 3.571 min de producción, lo que equivale a casi 60 horas.

Las tablas 4.10 y 4.11 demuestran las pérdidas volumétricas y económicas que se tienen como consecuencia del tiempo de parada que originan las fallas en estudio para el caso actual de operación y para la propuesta de reubicación entre los sistemas de compresión y deshidratación.

Tabla 4.10. Pérdidas volumétricas para los casos de operación actual y reubicación

Caso	Año 2008			Año 2009	Total en 4 meses	Estimado Anual
	Octubre	Noviembre	Diciembre	Enero		
Operación actual (B)	6.237,50	3.637,50	1.6125,00	2.5175,00	5.1175,00	15.3525
Reubicación (B)	796,20	464,30	2.058,20	3.213,30	6.532,00	19.596

Finalmente se obtuvo las pérdidas económicas mensuales, producto de la pérdida de los barriles al mes por el precio del barril para el día 24 de septiembre de 2009 (65,47 \$). Los resultados se presentan en la tabla 4.11 y figura 4.4, donde resulta que la reubicación origina una gran diferencia monetaria, beneficiando la producción de la empresa.

Tabla 4.11. Pérdidas económicas para el caso de operación actual y reubicación

Caso	Año 2008			Año 2009	Total en 4 meses	Estimado Anual
	Octubre	Noviembre	Diciembre	Enero		
Operación actual (MM\$)	0,41	0,24	1,06	1,65	3,36	10,08
Reubicación (MM\$)	0,05	0,03	0,13	0,21	0,42	1,26

Las consideraciones asumidas se escapan de la realidad, pero en el caso que ambas fuesen ciertas se tendrían significantes diferencias en las pérdidas económicas,

con un 8,82 MM\$ de diferencia. Por consiguiente los resultados obtenidos en el análisis económico forjarían que la propuesta de reubicación fuese atractiva.

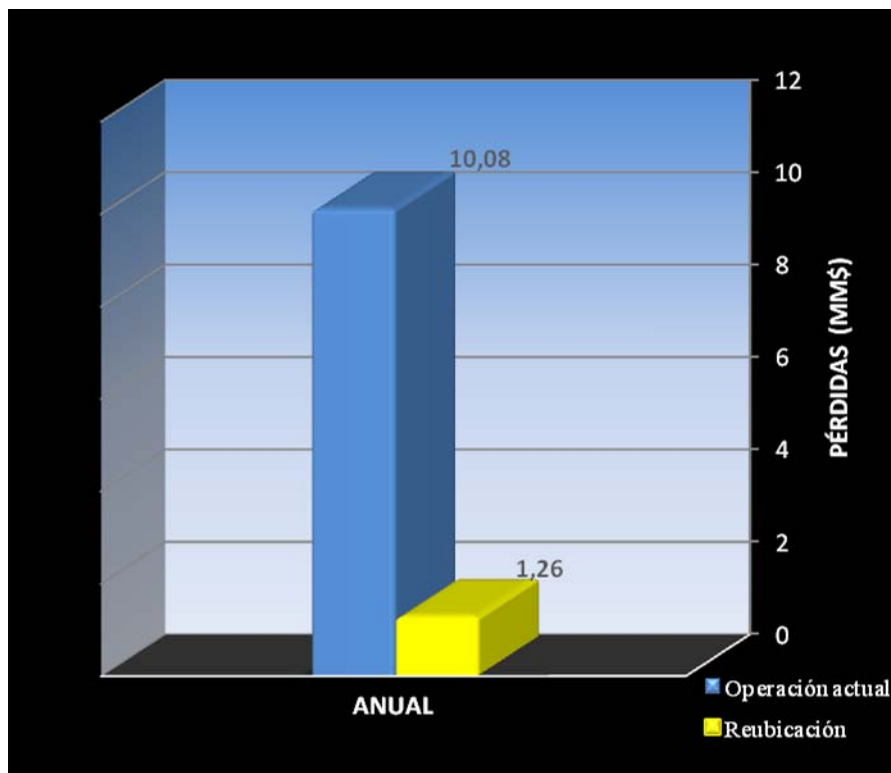


Figura 4.4. Comparación anual de las pérdidas económicas entre el caso de operación actual y la propuesta de reubicación.

