

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



**FACTIBILIDAD DE INSTALACIÓN DE UN TREN DE DESHIDRATACIÓN
EN EL CAMPO OPERACIONAL UDO-1,
MEDIANTE EL SOFTWARE PRO/II**

Realizado por:

Jackeline J. Rebolledo C.

Ricardo J. Macías M.

**Trabajo de Grado presentado ante la ilustre Universidad de Oriente como
requisito parcial para optar al título de:**

INGENIERO QUÍMICO

Puerto la Cruz, Marzo de 2007

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



FACTIBILIDAD DE INSTALACIÓN DE UN TREN DE DESHIDRATACIÓN
EN EL CAMPO OPERACIONAL UDO-1,
MEDIANTE EL SOFTWARE PRO/II

Asesor:
Ing. José Rondón

Puerto la Cruz, Marzo de 2007

RESOLUCION

De acuerdo al artículo 44 del reglamento de Trabajos de Grado:

“Los trabajos de grado son exclusiva propiedad de la universidad y solo podrán ser utilizados para otros fines con el consentimiento del núcleo respectivo, quién lo participará al consejo universitario”

DEDICATORIA

A Dios
A mi Mamá
A mi Papá
Y a mis Hermanos

Con mucho amor
Ricardo

DEDICATORIA

A DIOS, A MIS PADRES Y A TODAS AQUELLAS PERSONAS QUE SIEMPRE SE HAN ALEGRADO POR MIS EXITOS.

Jackeline Josefina Rebolledo Carico

AGRADECIMIENTO

Como persona agradecida de la vida y de su karma deseo darle infinitas gracias a la esencia infinita, DIOS. Gracias por tu compañía en los momentos más difíciles, gracias por darme luz en mis momentos de oscuridad, gracias por dejarme ver que siempre tenemos opciones cuando se nos cierra una puerta, gracias por todas las bendiciones que me has dado y que sin duda seguirás dándome en este largo camino que he de transitar. Gracias, muchas gracias

A mis padres Juan Ramón Rebolledo y Bertha María Carico, por su apoyo incondicional y sacrificio. Gracias por compartir este momento conmigo, en especial tú papá. Espero poder retribuirles parte del esfuerzo que han hecho, aunque sé que nunca será suficiente. Los quiero mucho!

A la ilustre universidad de oriente, por haberme acogido en su seno todos estos años y haberme ofrecido la oportunidad de capacitarme.

A todos los Profesores que me brindaron su conocimiento a lo largo de la carrera, me siento profundamente agradecida ya que siempre aprendí algo nuevo de ellos.

A mi hermana Argelia, por haberme recibido en su casa y haberme dado la mano en uno de mis momentos críticos. No sé si aprendí la lección, el tiempo lo dirá.

A mi hermano Yovaní, a pesar de todo, te agradezco tus consejos. Fuiste una mano amiga y eso se agradece.

A mi hermana Odalys, por darme siempre palabras de aliento sin ningún reproche.

A la “titi”, por ser mi compañera incondicional, por demostrarme a su corta edad lo importante que soy para ella y lo orgullosa que se siente de mí. Espero no defraudarte, que Dios te bendiga mi niña!

A mi “pollis” por brindarme siempre su ayuda. Gracias pollis, te deseo lo mejor del mundo.

A mí compañero de monografía, por estar siempre dispuesto a colaborar en el desarrollo del trabajo. Felicitaciones mi tío!

A las Ing. Gresmer Laya y Carmen Ortega, ambas han influenciado maravillosamente mi vida. Ambas me han enseñado, a través de sus acciones, que debemos esforzarnos y dar lo mejor. Me siento muy orgullosa de ustedes.

A mis amigos de camino los cuales son pocos: a patricia, quien admirado mucho y respeto, a mi amigo José y rolando, ambos personas excelentes del cual me siento orgullosa. A todos cuenten conmigo siempre.

Al Lic. Juan Arévalo a quien le agradezco profundamente, todas sus lecciones de filosofía. Fue un modelo y una inspiración en una etapa importante de mi vida.

Jackeline Josefina Rebolledo Carico.

Agradecimientos

Agradezco primeramente a Dios, por darme la oportunidad de existir y existir en este momento, rodeado de las personas que día a día me acompañan.

A mi mamá, por haber dado el ser, y el afecto que día a día me da. Gracias por todo.

A mi papá, por su afecto y las valiosas lecciones de vida que me a dado.

A mis hermanos, POR TODO, lo bueno y lo bueno; aunque en algún momento pueda haber parecido malo.

A todo el personal docente que a lo largo de mi vida ha ayudado a forme, especialmente a los Profesores:

Arturo Rodolfo, por haberme mostrado una de las ramas de ingeniería química más hermosa. A los profesores Estely Narváez y José Cermeño, dos ideologías distintas la misma pasión en ellas, gracias por permitirme expandir mis horizontes. Los Profesores de las áreas especiales de grado, por haber hecho de esta experiencia de aprendizaje, algo maravilloso

A mis Amigos, y todos aquellos que en algún momento de mi vida han estado ahí para ayudarme

Con cariño
Ricardo

INDICE

RESOLUCION	iii
DEDICATORIA	iv
DEDICATORIA	v
AGRADECIMIENTO	vi
INDICE	ix
INDICE DE TABLAS	xiii
INDICE DE FIGURAS.....	xv
RESUMEN.....	xvi
CAPITULO I.....	18
EL PROBLEMA	18
1.1 OBJETIVOS.....	19
1.1.1 Objetivo General:	19
1.1.2 Objetivos Específicos:	19
1.2 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	19
CAPÍTULO II	22
MARCO TEÓRICO.....	22
2.1 GAS NATURAL:	22
2.1.1 Contaminantes del gas natural.....	23
2.1.2 Especificaciones del gas a ser utilizado en el mercado interno.....	25
2.2 SISTEMAS DE PRODUCCIÓN (PETRÓLEO-GAS).....	26
2.2.1 Líneas de flujo.....	27
2.2.2 Estación de flujo.....	27
2.2.2.1 Múltiple de producción	28
2.2.2.2 Separadores	28
2.3 PROCESO DE PRODUCCIÓN, RECOLECCIÓN Y	
ACONDICIONAMIENTO DEL GAS NATURAL	29
2.4 DESHIDRATACIÓN DEL GAS NATURAL.....	31
2.4.1 Contenido de agua en el gas natural.....	32
2.4.2 Problema que induce el agua en el gas.....	32
2.5 TECNICAS PARA DESHIDRATAR EL GAS NATURAL.....	34
2.5.1 Absorción de gases	35

2.5.1.1	Tipos de columnas para el contacto gas-liquido.	35
2.5.1.2	Glicoles utilizados en la deshidratación del gas natural.....	37
2.6	CONTAMINANTES EN CIRCUITOS DE GLICOLES	39
2.7	EFICIENCIA DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN	42
2.8	DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO DE UNA PLANTA DESHIDRATADORA	42
2.8.1	Componentes básicos del proceso de deshidratación del gas natural con glicol	47
2.9	FACTORES QUE PUEDEN PERTURBAR EL FUNCIONAMIENTO NORMAL DE UNA PLANTA DE DESHIDRATACIÓN.	49
2.10	SIMULADORES DE PROCESOS	51
2.10.1	Partes especiales de un simulador de procesos	52
2.10.1.1	Selección del sistema termodinámico	52
2.10.2	Aplicaciones generales de los simuladores de procesos	53
2.10.3	Metodología para la simulación de procesos	54
2.11	SIMULADOR PRO II.....	55
2.11.1	Estructura interna del Software:	56
2.12	EVALUACIÓN ECONÓMICA.....	58
2.12.1	Estimaciones de costos	58
2.12.2	Costos a considerar para la construcción completa de una planta:.....	60
CAPÍTULO III.....		61
DESARROLLO DEL PROYECTO		61
3.1	RECOLECCIÓN DE INFORMACIÓN	61
3.2	DATOS DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN A UTILIZAR EN LA SIMULACIÓN	61
3.2.1	Condiciones de alimentación al proceso	61
3.2.2	Contenido de agua en el gas a condiciones de diseño y operación.	62
3.2.3	Contenido inicial de Glicol y cantidad de agua removida en el sistema...	63
3.3	ELABORACIÓN DEL MODELO DE SIMULACIÓN EN PRO II.....	65
3.4	VALIDACIÓN DE LA SIMULACIÓN	68
3.4.1	Flujo de glicol requerido:.....	69
3.4.2	Diámetro requerido por la torre de absorción a condiciones de operación	69
3.4.3	Diámetro requerido a condiciones de diseño	71

3.4.4	Calculo del área requerida por los intercambiadores de calor glicol/glicol frío y caliente.....	72
3.4.5	Cálculo de la longitud del pirotubo de la caja de fuego a condiciones de operación.....	73
3.4.5.1	Cálculo de la carga térmica en el rehervidor.....	73
3.4.5.2	Calculo del calor neto requerido	78
3.4.6	Cálculo de la longitud del pirotubo de la caja de fuego a temperatura de entrada al regenerador de 240 °F.	79
3.4.6.1	Carga térmica en el rehervidor.....	80
3.4.6.2	Calor neto requerido.....	81
3.4.7	Cálculo de la longitud del pirotubo de la caja de fuego a condiciones de diseño.....	81
3.4.7.1	Carga térmica en el rehervidor a condiciones de diseño.....	82
3.4.7.2	Calculo del calor neto requerido a condiciones de diseño	84
3.5	TASA MÁXIMA DE GAS A DEHIDRATAR	85
3.5.1	Calculo de la tasa máxima de gas a deshidratar a condiciones de operación.....	85
3.5.2	Calculo de la tasa máxima de gas a condiciones de diseño.....	86
3.6	PERDIDAS DE GLICOL EN EL SISTEMA	87
3.7	ESTUDIO ECONÓMICO	88
	CAPITULO IV.....	90
	RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	90
4.1.	RESULTADOS Y DISCUSIÓN:	90
4.1.1	Capacidad de las torres de absorción.....	90
4.1.2	Temperatura del trietilénglicol a la entrada de las torres contactoras.	90
4.1.3	Caídas de presión en los intercambiadores.	91
4.1.4	Temperatura de tope en el regenerador.	91
4.1.5	Temperatura de fondo en el regenerador.....	92
4.1.6	Temperatura de entrada del glicol al regenerador	92
4.1.7	Perfil de presión en la columna de regeneración.....	93
4.1.8	Concentración del TEG y el gas de despojamiento.....	93
	Pérdidas de TEG en el sistema.....	94
4.1.10	Longitud del pirotubo	94

4.1.11 Estudio económico.....	95
4.2 CONCLUSIONES.....	96
4.3 RECOMENDACIONES.....	96
BIBLIOGRAFÍA	98

INDICE DE TABLAS

Tabla 2.1. Composición típica del gas natural en diferentes partes de Venezuela (% de volumen).....	23
Tabla 2.2. Principales contaminantes del gas natural.....	25
Tabla 2.3 Propiedades de los glicoles.	38
Tabla 2.4. Recomendaciones para el uso del gas despojador.....	46
Tabla 2.5. Temperatura límite para operar con glicol.	47
Tabla 2.6. Recomendaciones prácticas para operar la planta.....	47
Tabla 2.7. Rango de operación de los modelos matemáticos	52
Tabla 3.1. Condiciones del gas en la corriente de alimentación a la planta.....	61
Tabla 3.2. Composición molar de los componentes que forman parte del gas en la alimentación del proceso.	62
Tabla 3.3. Descenso del punto de rocío (Tr) a condiciones de diseño y operación ..	63
Tabla 3.4. Agua removida y glicol utilizado inicialmente en todo el sistema.	65
Tabla 3.5. Criterios utilizados en los equipos involucrados en la simulación.	66
Tabla 3.6. Caudales permisibles utilizados para la interpolación a presión de operación	70
Tabla 3.7. Diámetro y área requerida de la torre contactora a presión de operación.	71
Tabla 3.8. Diámetros requeridos para caudales de diseño y operación.....	72
Tabla 3.9. Área disponible y requerida para precalentar el glicol rico.	72
Tabla 3.10. Valores obtenidos en el cálculo del pirotubo a diferentes condiciones de temperatura a la entrada del rehervidor	85
Tabla 3.11. Máxima tasa de gas a procesar en función de la máxima velocidad permisible y el diámetro.	87
Tabla 3.12. Perdidas total de glicol en el tren de deshidratación al procesar 79,9868 MMPCND	88
Tabla 3.13. Costos de los equipos principales del tren de deshidratación	88
Tabla 3.14. Costos actuales de los equipos principales del tren de deshidratación ..	89
Tabla 4.1. Diámetro requerido y máxima capacidad de procesamiento de gas.	90
Tabla 4.2. Efecto de la temperatura del glicol a la entrada de la torre contactora sobre el proceso deshidratación.....	91

Tabla 4.3. Longitud del pirotubo a condiciones de diseño y operación.....	95
Tabla 4.4. Costo total de los equipos principales del tren de deshidratación en \$, para el año 2006 y 2007.	96

INDICE DE FIGURAS

Figura 2.1. Líneas de flujo que convergen al múltiple de producción.....	27
Figura 2.2. Múltiples de producción	28
Figura 2.3. Separadores de producción.....	29
Figura 2.4. Planta de deshidratación.....	32
Figura 2.5. Esquema general del proceso de deshidratación	46
Figura 2.6. Pérdidas de glicol por efecto de la vaporización.....	47
Figura 2.7. Guía para la selección de métodos termodinámicos para sistemas de hidrocarburos.....	53
Figura 2.8. Ventana de entrada al software de simulación PRO/II.....	55
Figura 2.9. Selección de los componentes que forman parte de la corriente de gas a deshidratar.	57
Figura 2.10. Selección de la ecuación termodinámica a emplear en la simulación..	57
Figura 2.11. Esquema de visualización de la barra de herramientas	58
Figura 3.1. Equipos y accesorios empleados para realizar la simulación con PRO II del tren de deshidratación.....	66

RESUMEN

En el presente trabajo se realizó la evaluación de un tren de deshidratación existente mediante el software PRO/II, con la finalidad de determinar, si dicho tren, podía tratar la corriente de gas a procesar en el centro operacional UDO-1, dicha corriente es de 79,9868 MMPCND, a una presión de 950 psig y 105 °F con una gravedad específica de 0,7. El tren de deshidratación consta de dos (2) torres contactoras de ocho (8) platos con campanas, dos intercambiadores de calor, un tanque flash, una caja de fuego empacada, una bomba y dos (2) filtros; este tren fue diseñado para procesar 80 MMPCND de gas, con una gravedad específica de 0,61, a una presión de 820 psig y una temperatura de 110 °F. Las estimaciones iniciales se realizaron por medio de las gráficas y ecuaciones del libro deshidratación de Marcías Martínez y el data book de la GPSA. Con las dimensiones y los parámetros de operación sugeridos por el fabricante, se determinó la capacidad de las torres de absorción, a condiciones de operación, la cual es de 86.64 MMPCND y se calculó la longitud requerida por el pirotubo para regenerar el caudal de glicol rico obteniéndose un valor de 5,14 pies, siendo la disponible de 33,05 pies, por lo cual se concluye que el tren de deshidratación disponible puede tratar la corriente de gas a procesar. Las pérdidas de glicol en el sistema (0.0841 GAL de TEG/MMPCN de gas tratado) y la cantidad de agua en el gas deshidratado (4.35 Lb de H₂O/ MMPCN de gas tratado) se determinaron mediante el software, así como la concentración de TEG rico la cual es de 94.5 % P/P y la concentración del TEG pobre la cual arrojó un valor de 98.9 % P/P.

CAPITULO I

EL PROBLEMA

La industria del gas natural ha alcanzado un gran desarrollo en la actualidad debido a que es una fuente energética económica y de alto poder calorífico, con muchas aplicaciones y facilidades de uso. Desde el punto de vista petroquímico se requiere un gas completamente limpio, por lo cual se deberán extraer previamente ciertas sustancias contaminantes.

El gas natural tal y como se extrae de los yacimientos, se presenta generalmente a condiciones de saturación en cuanto al contenido de agua en forma de vapor. Esta condición implica que cualquier disturbio de presión y/ o temperatura en las tuberías o equipos de proceso pueden originar condensación de agua. Este fenómeno es indeseable debido a la alta corrosividad de los gases naturales en contacto con el agua a condiciones dinámicas dentro de las instalaciones. Por ende, es esencial lograr la extracción del agua libre lo más cercano posible a las estaciones de producción y luego la remoción del vapor de agua para facilitar su transporte y procesamiento sin riesgo de condensación de agua adicional. El punto de rocío se define como la mínima temperatura a la cual podría enfriarse un gas sin precipitar la fase de agua. Este punto de rocío se fija por diseño en el proceso de deshidratación, definiendo el contenido de agua del gas en función de la presión y la temperatura del mismo. Uno de los principales procesos para acondicionar el gas natural para su transporte y comercialización es la deshidratación o extracción del agua presente en la corriente de gas.

La mayor parte de las instalaciones de deshidratación emplean la absorción física con TEG. Durante las últimas décadas el trietilenglicol ha tenido una extensa aplicación a nivel mundial, lo mismo sucede en Venezuela, como solvente en la deshidratación del gas natural debido a su baja volatilidad, óptimas propiedades higroscópicas, estabilidad térmica y demás propiedades fisicoquímicas en fase acuosa lo que se traduce en un excelente rendimiento en la absorción del vapor de agua hasta valores por debajo de 7 lb/ MMPCN.

Una planta de deshidratación consiste de varias unidades de proceso, de mayor importancia son las unidades contactora y regeneradora. La primera proporciona el contacto contracorriente del gas de alimentación con el glicol. En esta unidad se logra la transferencia de masa del vapor de agua del gas a agua de solución en el glicol, formando

el glicol rico en el fondo de la torre. El glicol rico se envía al regenerador para ser despojado del agua absorbida a presión atmosférica y elevadas temperaturas. El glicol regenerado (glicol pobre), es nuevamente recirculado al contactor para repetir el ciclo de absorción.

El tratamiento que se le da al gas natural para colocarlo en las condiciones deseadas implica una inversión, la necesidad de reducir en las plantas los costos operativos lleva a considerar diversas alternativas que generen una mayor eficiencia a menor costo.

1.1 OBJETIVOS

1.1.1 Objetivo General:

Estudiar la factibilidad de instalación de un tren de deshidratación en el campo operacional UDO-1, mediante el software PRO/II[®]

1.1.2 Objetivos Específicos:

1. Describir el proceso de deshidratación con Trietilenglicol (TEG).
2. Describir los equipos disponibles que componen el tren de deshidratación.
3. Identificar los parámetros operacionales del tren de deshidratación.
4. Calcular la capacidad del tren de deshidratación con Trietilenglicol a través del simulador PRO/II[®], versión 6.0.
5. Realizar el estudio económico del proyecto.

1.2 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

En el centro operacional UDO-1 se instalará un tren de deshidratación para el acondicionamiento del gas natural, proveniente de los yacimientos que alimentan dicha estación. Este acondicionamiento se realizará con trietilenglicol como absorbente químico, para despojar el gas del agua que contiene. En el centro operacional UDO-1 existe la posibilidad de instalar un tren de deshidratación, actualmente fuera de funcionamiento, que es propiedad de la empresa operadora. Por este motivo, se requiere el estudio del tren, conociendo previamente los datos del diseño y de la corriente de alimentación para

determinar si el mismo puede ser utilizado en el procesamiento de la corriente de gas que se desea tratar. Luego, se realizará un estudio económico con la finalidad de estimar el costo de instalación de una planta de este tipo.