CAPITULO V

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

5.1. Conclusiones

1. El modelado de la simulación con datos de diseño para la planta DEPE generó resultados confiables con desviaciones menores al 10%, exceptuando el contenido de agua en la corriente de gas de salida de la deshidratadora que fue de 13,30 %, lo que genera la aprobación del modelado.

2. La validación del modelo de simulación planteado, reproduce las variables actuales de operación para el tratamiento del gas natural de la planta DEPE, con desviaciones dentro de los rangos aceptables, excepto para la humedad del gas deshidratado con 19,54% y la temperatura de entrada al primer compresor de cada unidad compresora en el tren 1, con 13,54% para los dos primeros y 13,67% para el ultimo

3. El contenido de agua del gas deshidratado, obtenido mediante la simulación para la propuesta de reubicación no cumple con las especificaciones requeridas para el gas de venta; la humedad es de 55,38 lb H₂O/MMPCED; lo que resulta por encima de la especificación.

4. El modelo de la simulación para el proceso de reubicación indica 1.703,91% de desviación para la humedad del gas, mientras que en los sistemas de compresión los parámetros fuera de rango fueron la presión de entrada y la temperatura de salida

al primer compresor de cada unidad compresora, con valores oscilantes entre 11 y 24%.

5. La operación actual de la planta resulta en general, ser más eficiente que el proceso simulado con la propuesta de reubicación, con valores promedio para el sistema de deshidratación de 84,61% y 72,88% respectivamente.

6. En los trenes de compresión la propuesta de reubicación versus el diseño se desvía un 10,25% de los rangos aceptados por Hysys 3.2, a diferencia de la operación, que presenta con respecto a los valores de diseño, una desviación promedio de 9,82%.

7. Los valores obtenidos a la salida del gas deshidratado en la reubicación indican que la propuesta en general no es factible ni económica ni operativamente.

8. El modelado de la simulación para las condiciones de reubicación favorece el desempeño de los compresores, genera a la entrada de los mismos una humedad de 55,34 LbH₂O/MMPCED, a diferencia de la operación actual que presenta en la misma corriente una humedad de 433,90 LbH₂O/MMPCED.

9. Las pérdidas económicas disminuirían al año en casi 10,08 MM\$ a 1,26 MM\$ con el reordenamiento de la planta DEPE, luego de asumir que el gas deshidratado en la reubicación es apto para la inyección de los pozos y que las pérdidas de barriles de crudo disminuyen en el mismo porcentaje que la humedad.

5.2. Recomendaciones

1. Aumentar la relación glicol/agua del proceso simulado a 8 lb/MMPCED para obtener un valor más ajustable que arroja un porcentaje de desviación de 0,86%.

2. Reemplazar los depuradores del sistema de compresión, para obtener mayor eficiencia en las interetapas del proceso.

3. Aumentar la dosis de metanol inyectado en la entrada de las unidades compresoras, para disminuir el contenido de agua que circula con el gas; del mismo modo estudiar la posibilidad de suministrar el inhibidor en las tuberías interetapas, ya que en las respectivas expansiones se forma agua que posiblemente contribuye con el problema en estudio.

4. Realizar un análisis fisicoquímico al inhibidor suministrado en el proceso, para determinar la cantidad adicional que debe ser añadida y si la adición del mismo causa efectos secundarios en el gas de proceso.

5. Instalar transmisores de presión y temperatura a la entrada de la torre contactora, para determinar las condiciones exactas a las cuales entra el gas, ya que actualmente se toman valores promedios a la descarga de los separadores de los trenes de compresión; sin tomar en consideración las caídas de presión y temperatura generadas por la elevación de las tuberías.