El gas natural, tal como se extrae de los pozos, viene cargado de vapor de agua junto con otros componentes. La presencia de agua en una corriente de gas natural tiene varios efectos, los cuales son perjudiciales a las líneas de transmisión y equipos encargados del manejo y procesamiento de la corriente de gas natural. El primero de estos efectos es la condensación, cuando por una u otra razón la temperatura en la corriente de gas disminuye y el vapor de agua presente se condensa depositándose en el fondo de las secciones de menor elevación de una línea de tubería, este mismo efecto puede ocasionar la formación de hidratos (cristales sólidos formados por agua e hidrocarburos) reduciendo y taponando sustancialmente el área de flujo de esas secciones de tubería y por consecuencia disminuyendo la capacidad de transporte de la línea de transmisión. Un segundo efecto nocivo que causa la presencia de agua en la corriente de gas, es la de brindar un medio acuoso apropiado en el seno del cual ocurren reacciones químicas (particularmente si contiene CO_2) que conducen a la formación de ácidos, los cuales son causantes directos de la corrosión de paredes metálicas de tuberías, recipientes y equipos de manejo y proceso del gas. Existen otras consecuencias perjudiciales que acarrea la presencia de agua como daños por el impacto en los compresores, peligros de explosión en las calderas, formación de hielo en los procesos criogénicos, entre otros.

La evaluación del tren de deshidratación, se llevará a cabo mediante la simulación del proceso de deshidratación con trietilenglicol, a través del software PRO/II[®], versión 6.0, el cual permite simular el comportamiento de procesos químicos complejos, con un alto grado de certidumbre. Así se predecirá si el tren de deshidratación, que actualmente se encuentra inactivo, puede procesar todo el flujo de gas que ingresa al centro de operaciones. El estudio económico se realizará en función de los equipos principales del proceso, el cual permitirá conocer el ahorro que se tendrá en caso de utilizar el tren existente.

Con el simulador, se evaluará la capacidad máxima de gas que el tren puede procesar, la cantidad máxima de agua que puede remover y el trietilenglicol requerido para deshidratar hasta las especificaciones establecidas para su procesamiento.

Debido a los problemas operacionales mencionados anteriormente se deben tomar las medidas necesarias para prevenirlos, por lo que se debe reducir al mínimo el contenido

de agua para cumplir con las especificaciones establecidas para su transporte, procesamiento y comercialización. De allí la importancia de este trabajo, ya que permite tener un enfoque previo de las operaciones que se llevarán a cabo, en el campo operacional UDO-1, haciendo uso de herramientas de simulación y así establecer soluciones óptimas disminuyendo los costos y el tiempo de puesta en marcha del proyecto.

CAPÍTULO II

MARCO TEÓRICO

2.1 GAS NATURAL:

El gas natural extraído de los yacimientos es un producto incoloro e inodoro, no tóxico y más ligero que el aire. Procede de la descomposición de los sedimentos de materia orgánica atrapada entre estratos rocosos. Es una mezcla de hidrocarburos ligeros en la que el metano (CH_4) se encuentra en grandes proporciones, dentro del reservorio se halla en fase gaseosa, o en solución con el crudo, y a condiciones atmosféricas permanece como gas. Puede encontrarse mezclado con algunas impurezas o sustancias que no son hidrocarburos, tales como ácido sulfhídrico, nitrógeno o dióxido de carbono.

Por su origen, el gas natural se clasifica en asociado y no asociado. El gas asociado es aquel que se encuentra en contacto y/o disuelto en el crudo del yacimiento. Este, a su vez, puede ser clasificado como gas de casquete (libre) o gas en solución (disuelto). El gas no asociado, por el contrario, es aquel que se encuentra en yacimientos que no contienen crudo, a las condiciones de presión y temperatura originales. Puede ser húmedo si tiene compuestos condensables, o seco si no los posee. En los yacimientos, generalmente, el gas natural asociado se encuentra como gas húmedo amargo, mientras que el no asociado puede hallarse como húmedo amargo, húmedo dulce o seco. Cabe señalar, que los dos últimos pueden ser obtenidos a partir del primero, una vez procesado. Cuando se eliminan los compuestos de azufre, el gas húmedo amargo se transforma en gas húmedo dulce, y al extraer de éste los productos licuables se obtiene el gas seco [1].

Los yacimientos de gas natural se pueden clasificar de la siguiente forma:

1. Yacimientos de Gas Asociado, donde el producto principal es el petróleo
2. Yacimientos de Gas Libre, donde el producto principal es el gas.
3. Yacimientos de Gas Condensado o Gas Rico, donde el gas está mezclado con hidrocarburos líquidos.

En Venezuela, la mayor cantidad de gas producido está asociado al petróleo, los cuales se separan en la superficie una vez extraídos del yacimiento. El gas obtenido se trata por procedimientos especializados para satisfacer las especificaciones de calidad en función de sus diversos usos. En nuestro país la composición del gas natural varía de acuerdo a la zona donde se ubican los yacimientos, como se observa en la tabla 2.1.

Tanto los líquidos del gas natural (LGN) como el agua a venta deben cumplir con ciertas especificaciones para lo cual el gas se somete, previamente, a un proceso de acondicionamiento para remover el agua y los demás contaminantes.

El Gas Natural es el combustible más limpio de origen fósil, contribuye en la lucha contra la contaminación atmosférica, y es una alternativa energética que destaca por su creciente participación en los mercados mundiales de la energía. El gas natural se utiliza extensivamente en usos residenciales, comerciales e industriales. Es la energía dominante para la calefacción casera. La aplicación del gas natural también está aumentando rápidamente para la generación y cogeneración de energía eléctrica, y como combustible del transporte.

Tabla 2.1. Composición típica del gas natural en diferentes partes de Venezuela (% de volumen).

Componente	Occidente (asociado)	Guárico (libre)	Oriente (libre)	OrienteCosta (asoc.)	Afuera (libre)
Metano	73,1	90,6	76,9	75,1	90,5
Etano	11,0	2,6	5,8	8,0	5,0
Propano	6,0	1,1	2,5	4,6	2,5
i-Butano	1,1	0,4	0,5	0,9	0,4
n-Butano	1,9	0,2	0,6	1,1	0,7
i-Pentano	0,6	0,3	0,3	0,3	0,3
n-Pentano	0,5	0,2	0,2	0,3	0,2
Hexano	0,5	0,3	0,2	0,2	0,2
Heptano	0,4	0,3	0,4	0,2	0,2
CO ₂	4,4	4,0	12,5	9,2	0,2
Nitrógeno	0,5	-	0,1	0,1	0,1
	100	100	100	100	100
γ →	0,8	0,6	0,8	0,8	0,6
BTU/pie ³	1.273	1.057	1.033	1.126	1.136
Kcal/m ³	11.328	9.407	9.192	10.020	10.109

2.1.1 Contaminantes del gas natural

El gas natural por su composición presenta proporciones bajas de algunos contaminantes, tales como los compuestos azufrados (sulfuro de hidrógeno H₂S, Sulfuro de carbonilo COS, Disulfuro de carbono CS₂, Mercaptanos R-SH, Dióxido de Azufre SO₂, Sulfuro de Alquilo R-S-R', Disulfuro de Alquilo R-S-S-R', Tetrahidriotiofano ThT

[(CH₂S)], Nitrógeno N₂, Oxígeno O₂, Agua H₂O, Mercurio Hg. Asfaltenos, Agua libre, lodos de perforación, parafinas, sales (cloruros), sólidos en suspensión con tamaño de partículas apreciable.

Estos elementos suelen aparecer conjuntamente con el gas natural, ocasionando efectos indeseables en las operaciones de acondicionamiento que pueden inducir a situaciones de alto riesgo. Algunos de los efectos de éstos contaminantes son [2]:

➤ **Hidrocarburos**

Estos afectan en gran magnitud a los sistemas de deshidratación ya que disminuyen la capacidad del glicol para absorber el agua; incrementan las pérdidas de glicol y la formación de espuma, como también aceleran la formación del carbón en los equipos tales como rehervidores y filtros.

➤ **Sales**

En grandes cantidades intervienen como agentes corrosivos de los equipos, a su vez pueden afectar en la regeneración del glicol disminuyendo su capacidad y ocasionando puntos calientes en rehervidores de glicol. La solubilidad de la sal disminuye a medida que aumenta la temperatura en el rehervidor provocando la precipitación sobre el tubo de fuego.

➤ **Agua**

Incrementa las pérdidas de glicol y aumenta los costos de regeneración de glicol por lo que disminuye la eficiencia en el sistema de deshidratación. Afecta la operación de los separadores de entrada, ya que mantienen los niveles en los mismos altos y generan drenajes permanentes a la fosa de quema.

➤ **Aditivos Químicos**

Pueden ser inhibidores de corrosión y/o antiespumantes. Los excesivos volúmenes de espuma en los sistemas de deshidratación disminuyen el área de transferencia de calor y por consecuencia la eficiencia de absorción del agua. Para eliminar el exceso de espuma se recomienda añadir antiespumantes al sistema

➤ **Sólidos**

Promueven la formación de espuma; contribuyen como agentes erosivos en los equipos y disminuyen la eficiencia en el sistema de deshidratación

➤ **Sulfuro de hidrógeno (H₂S) y/o Dióxido de carbono (CO₂)**

En presencia de agua aseguran la existencia de corrosión

H₂S/CO₂ = Alto (menos corrosividad)

H₂S/CO₂ = Bajo (sistema más corrosivo)

➤ **Otros Contaminantes del gas**

El posible contenido en el gas de materiales, polvo, y otras sustancias sólidas y líquidas, ceras, gomas, constituyentes que formen gomas y compuestos deben ser limitados hasta la medida en que no se excedan los límites establecidos por las regulaciones sanitarias y ambientales vigentes.

La tabla que se presenta a continuación indica los principales contaminantes del gas natural.

Tabla 2.2. Principales contaminantes del gas natural.

Sulfuro de hidrógeno	H₂S
Monóxido de carbono	CO
Dióxido de carbono	CO₂
Sulfuro de carbonilo	COS
Disulfuro de carbono	CS₂
Mercaptanos	RSH
Nitrógeno	N₂
Agua	H₂O
Oxígeno	O₂
Mercurio	Hg

2.1.2 Especificaciones del gas a ser utilizado en el mercado interno.

Dentro de las características que se hacen mención se destacan, los contenidos máximos permitidos de contaminantes, los cuales han sido fijados atendiendo a los requerimientos de calidad del gas a ventas, considerando las siguientes especificaciones [3].

➤ **Contenido de CO₂**

Para el contenido de CO₂ se establecen dos especificaciones: 3% molar máximo, para gas no deshidratado, equivalente a 25,5 lpcm de presión parcial del CO₂ calculada a 850 Psig de presión de operación, la cual esta dentro del rango considerado de “corrosión moderada”, según los críticos de la API para corrosión por CO₂ en tuberías. Asimismo, para gas deshidratado (7 lb de agua/ MMPCN), se establece una especificación de 8 % molar máximo.

➤ **Contenido de H₂S**

Limite máximo recomendado entre 10 y 12 ppmv; estos valores están por debajo de los requerimientos para prevenir corrosión (presión parcial de H₂S inferior a 0.05 psig), en los sistemas de distribución doméstico e industrial, considerando el valor de la tolerancia establecida por la ocupacional Safety and Health Act. EEUU (OSHA). El valor tope de 12 ppmv se debe considerar de manera eventual o temporal.

➤ **Contenido de agua**

El Contenido de agua se encuentra entre 7- 10 lb/MMPCND.

➤ **Contenido de COS**

El máximo contenido de sulfuro de carbonilo se de 5 ppmv.

➤ **Contenido de RSH**

El límite máximo recomendado de mercaptanos es de 5 ppmv.

➤ **Contenido de azufre total**

El máximo contenido es de 20 ppmv.

2.2 SISTEMAS DE PRODUCCIÓN (PETRÓLEO-GAS)

Los sistemas de producción están constituidos por un conjunto de instalaciones cuya función básica consiste en el manejo de la mezcla petróleo-gas desde que se extrae del yacimiento hasta que se traslada a operaciones de comercialización.

El manejo de producción comprende básicamente la separación de los tres fluidos obtenido de los pozos (petróleo, gas y agua) para que éstos cumplan con los siguientes requisitos:

El petróleo debe satisfacer las especificaciones que rigen las normas para su comercialización, refinación y almacenamiento. El gas debe cumplir las normas para su comercialización, procesamiento y utilización en los procesos petroquímicos y de producción petrolera. El agua debe recibir un tratamiento para que su disposición se haga de acuerdo con la normativa ambiental.

Entre el conjunto de instalaciones comprendidas en los sistemas de producción se tienen [2]:

2.2.1 Líneas de flujo

Se denomina línea de flujo a la tubería que conecta el cabezal de un pozo con el múltiple de producción de la estación de recolección, diseñada para recibir la producción de cierto número de pozos.



Figura 2.1. Líneas de flujo que convergen al múltiple de producción

2.2.2 Estación de flujo

Es el sitio donde llega la mezcla petróleo-gas desde el pozo. Las funciones principales de una estación de flujo son: separación gas-petróleo, práctica de pruebas individuales para pozos, almacenamiento y bombeo de crudo. No obstante, esta difiere de una estación de descarga, en la etapa de tratamiento del crudo que ésta posee. La estación de flujo y recolección de la producción de los pozos la componen un grupo de

instalaciones que facilitan el recibo, la separación, medición, tratamiento, almacenamiento y despacho del gas.

Las estaciones de flujo están compuesta por elementos como:

2.2.2.1 Múltiple de producción

Es la parte de un sistema de producción en la cual se mezcla la producción de varios pozos antes de ser enviada a los trenes de separación gas-petróleo. Consiste de varios tubos colocados en forma horizontal, paralelos unos con otros mediante los cuales la mezcla gas-petróleo se recolecta en sólo tubo para ser enviada a los separadores, empleados para aislar la línea de flujo de cada pozo, lo que permite medir su producción individual; éste múltiple es de menor diámetro que el de producción general. El múltiple, además, facilita el aislamiento de pozos para pruebas individuales de producción por medio de las interconexiones del sistema y la disposición apropiada de válvulas.



Figura 2.2. Múltiples de producción

2.2.2.2 Separadores

Consiste en la primera instalación de procesamiento de fluido obtenido del pozo. El fluido que se obtiene de un pozo de petróleo normalmente es de carácter multifásico en el que se encuentran mezclas complejas de hidrocarburos, agua, partículas de arena, contaminantes. La separación física de dichas fases representa una operación fundamental en la producción, procesamiento y tratamiento de crudo y del gas, y para ello en las áreas de producción se utilizan los separadores gas/líquido, los cuales separan el gas del petróleo y del agua. Las funciones de un separador son:

- Realizar una primera separación entre los hidrocarburos líquidos y gaseosos.

- Recolectar las partículas líquidas presentes en la fase gaseosa.
- Liberar el gas que permanezca en la fase líquida.
- Realizar descarga separada de petróleo y gas para evitar que se puedan volver a mezclar parcial y totalmente.



Figura 2.3. Separadores de producción.

2.3 PROCESO DE PRODUCCIÓN, RECOLECCIÓN Y ACONDICIONAMIENTO DEL GAS NATURAL

El crudo y su gas asociado son transportados desde las áreas de producción por medio de múltiples de producción general. Del múltiple, la corriente bifásica se envía hacia las estaciones de flujo, donde el gas se separa del crudo en los separadores.

El gas es enviado por el sistema de recolección a un depurador en el cual se separa la fase gas de pequeñas gotas de crudo que pueden estar presentes, para poder entrar al sistema de compresión, los cuales se encargan de comprimir el gas recolectado en las estaciones de flujo y múltiples con depuración, y luego emplear el gas para varios propósitos, el primero para emplearlo como inyección al pozo (gas lift), el segundo como inyección al yacimiento para recuperación secundaria y el último es para enviar el gas comprimido a una planta de extracción por medio del sistema de transmisión, el cual cuenta con sistemas de trampa de líquidos (trampa de líquidos) “Slug Catchers”, para asegurar que el gas entre a la planta en especificaciones, y poder obtener gas para ventas

y/o mercado interno; y LGN para Fraccionamiento (obtención de gasolina natural, etano, propano y mas pesados). El Crudo/agua separado en el separador se envía a través de un sistema de recolección de crudo a un tratador térmico donde se separan las fases líquidas y el vapor producido en éste, el cual se envía a una etapa de compresión, para su uso posterior; por otro lado el agua va a un tratamiento en el cual se despoja de los contaminantes (H_2S , CO_2 , CO , etc), y el agua tratada es empleada para inyección y/o otros usos. El crudo es enviado a un tanque atmosférico para su almacenamiento y posterior utilización.

Los centros operativos son establecidos para centralizar la producción proveniente de las estaciones. Estos centros se encuentran conformados por las líneas de recolección, etapas de separación, etapas de enfriamiento y depuración, plantas compresoras y tratamiento, entre otros.

Además de hidrocarburos pesados y vapor de agua, el gas natural a menudo contiene otros contaminantes que deben removerse para cumplir con la especificación de inyección a gasoducto y minimizar la corrosión. La presencia de de sulfuro de hidrogeno en la corriente de gas causa problemas adicionales al proceso.

Numerosos procesos han sido desarrollados para el “**endulzamiento**” del gas natural basados en principios físicos y químicos. Un gas que contenga más de 0,25 granos de sulfuro de hidrógeno por 100 pies cúbicos o 4 ppm, se considera como un “gas agrio” o “gas ácido”, esta definición también aplica al contenido de CO_2 , el cual no es tan indeseable como el H_2S , y para el cual generalmente es práctico reducir su contenido por debajo del 2% molar.

Otros componentes indeseables de naturaleza ácida son el sulfuro de carbonilo (COS), el cual es un compuesto inestable corrosivo y tóxico que generalmente se descompone en CO_2 y H_2S ; los mercaptanos de formula general RHS , donde los más comunes son el metil y el etilmercaptano, reconocibles por su olor y el poder corrosivo. Además son compuestos inestables que reaccionan con algunos solventes, descomponiéndolos. Los disulfuros de formula general RS_2 , entre los cuales el más sencillo es el disulfuro de carbono (CS_2), también son inestables, aunque más estables que los mercaptanos; adicionalmente son corrosivos y tóxicos. El oxígeno (O_2), monóxido de carbono (CO) y el mercurio (Hg) son otras impurezas comunes en el gas natural.

Existen muchos métodos que pueden ser empleados para la remoción de los gases ácidos (H_2S , CO_2 entre otros) del gas natural. En esencia hay siete categorías de procesos de desacidificación o endulzamiento.

1. Procesos con solventes químicos.
2. Procesos con solventes físicos.
3. Procesos con solventes híbridos o mixtos.
4. Procesos de conversión directa (solo para la remoción de H_2S).
5. Procesos de lecho sólido o seco.
6. Membranas y otros procesos de endulzamiento.
7. Procesos criogénicos.

2.4 DESHIDRATACIÓN DEL GAS NATURAL

La deshidratación del gas natural se define como la remoción del agua en forma de vapor que se encuentra asociada con el gas desde el yacimiento. Este proceso es necesario para asegurar una operación eficiente en las líneas de transporte de gas. Los niveles hasta donde se puede deshidratar dependerán del propósito o destino que se tenga para ese gas. Por ejemplo una corriente de hidrocarburos que trabaja a 1.000,0 lpca se suele deshidratar hasta 7 lbs./ MMPCN, con eso se garantiza que el punto de rocío sea del orden de los 32 °F o 0 °C. De esa manera el fluido estará acondicionado para trabajar a temperaturas por encima de 0 °C sin que se produzca condensación de agua que, a su vez, ocasionará serios problemas al transportar el gas natural [4].

La presencia de agua en una corriente de gas natural tiene varios efectos, todos ellos perjudiciales a las líneas de transmisión y equipos encargados del manejo y procesamiento de la corriente de gas. El primero de estos efectos es la condensación. Cuando por una u otra razón se produce el descenso de la temperatura de una corriente de gas, el vapor de agua presente en dicha corriente condensa como líquido que se deposita en el fondo de secciones de menor elevación de una línea de tubería, reduciendo sustancialmente de esta forma el área de flujo de esas secciones de tubería y por consecuencia disminuyendo la capacidad de transporte de la línea de transmisión como un todo. [5]



Figura 2.4. Planta de deshidratación.