6. Inspeccionar continuamente las trampas de condensado aguas arriba del proceso para evitar disminuir la entrada de líquidos a los sistemas de compresión, en caso de una mala operación de los mismos, reemplazar o realizar el respectivo mantenimiento

7. Realizar inspecciones y reparaciones al separador trifásico, ya que no opera a las condiciones en las cuales deben mantenerse estos equipos, entre 50 y 75 psig.

8. Instalar en el caso actual de la planta un sistema de enfriamiento a la entrada de las unidades compresoras a fin de disminuir la humedad de entrada a los sistemas de compresión.

9. Colocar tomas de muestra a la salida de los depuradores interetapas, para manejar datos cromatográficos del gas y determinar la eficiencia con la que operan estos equipos.

BIBLIOGRAFÍA

1. Historia de PDVSA, “www.Intranet.pdvs.com”, (2004).
2. Sotillo, J., “**Estudio para Evitar la Presencia de Líquidos en Motocompresores de la Planta Compresora de Gas Isla**”. Tesis de Grado, Escuela de Ingeniería y Ciencias Aplicadas, Departamento de Ingeniería Mecánica, UDO; Barcelona, Venezuela (1996).
3. Tineo, F., “**Evaluación del Proceso de Deshidratación de Gas Natural en la Planta Orocuál 2**”. Tesis de Grado, Escuela de Ingeniería y Ciencias Aplicadas, Departamento de Ingeniería Química, UDO; Barcelona, Venezuela (2003).
4. Vicent, E., “**Evaluación de las Pérdidas de Trietilénglicol en las Plantas de Gas del Área Dación, Distrito San Tomé, PDVSA**”. Tesis de Grado, Escuela de Ingeniería y Ciencias Aplicadas, Departamento de Ingeniería Mecánica, UDO; Barcelona, Venezuela (2005).
5. MARCIAT, C.A., “**Curso de Deshidratación del Gas Natural**”. Porlamar, Venezuela (2007).
6. Alcalá, J., “**Evaluación de Diferentes Procesos para la Regeneración del Glicol en la Planta de Deshidratación JH-1**”. Tesis de Grado, Escuela de Ingeniería y Ciencias Aplicadas, Departamento de Ingeniería Química, UDO; Barcelona, Venezuela (2008).
7. ¿Cómo se forma el gas natural?, “www.tacarigua.com.ve/gas.htm” (1997).

8. Martínez, M., **“Ingeniería de gas natural, características y comportamiento de los hidrocarburos”**, Ingenieros consultores y asociados; Maracaibo, Venezuela (1994).
9. Rodríguez, P., **“Ingeniería de Gas (Nivel I)”**, Asesores Termo Petroleros, S.C., Venezuela.
10. Engineering Data Book, “Gas Processors Suppliers Association”, GPSA, 2da edición (1998).
11. Martínez, M., **“Deshidratación del Gas Natural”**, Ingenieros consultores y asociados, Maracaibo (2003).
12. Espinoza, H., **“Ingeniería de Compresores. Teoría, selección y funcionamiento”**, Centro de Termofluidodinámica y mantenimiento (CTYM) Departamento de Ingeniería Mecánica, Campus UDO; Barcelona, Venezuela (2008).
13. Martínez, M y Belen de Bermúdez, **“Diccionario de gas natural”**, Ingenieros consultores y asociados; Maracaibo, Venezuela (1999).
14. Greene, R., **“Compresores”**, Mc Graw Hill, México (1990).
15. PROYNCA, **“Curso sobre Deshidratación de Gas para operadores de las Plantas Eni Dación”**, (2004).
16. PDVSA, **“Manual de Diseño de Proceso, Compresores, Diseño Básico”**, (1996).

17. Martínez, V. y col., **“Simulación de procesos en ingeniería química”**, Plaza y Valdes editores; México (2000).

18. Herrera, I., **“Desarrollo metodológico de evaluación ambiental en el análisis de procesos, Anexo A.3, Herramienta de simulación de procesos”**. (2004). Disponible en <http://www.tdx.cat/TDX-0623106-120033>.