2.4.1 Contenido de agua en el gas natural

El gas que viene del yacimiento se considera saturado con vapor de agua, es decir, toda corriente de gas natural proveniente de los pozos de producción contiene agua en forma de vapor, junto con otros componentes que integran la mezcla de hidrocarburos.

La presión y/o la temperatura de los hidrocarburos inciden en la cantidad de agua que éste puede retener; por tal razón cualquier incremento en la temperatura del sistema aumentará la presión de vapor del agua en el mismo, aumentando así, el contenido de vapor en la corriente gaseosa. Si éste es enviado a un sistema de transporte; el agua condensa y se deposita en forma líquida en las tuberías (gasoducto) lo que reduce la capacidad de flujo o de transmisión y aumento en la caída de presión. Además la presencia de agua e hidrocarburo permite a condiciones favorables de presión y temperatura la formación de hidratos, permitiendo taponamiento, roturas en piezas rotatorias y además de otros problemas operacionales.

Por otra parte, los componentes ácidos en presencia de agua generan compuestos corrosivos que atacan la metalurgia y reducen la vida útil de tuberías, equipos y accesorios [1].

2.4.2 Problema que induce el agua en el gas

Un aspecto que suele complicar el manejo del gas producido, es conocer con certeza el volumen de agua, que puede estar disperso en el gas natural, (generalmente se encuentra saturado con agua en forma de vapor). Los cambios en la temperatura y presión condensan este vapor que altera el estado físico de gas a líquido y luego a sólido dentro de las tuberías

y otros recipientes, que pueden generar problemas que pudieran llegar a ser graves, como en los sistemas criogénicos que no tienen ninguna tolerancia al agua, ya que estos trabajan a temperaturas comprendidas entre -100 -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 los siguientes problemas [4]:

➤ **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.

➤ **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 forma estos taponamientos, la red de tubería se tapona y el servicio se interrumpe.

➤ **Formación de Hidratos**

La principal razón por lo que se desea eliminar agua de las corrientes de gas natural es evitar la formación de hidrato. Los hidratos son compuestos sólidos que se forman como cristales, tomando apariencia de nieve, se producen por una combinación de agua con hidrocarburos livianos (butanos, propano, etano y metano) y/o gases ácidos (CO_2 y H_2S) y su composición es aproximadamente un 10% de hidrocarburo y un 90% de agua, su gravedad específica es de 0,98 y flotan en el agua pero se hunden en los hidrocarburos líquidos.

La formación de hidratos en el gas natural ocurrirá si existe agua libre y se enfría el gas por debajo de la temperatura llamada “de formación de hidratos”. La figura A1 de Mc Ketta Webe, apéndice A, permite estimar las condiciones de temperatura y presión a las cuales diferentes gases que contengan agua en estado vapor forman hidratos. Existen otras figuras que permiten predecir la formación de hidrato. Desglosa la gravedad específica del

gas, en función de la presión y la temperatura a la cual se precipitan estos sólidos, una corriente de gas a 100 lpca, tendrá riesgo de formación de hidratos a partir de 68 °F, si se trata de hidrocarburo pesado de gravedad específica igual a 1.0 los gases más livianos experimentarán la formación de hidratos a temperaturas más bajas. Por ejemplo, si se trata de metano puro el problema aparecería a los 48 °F. [5].

La formación de hidratos puede evitarse removiendo el agua del gas o del líquido antes del enfriamiento de los hidrocarburos por debajo de la temperatura a la cual podrían aparecer os problemas mediante el uso de un inhibidor que se mezcle con el agua que se ha condensado.

Normalmente las plantas de procesamiento de gas, cuyo objetivo es recuperar líquidos del gas natural, utilizan procesos a bajas temperaturas. En estos casos, es necesario deshidratar el gas natural para que la planta pueda operar sin peligro de formación de sólidos, la profundidad de la deshidratación dependerá del nivel de la temperatura del proceso, así, en un proceso criogénico donde se alcanza un nivel de aproximadamente -125 °F, la cantidad de agua permisible será menos de una libra por MMPCND. En las figuras A2 y A3 se muestran las graficas donde se pueden visualizar el contenido de agua en hidrocarburos, y la manera de evitar la formación de hidratos según la temperatura y presión respectivamente. [5]

2.5 TECNICAS PARA DESHIDRATAR EL GAS NATURAL

La deshidratación del gas natural puede hacerse con los siguientes procesos: [6]

- **Absorción:** separación utilizando los diferentes grados de solubilidad en un líquido, empleando sustancias higroscópicas como los glicoles.

- **Adsorción:** Separación de acuerdo al tamaño o tipo de moléculas, haciendo uso de los diferentes grados de adhesión a materiales porosos (sistemas gas/sólido y líquido/sólido). La adsorción describe cualquier proceso donde moléculas de un fluido líquido o gaseoso son retenidas en la superficie de un sólido debido a las fuerzas superficiales del mismo. Se utilizan materiales como el tamiz molecular, gel de sílice, carbón activado y aluminatos.

- **Expansión:** Reduciendo la presión de vapor del gas con válvulas de expansión y luego separando la fase líquida que se forma.
- **Inyección:** Bombeando un líquido reductor del punto de rocío como el metanol.

2.5.1 Absorción de gases

La absorción de gases es una operación unitaria mediante la cual los componentes solubles de una mezcla gaseosa se disuelven en un líquido. La operación inversa, denominada desorción consiste en la transferencia a un gas de los componentes volátiles de una mezcla líquida. El contacto íntimo entre las fases, líquido y gas, normalmente, se logra en las denominadas torres o columnas, que son recipientes cilíndricos, en posición vertical y en cuyo interior se incluyen dispositivos como bandejas o lechos de rellenos. Generalmente, el gas y el líquido fluyen en contracorriente por el interior de la torre, cuyos dispositivos internos promueven el contacto entre las fases y el desarrollo de la superficie interfacial a través de la cual se producirá la transferencia de materia. [7].

2.5.1.1 Tipos de columnas para el contacto gas-líquido.

En las operaciones de transferencia de masa líquido-gas, se necesitan unos dispositivos que proporcionen el contacto entre el líquido que desciende y el vapor que asciende, y por lo tanto la transferencia de masa, estos dispositivos son los platos y los empaques o rellenos.

a. Columnas de Platos.

Existen varios tipos de platos que permiten el contacto entre el líquido y el vapor siendo los más comunes los valvulados, los perforados y los tipo capucha; la selección del tipo de platos se debe determinar evaluando varios factores tales como: el proceso, su costo, diseño mecánico, instalación, mantenimiento, capacidad, eficiencia, caída de presión, corrosión y los datos históricos previos existentes para la selección del mismo.

La eficiencia de los platos se define como una medida de la efectividad del contacto líquido-vapor en el plato y expresa la separación que se tiene realmente en

comparación con la separación que se obtendrá teóricamente en estado de equilibrio. Toma en cuenta la no idealidad del plato. El número de platos ideales (teóricos), es igual al número de platos no ideales (reales) multiplicado por la eficiencia del plato. Entre los factores que ejercen mayor influencia sobre la eficiencia de las torres de absorción están las propiedades físicas de los fluidos y la relación gas-liquido.

a.1 Efecto de las variables de operación sobre la eficiencia de los platos

Entre las variables de operación que afectan la eficiencia de los platos en una torre de absorción se encuentran [8]:

➤ **Presión de operación:**

El aumento de la presión puede incrementar considerablemente la eficiencia de la separación.

➤ **Temperatura de entrada del disolvente:**

Esta variable tiene muy poca influencia en el grado de absorción o en los perfiles internos de temperatura cuando los efectos térmicos se deben principalmente al calor de disolución o a la vaporización del disolvente.

➤ **Temperatura y humedad del gas:**

Un elevado grado de humedad limita la capacidad de la fase gas para aceptar calor latente y, por lo tanto no favorece la absorción. Es por esto que debe considerarse la deshumidificación del gas antes de introducirlo.

➤ **Razón entre caudales de líquido y gas (L/G):**

La razón L/G puede tener una influencia significativa en el desarrollo de los perfiles de temperatura en una columna de absorción. Valores elevados de L/G tienden a producir perfiles de temperatura menos intensos, debido a la alta capacidad calorífica de la fase líquida. A medida que disminuye el valor de L/G, la concentración de soluto tiende a aumentar en la parte superior de la columna y el punto de máxima temperatura tiende a desplazarse hacia arriba en la columna, hasta que la temperatura máxima se ubique en el

piso mas elevado. Por supuesto, la capacidad de la fase liquida para absorber soluto cae progresivamente a medida que el valor de L/G se reduce.

b. Columnas de Relleno.

Las columnas de rellenos para el contacto gas-liquido se utilizan ampliamente en operaciones de absorción, desorción y destilación. Normalmente, las columnas se rellenan con material sólido en forma de partículas orientadas al azar, pero en un número creciente de aplicaciones el relleno se dispone ordenadamente. Se disponen de numerosos rellenos comerciales, cada uno de los cuales presenta ventajas específicas en costo, desarrollo superficial, regeneración de interfase, pérdida de carga, peso y resistencia a la corrosión

b.1 Tipos de lechos de relleno

Los lechos de rellenos pueden dividirse en dos categorías: aquellos que contienen elementos de relleno dispuestos en la columna en forma aleatoria y aquellos que contienen elementos cuidadosamente instalados y diseñados específicamente para ajustar a las dimensiones de la columna. Los primeros se denominan rellenos aleatorios. Los segundos se denominan ordenados o estructurados. [7]

2.5.1.2 Glicoles utilizados en la deshidratación del gas natural

Los glicoles son alcoholes múltiples, es decir, son compuestos químicos que poseen dos grupos terminales $-OH$, los cuales presentan muchas características afines con el agua. La más importante es formar puentes de hidrógeno que es un tipo de enlace molecular que favorece la solubilidad del agua con otro compuesto. Existen muchas clases de glicoles, pero los más utilizados en la deshidratación del gas natural son: el etilenglicol (EG), dietilenglicol (DEG) y trietilenglicol (TEG), sin embargo, casi un 100 % de los deshidratadores con glicol usan TEG.

Los glicoles son líquidos capaces de absorber agua, debido a que son sustancias altamente higroscópicas, los cuales presentan las siguientes características:

- No solidifican en soluciones concentradas.

- No corrosivos.
- No forman precipitados con hidrocarburos.
- Fácilmente regenerables a alta concentración.
- Insolubles en hidrocarburos.
- Estables en presencia de CO₂, H₂S.

En la siguiente tabla se muestran algunas propiedades y características de los glicoles usados más comúnmente para la deshidratación del gas natural.

Tabla 2.3 Propiedades de los glicoles.

<i>Propiedades</i>	<i>EG</i>	<i>DEG</i>	<i>TEG</i>
<i>Formula Química</i>	C₂H₆O₂	C₄H₁₀O₃	C₈H₁₈O₅
<i>Peso Molecular</i>	62,1	106,1	150,2
<i>T ebullición atm. (°F/°C)</i>	387 / 193	476 / 245	545 / 286
<i>P vapor 77 °F/25°C,</i> <i>mmHg</i>	0,12	< 0,01	< 0,01
<i>Freezing Point (°F/°C)</i>	8 / -13	17 / -8	19 / -7
<i>Viscosidad (77, °F/25°C),</i> <i>cP</i>	16,5	28,2	37,3
<i>Viscosidad (140 °F/60</i> <i>°C), cP</i>	4,7	7,0	8,8
<i>Calor Específico</i> <i>(77°F/25°C), BTU/lb°F</i>	0,58	0,55	0,53
<i>T descomposición (°F/°C)</i>	329 / 165	328 / 164	404 / 206

Los factores que influyen para la selección del glicol son [5]:

- 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 líquida y gaseosa 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. El glicol requerido en un proceso de deshidratación, según el diseño, viene dado por la siguiente ecuación **[8]**

$$Q_{\text{TEG}} = (R)(dW) \quad \text{Ec.2.1}$$

Donde:

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

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

dW: cantidad de agua removida del gas.

La cantidad de agua removida por el gas (dw) viene dada por la Ec. 2.2.

$$dW = W_1 - W_2 \quad (\text{Ec. 2.2})$$

Donde:

W_1 : contenido de agua en el gas de entrada, lb.agua/MMPCN.

W_2 : contenido de agua en el gas deshidratado, lb.agua/MMPCN.

2.6 CONTAMINANTES EN CIRCUITOS DE GLICOLES

El ingreso de contaminantes externos al circuito (con el gas a tratar) y la recirculación de los glicoles generan en los mismos una serie de alteraciones que se manifiestan en fallas o inconvenientes temporales de los parámetros de procesos establecidos.

A continuación se menciona como la desviación de ciertas características de glicol en uso puede generar diversos problemas operativos. Se observa también, que la relación causa-efecto no es directa por lo cual todos los contaminantes de glicol deben ser evaluados para llegar a un diagnóstico efectivo. Adicionalmente se mencionan los niveles recomendados de calidad para un desempeño óptimo de un proceso.

➤ **Pureza (contenido de glicol)**

La concentración de glicol pobre determina la máxima depresión de punto de rocío que puede ser obtenida por el sistema. Esta deberá encontrarse entre 98 y 99 % en peso o más. La concentración del glicol rico, una función del agua capturada, deberá ser 2 a 5 % menor que la del glicol pobre. La concentración del glicol pobre normalmente es función directa de la temperatura del reboiler.

➤ **Degradación del Glicol**

Es indicada por cambios en la composición y reducciones en el pH de la solución. Es causada por la excesiva temperatura o entrada de oxígeno y los productos de degradación son los ácidos orgánicos (fórmico – acético) correspondientes. Los hidrocarburos reaccionan con los productos de degradación formando productos poliméricos (ver aminas). Estos productos pueden estabilizar espumas.

Los ácidos también contribuyen a la corrosión del sistema, el pH bajo puede ajustarse con bórax, MEA, o carbonato de sodio. Las diferencias en el contenido de hidrocarburos de glicol rico y pobre indican la cantidad de hidrocarburo purgado por el regenerador. Los Hidrocarburos que flashean en el reboiler pueden arrastrar grandes cantidades de vapor de glicol (altas pérdidas) y pueden dañar las instalaciones. Se recomienda no superar el 0.5 % de hidrocarburos en el glicol para evitar espumas o interferencias en la regeneración.

Las pérdidas de glicol pueden ser el mayor problema operativo en plantas de deshidratación. La contaminación del glicol por hidrocarburos, sólidos finamente divididos y agua salada puede promover espumas y consumo de glicol. Se considera aceptable una pérdida de 1 lb/MMscf de gas secado.

➤ **Contenido de Sales**

Marca la cantidad de cloruros inorgánicos en el glicol, usualmente cloruro de sodio y con menor frecuencia cloruro de calcio. La deposición de sales en los tubos de fuego reduce la transferencia de calor y promueve “**puntos calientes**” donde se localizan fallas. La presencia de ácidos orgánicos puede generar también corrosión.

Cuando el contenido de sal alcanza 0.5 a 1 % en peso el glicol debe ser removido para evitar problemas operativos.

➤ **Contenido de Sólidos**

A bajo pH la presencia de barros generados por sólidos carbonosos y sales conduce a la formación de sólidos que son abrasivos y promueven espuma. Los filtros son eficientes para remover esos sólidos.

A pH por debajo de 5.5 sucede la autooxidación del glicol que genera peróxidos, aldehídos y ácidos orgánicos tales como fórmico y acético. Si el gas contiene gases ácidos, el pH también se reduce, porque a diferencia de las aminas, los glicoles no tienen reserva alcalina. El pH debe encontrarse entre 6.5 y 7.5.

➤ **Contenido de Hierro**

Es un indicador de corrosión, el hierro particulado puede ser removido. Un sistema debería tener menos de 5 ppm. Un contenido mayor de 30 ppm podría indicar una condición seria de corrosión. Los productos de corrosión pueden estabilizar espumas.

➤ **Formación de Espumas**

La tendencia y estabilidad debe medirse en glicoles. El ensayo puede emplearse también para medir la eficiencia de los filtros de carbón que usualmente se intercalan en las plantas. La llegada a planta de inhibidores de corrosión, fluidos de fractura de pozos (metanol) u otros productos químicos puede generar espumas estables.

2.7 EFICIENCIA DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN

La eficiencia del proceso de deshidratación se obtiene por una relación entre el agua removida con respecto al contenido de agua en el gas de entrada.

$$\%Eficiencia = \frac{W1 - W2}{W1} * 100 \quad \text{Ec.2.3}$$

Donde:

W1: contenido de agua en el gas de entrada, lb agua/MMPCN.

W2: contenido de agua en el gas de deshidratado, lb agua/MMPCN.

2.8 DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO DE UNA PLANTA DESHIDRATADORA

Los métodos de absorción están representados principalmente por el proceso de deshidratación a base de glicoles, donde el agente deshidratante puede ser uno de los siguientes glicoles.

Etilenglicol: $\text{CH}_2\text{OH}-\text{CH}_2\text{OH}$

Dietilenglicol: $\text{CH}_2\text{OH}-\text{CH}_2\text{O}-\text{CH}_2-\text{CH}_2\text{OH}$

Trietilenglicol: $\text{CH}_2\text{OH}-\text{CH}_2\text{O}-\text{CH}_2-\text{CH}_2\text{O}-\text{CH}_2-\text{CH}_2\text{OH}$

La deshidratación mediante glicol se utiliza altamente en la industria del gas natural preferiblemente cuando se trata de deshidratar grandes volúmenes de gas natural hasta concentraciones moderadas. La escogencia del tipo de glicol a utilizar depende de varios factores como: Costos, solubilidad del glicol en la fase de hidrocarburos, presión de vapor, punto de congelamiento de la solución agua-glicol y reducción del punto de rocío. El trietilenglicol es un líquido altamente higroscópico, de la serie de los alcoholes, no corrosivo, no se solidifica en soluciones concentradas, regenerable a altas concentraciones y estables en presencia de compuestos de azufre y dióxido de carbono, es el de uso más común debido a que presenta menos pérdidas por vaporización (punto de

ebullición=550°F), además permite obtener mayores descensos de punto de rocío cuando el gas absorbe el agua, se reduce la temperatura de rocío del gas natural, a esto se le llama descenso del punto de rocío.[9]

En la figura 2.5 se presenta un diagrama convencional de una unidad de deshidratación con TEG de una planta, donde se puede observar que la corriente de gas húmeda se circula en primer término a través de un depurador (separador de entrada) donde se remueve de dicha corriente las partículas como arena y material proveniente de la corrosión y los líquidos arrastrados y/o formados en el gasoducto, para que la misma entre a la torre contactora como gas depurado de impurezas, el gas depurado se alimenta por el fondo a una torre de absorción con platos de burbujeo, o empacada en el caso de otras plantas, donde el gas húmedo que asciende entra por la parte inferior de los casquetes y se pone en contacto con una solución de alta concentración de glicol de (98,7 % en peso) aproximadamente, la cual al mezclarse con el gas húmedo, remueve de este el agua presente, ocurriendo una transferencia de masa selectiva de un fluido a otro, por diferencia de solubilidad entre el gas húmedo y el TEG pobre. La solución de glicol que sale por el fondo de la torre presenta una menor concentración (95 % de glicol en peso) aproximadamente a causa del agua removida al gas. Cuanta más alta sea la pureza a la cual entra el glicol, mejor será su capacidad de absorción de allí la importancia de una buena regeneración y del uso de gas de despojamiento. Durante todo este proceso el gas intercambia calor con el TEG pobre aumentando su temperatura, la cual se controla 10 °F por encima de la temperatura del gas de entrada, la cual oscila entre 90 y 120 °F aproximadamente, para evitar la condensación de hidrocarburos en el contactor.