19. ENI DACIÓN B.V., **“Dacion Station Main East, Operating Procedures Manual, Volume IV, Process System”**, (2003).

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

TÍTULO	“Evaluación de la reubicación de la planta deshidratadora de gas a la succión de los equipos de compresión de gas de la planta DEPE, del Distrito San Tomé, PDVSA”
SUBTÍTULO	

AUTOR (ES):

APELLIDOS Y NOMBRES	CÓDIGO CVLAC / E MAIL
Quintero Sánchez, Franchesca Julieta	CVLAC: 17.899.215 EMAIL: franchesca.quintero@hotmail.com

PALÁBRAS O FRASES CLAVES:

Deshidratación

Compresión

Reubicación

Trietilénglicol

Contenido de agua en el gas

Hidráulica

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ÁREA	SUB ÁREA
Ingeniería y Ciencias Aplicadas	Ingeniería Química

RESUMEN (ABSTRACT):

Se realizó un estudio a las condiciones de diseño y operación de la planta que permitió evaluar el comportamiento a través del modelado y validación del proceso del gas natural con el programa de simulación de procesos Hysys Plant 3.2. Se procedió a montar el modelo de simulación para el caso de la reubicación donde se intercambiò la ubicación del sistema de deshidratación con las unidades de compresión, con la finalidad de observar el comportamiento de las variables involucradas en el proceso. Seguidamente se calculó la eficiencia de la propuesta de reubicación, realizando comparaciones de porcentajes de desviación. Finalmente se estudió económicamente el proyecto para confirmar si resulta viable la proposición. Los resultados de la simulación de diseño arrojaron valores confiables, con un único valor fuera del rango establecido como aceptable; el contenido de agua en el gas natural de salida que resultó 13,30%. En la validación de la simulación a condiciones de operación se obtuvieron desviaciones fuera de rango de 19,51%, 13,54% y 13,67% para la humedad del gas deshidratado, la temperatura de entrada al primer compresor de las dos primeras unidades compresoras tren 1 y la temperatura de entrada al primer compresor de la tercera unidad compresora del mismo tren, respectivamente. Con la reubicación se obtuvo menor eficiencia en el proceso de deshidratación que para la operación actual, generando a la salida del proceso 55,38 lb H₂O/MMPCE de humedad para la propuesta planteada.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

CONTRIBUIDORES:

APELLIDOS Y NOMBRES	ROL / CÓDIGO CVLAC / E-MAIL				
	ROL	CA	AS (X)	TU	JU
Arias, Ronald	CVLAC:	V-13.498.859			
	e-mail:	ronaldariasc@gmail.com			
	ROL	CA	AS	TU	JU (X)
Rodulfo, Arturo	CVLAC:	V-8.300.709			
	e-mail:	Rodulfo99@hotmail.com			
	ROL	CA	AS	TU	JU (X)
Moncada, Fidelina	CVLAC:	V- 8.478.649			
	e-mail:	fidelinam@gmail.com			
	ROL	CA	AS	TU	JU
	CVLAC:				
	e-mail:				
	ROL	CA	AS	TU	JU

FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:

2009	11	04
AÑO	MES	DÍA

LENGUAJE. SPA

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ARCHIVO (S):

NOMBRE DE ARCHIVO	TIPO MIME
Tesis.Evaluación_reubicación_plantadesihidratadora.doc	Aplicación/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: PDVSA, San Tomé (OPCIONAL)

TEMPORAL: 6 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 de Anzoátegui

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

DERECHOS

De acuerdo al artículo 44 del Reglamento de Trabajo de Grado:

“Los Trabajos de Grado son exclusiva propiedad de la Universidad y solo podrán ser utilizados a otros fines con el consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo, quien lo participará al Consejo Universitario”

Quintero Sánchez, Franchesca Julieta

AUTOR

Ing. Ronald Arias

TUTOR

Ing. Arturo Rodulfo

JURADO

Ing. Fidelina Moncada

JURADO

Prof. Yraima Salas

POR LA SUBCOMISION DE TESIS