El TEG rico se deposita en la parte inferior de la torre contactora desde donde se controla automáticamente su descarga hacia el sistema de regeneración. En el sistema de regeneración, el glicol rico proveniente de la torre contactora se precalienta en un serpentín (condensador de reflujo) ubicado en el tope de la columna de destiladora del rehervidor. Luego del condensador de reflujo, la corriente de glicol es conducido a un intercambiador de calor glicol rico/glicol pobre para favorecer el desprendimiento de los vapores de hidrocarburos en el separador trifásico.

Seguidamente el glicol rico pasa al separador trifásico, el cual opera a una presión de 60 psig y una temperatura de 160 °F y cuya finalidad es remover gases disueltos y reducir el contenido de benceno, tolueno, etilbenceno y xileno (BTEX) en el glicol, lo que

maximiza la eficiencia del control de emisiones que se produce en la columna destiladora. Este separador consta de tres cámaras internas, una de ellas donde se rompe la emulsión glicol-condensados-gas, una cámara como depósito de glicol rico, y la última cámara para depósitos de condensados. Los hidrocarburos líquidos generados van al sistema de recolección de condensado, mientras el glicol rico pasa a través de dos etapas de filtración. La primera está constituida por un filtro de cartucho cuya finalidad es remover las partículas arrastradas por el glicol, para evitar que se depositen en el tubo de fuego del regenerador y en las bombas y por lo tanto causen taponamientos de los intercambiadores de calor glicol/glicol. La segunda etapa de filtración está constituida por un filtro de carbón que permite remover las impurezas disueltas en el glicol tales como algunos hidrocarburos.

El glicol rico que proviene de los filtros va al tren de precalentamiento formado por intercambiadores de calor glicol rico/glicol pobre conectados brida a brida, en los cuales se eleva su temperatura progresivamente.

Luego que el glicol rico sale del tren de intercambiadores entra en una unidad de regeneración, la cual es una torre de destilación que se encarga de poner en íntimo contacto el glicol diluido con los vapores que suben del fondo y de esta manera ir despojando el TEG del agua que absorbió del gas húmedo. Esta torre regeneradora está provista de un condensador de vapores y de un rehervidor; el primero tiene como función condensar los vapores para producir un reflujo que permitirá una mejor separación TEG-agua y el segundo proporciona el calor necesario para lograr la regeneración [10]

En condiciones teóricas el regenerador cuya parte principal es el horno, puede calentarse con vapor de agua, aceite de calentamiento o fuego directo. La máxima temperatura en la pared del tubo se limita a 475 °F y el flujo de calor a 6800 BTU/h*ft² el diseño debe asegurar la vaporización del agua hasta alcanzar la concentración deseada. Los vapores de agua se ventean a través de un despojador que consiste en una columna empacada equivalente a dos o tres platos. Un serpentín colocado en el tope de la torre, condensa parte del vapor para formar el reflujo en la columna. El funcionamiento de la torre permite remover la mayor cantidad de agua que el glicol absorbió del gas natural. Trabajando con TEG en una torre a presión atmosférica, se puede lograr un grado de pureza del 98.7 % por peso, esto corresponde al punto de rocío de la mezcla agua / TEG a 400 °F. [10].

El control de la temperatura de regeneración es importante ya que una temperatura superior a los 405 °F produce degradación del glicol lo cual genera pérdidas significativas de glicol, elevándose considerablemente los costos de reposición de glicol.

Los vapores que salen por el tope de la columna destiladora contienen aromáticos y compuestos orgánicos volátiles estos son recuperados en un eliminador de BTEX (benceno, tolueno, etilbenceno y xileno) donde la temperatura de los vapores se reduce hasta su punto de condensación. El condensado que contiene los componentes de BTEX se trasladan por gravedad y a presión atmosférica hasta un recipiente donde se depositan hasta alcanzar un nivel determinado para luego ser descargado hacia una fosa de drenajes, el gas y los componentes no condensables se transportan hasta un mechurrio [8]. El glicol que sale del rehervidor se denomina glicol pobre. Este glicol se envía al tren de calentamiento formado por dos intercambiadores de calor donde intercambia calor con el glicol rico proveniente de los filtros para ser succionado por dos bombas, las cuales elevan la presión desde una presión atmosférica hasta 1.300 psig para ser enviado al intercambiador de calor glicol/gas y luego llegar a la torre contactora y de esa manera se completa el ciclo. Las perdidas de glicol en el proceso de deshidratación, ya sea por degradación natural o contaminación, son restituidas desde el tanque de reposición de glicol a través de una bomba, la cual bombea glicol nuevo hacia el acumulador del regenerador. Los hidrocarburos líquidos recolectados de los separadores de gas (entrada y salida) y los separadores trifásicos son conducidos por tuberías hasta el cabezal de alimentación de los separadores de media y de baja presión en la estación de flujo.

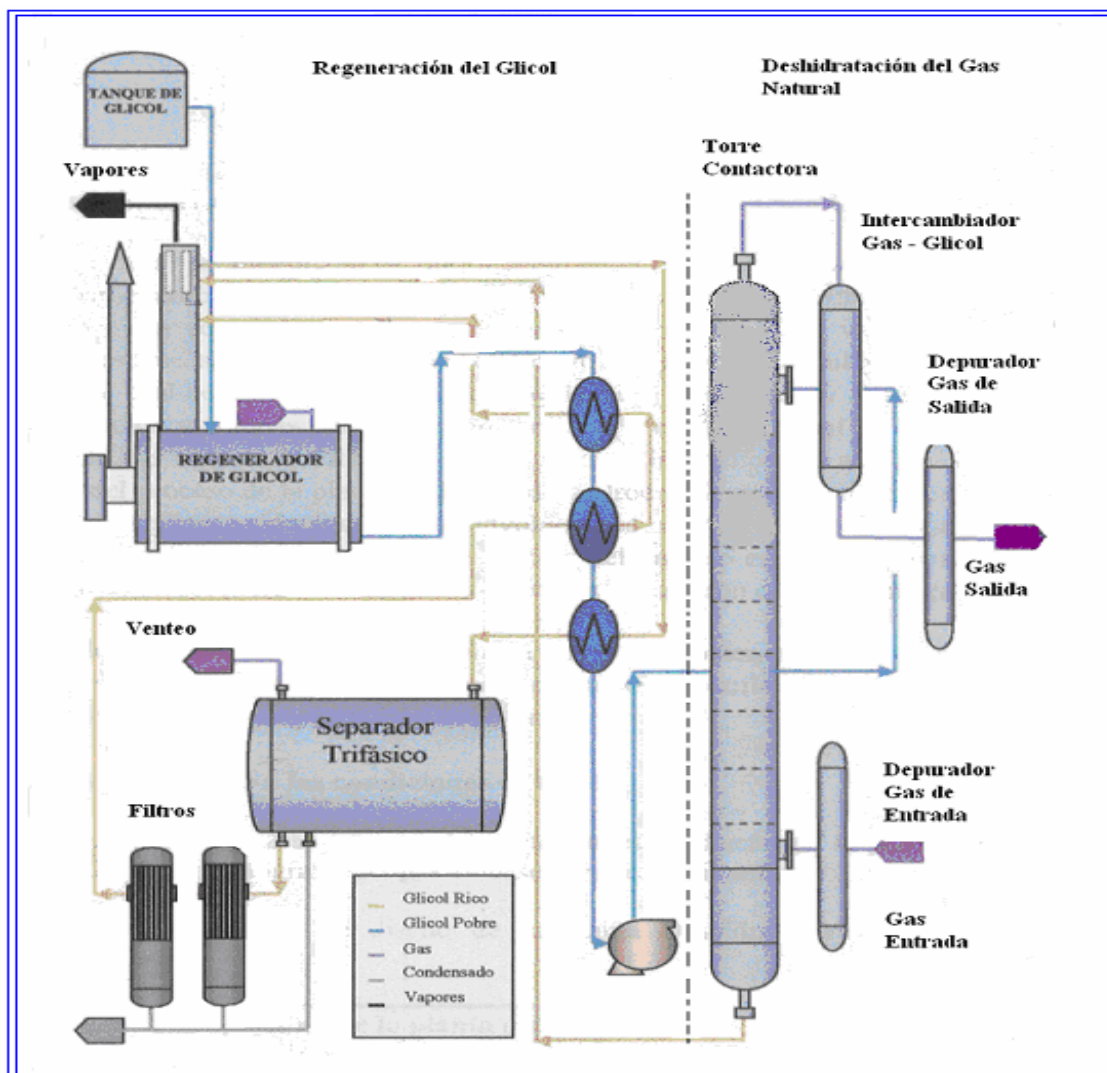


Figura 2.5. Esquema general del proceso de deshidratación

En las tablas 2.4, 2.5 y 2.6 se presentan algunas sugerencias sobre el uso del gas despojador, temperaturas límites para operar con TEG, y recomendaciones prácticas para operar una planta. [5].

Tabla 2.4. Recomendaciones para el uso del gas despojador.

<i>Pureza del glicol % p/p</i>	<i>Tipo de despojador</i>
Menor de 98.5	Una columna despojadora
98.5 – 99.5	Una columna más gas despojador
Mayor de 99.5	Doble columna más gas despojador

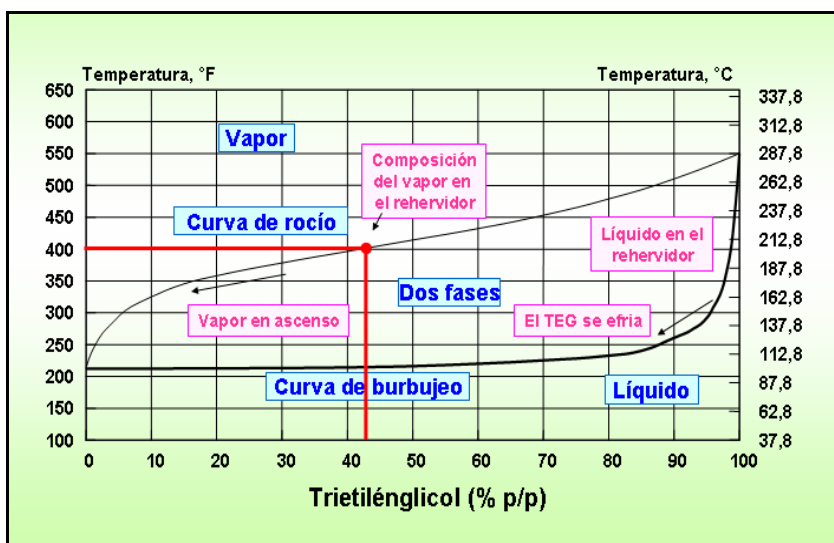
Tabla 2.5. Temperatura límite para operar con glicol.

Temperatura límite, °F	Tipo de despojador
330	EG
360	DEG
400	TEG

Tabla 2.6. Recomendaciones prácticas para operar la planta.

Humedad del gas (lbs/MMPCN)	Glicol pobre (% P/P)	Flujo del glicol (gal/lbs de H ₂ O)
6-7	98.50-99.00	1-2
1-2	99.30-99.60	3-4
0.1-0.2	99.95-99.98	6-10

En la figura 2.6, se muestran el diagrama binario agua-TEG a 760 mm de Hg (presión absoluta) y las pérdidas de glicol por efecto de la vaporización.

**Figura 2.6.** Pérdidas de glicol por efecto de la vaporización

2.8.1 Componentes básicos del proceso de deshidratación del gas natural con glicol

Los componentes principales de una planta de deshidratación con glicol son los siguientes. [5]:

➤ **Absorbedor de glicol, llamado también contactor**

Es una torre provista de platos o empacada donde el gas, cargado con agua, se pone en contacto en contracorriente con el glicol limpio o deshidratado. El glicol pobre que llega por la parte superior de la torre absorbe la humedad del gas de alimentación el cual entra por la parte inferior de la torre.

➤ **Válvula de expansión**

Debido a que por lo general, el glicol en el horno está a presión atmosférica y en el contactor existe alta presión, se usa una válvula de expansión para lograr una caída de presión necesaria entre la torre contadora a alta presión y el regenerador de glicol a presión atmosférica, además de garantizar el control de nivel del glicol en el contactor.

➤ **Separador de glicol e hidrocarburos líquidos (tanque de expansión o venteo)**

Es un recipiente que tiene como función separar los gases (hidrocarburos, CO₂) y los hidrocarburos líquidos arrastrados por el glicol en el absorbedor.

➤ **Filtros**

Sirven para disminuir los efectos de contaminación por impurezas procedentes de la degradación del glicol, hidrocarburos de alto peso molecular, productos de corrosión y otras impurezas arrastradas por el gas.

➤ **Intercambiadores de calor**

Son utilizados para garantizar la transferencia de calor entre el glicol rico a temperatura ambiente y el glicol pobre que viene del rehervidor. Además debido a que la temperatura del-glicol pobre que regresa al tope del contactor debe ser baja (no menor de 10 °F por encima de la temperatura del gas de entrada) se usan intercambiadores de calor gas/glicol antes de la torre contactora.

➤ **Regenerador de glicol**

El objetivo del regenerador es retirar el agua absorbida por el glicol en la torre contactora y sus partes fundamentalmente se dividen en tres: primero el rehervidor de glicol, cuya parte interna es un horno el cual debe suministrar el calentamiento necesario para permitir la evaporación del agua, la segunda parte la constituye una columna de

destilación rellena con empaques que permiten regenerar el glicol por destilación, y la tercera parte representada por un condensador que tiene como función prevenir pérdidas excesivas del glicol en la salida de la torre destiladora.

➤ **Bomba.**

El tipo más utilizado es el desplazamiento positivo, teniendo en cuenta lo siguiente: consideraciones:

- ✓ La velocidad de la bomba estaría limitada a 300 – 350 RPM.
- ✓ El lubricante no puede estar en contacto con el glicol porque produce espumaje en el sistema y el producto se sale de especificaciones.
- ✓ Las bombas de glicol deben estar diseñadas para operar a temperaturas por el orden de 250 °F
- ✓ Para asegurar el bombeo de glicol se instala un acumulador de glicol.

2.9 FACTORES QUE PUEDEN PERTURBAR EL FUNCIONAMIENTO NORMAL DE UNA PLANTA DE DESHIDRATACIÓN.

Dentro de los factores que afectan el funcionamiento de una torre de deshidratación se encuentran. [8]:

➤ **Presión.**

El gas de alimentación tiene una presión especificada en el diseño. El incremento o descenso de este parámetro afecta el funcionamiento de la planta. El incremento de la presión del gas de alimentación, esta limitado por el espesor de los materiales de construcción y demás especificaciones de los equipos. Las presiones elevadas, superior a las especificadas en el diseño, afectan a los equipos ubicados a la entrada del sistema (separador de entrada, torre de absorción, separador de salida e intercambiador de calor gas/glicol) y conducen a la explosión y parada súbita de la planta.

El descenso de la presión en el gas de alimentación incrementa la velocidad del gas dentro del absorbedor, y por lo tanto se puede romper el extractor de niebla del separador y del absorbedor, se puede producir espuma mecánica dentro de la torre, posible rotura o caída de los platos del absorbedor y la pérdida de glicol también se ve afectada por el descenso de presión.

La presión diferencial en los filtros sirve para indicar el momento en que los filtros estén tapados.

➤ **Temperatura.**

Del gas de alimentación: la temperatura del gas de alimentación es un indicador de posibles problemas que pueden ocurrir en una planta de deshidratación. Cuando es alta, el contenido de agua aumenta en el gas de salida y, por lo tanto, el gas se sale de especificaciones.

Del glicol en el rehervidor: cada tipo de glicol tiene su propio diagrama de fase. La temperatura de burbujeo del TEG es cercana a 400 °F a presión atmosférica, cuando en el regenerador la temperatura es superior a la antes indicada el glicol se degrada y es necesario cambiarlo.

Cuando la temperatura del regenerador es menor a los 360 °F la pureza del glicol pobre disminuye, es decir queda con agua, y por lo tanto se hace ineficiente el proceso de deshidratación.

De los vapores en el tope de la torre de regeneración: la temperatura no debe ser mayor a 218 °F para evitar pérdidas excesivas del TEG por evaporación y menor a 210°F para prevenir que el agua que sale por el tope condensen y vuelvan al rehervidor a través del empaque llenando el rehervidor con exceso de líquido.

Del glicol de entrada al absorbedor: la temperatura del glicol pobre que entra al absorbedor debe mantenerse a un mínimo de 10 a 15 °F por encima de la temperatura del gas de alimentación para evitar la condensación de los hidrocarburos y los arrastres de condensados. Las pérdidas altas de glicol se producen cuando la temperatura del glicol pobre es demasiado alta.

➤ **Caudal.**

Del gas de alimentación: el incremento del caudal de alimentación, implica un aumento proporcional de galonaje de glicol en el sistema para remover todo el contenido de agua posible en el gas, a su vez la energía que alimenta el rehervidor también tiene que aumentar para poder retirar el agua del glicol.

➤ **Composición.**

Los cambios de la composición de la carga que más pueden afectar el funcionamiento de la planta son:

Cambio en el contenido de agua del gas: el incremento en el contenido de agua en el gas obliga a aumentar, proporcionalmente, el galonaje y la carga energética del rehervidor. No hacer los ajustes correspondientes, implica que el gas saldrá de las especificaciones.

Incremento del GPM en el gas de alimentación: cuando el gas de alimentación tiene un porcentaje muy alto de componentes pesados aumenta la tendencia a producir condensación de los hidrocarburos lo cual a su vez facilita la formación de espumas. Como consecuencia el gas se sale de especificaciones.

2.10 SIMULADORES DE PROCESOS

Los paquetes de simulación son instrumentos de cálculo básico para la realización de diversas aplicaciones en el campo de la ingeniería. Estos permiten realizar una evaluación rápida y confiable de diversos procesos, proporcionando información útil para el diseño conceptual, así como para el estimado de costos de equipos y servicios. También, con el uso de simuladores es posible analizar y/o optimizar la secuencia operacional de los elementos que componen el proceso (diagramas de flujo), localizar restricciones (cuellos de botella) y predecir el comportamiento de plantas existentes que pueden ser sometidas a diversas condiciones de operación, a fin de predecir la respuesta del proceso a estas modificaciones, proporcionando suficiente información para planificar una mejor operación.

2.10.1 Partes especiales de un simulador de procesos

Las partes de un simulador de procesos son sus modelos matemáticos, conjunto de ecuaciones que relacionan entre sí las variables de proceso, tales como: presión, temperatura, composición, flujo, carga térmica, etc. Los modelos matemáticos fundamentales de un simulador de proceso son las ecuaciones de estado, entre las más usadas en la industria del gas natural se encuentran: Soave- Redlich- Kwong (SRK), Peng-Robinson (PR) y Benedict-Webb-Rukin-Starling (BWRs). Otros datos físico-químicos importantes utilizados en estos paquetes son las correlaciones sobre solubilidades de impurezas del gas con los agentes absorbentes.

2.10.1.1 Selección del sistema termodinámico

En la figura 2.7 se muestra una guía para la selección del método termodinámico para sistemas de hidrocarburos [10]. Según las características del gas de entrada a la planta y debido a la ausencia de hidrógeno en la corriente de alimentación y presencia de C5 y más pesados, las ecuaciones que se pueden emplear son: Peng-Robinson (PR), Soave Redlich Kwong (SRK), Benedict Webb Rubein Starling Twu (BRWST) y Lee Kesler Plocker (LKP).

En la tabla 2.7 se muestra un rango de operación de las ecuaciones y se observa que PR y SRK, presentan el mismo rango de operación

Tabla 2.7. Rango de operación de los modelos matemáticos

<i>Método</i>	<i>Rango de temperatura (°F)</i>	<i>de</i>	<i>Rango de presión (psia)</i>
<i>PR/SRK</i>	-460 a 1200		0 a 5000
<i>LPK</i>	-460 a 600		0 a 2000
<i>GS</i>	0 a 800		0 a 3000
<i>BWRST</i>	-460 a 200		0 a 2000
<i>BK10</i>	100 a 200		0 a 100

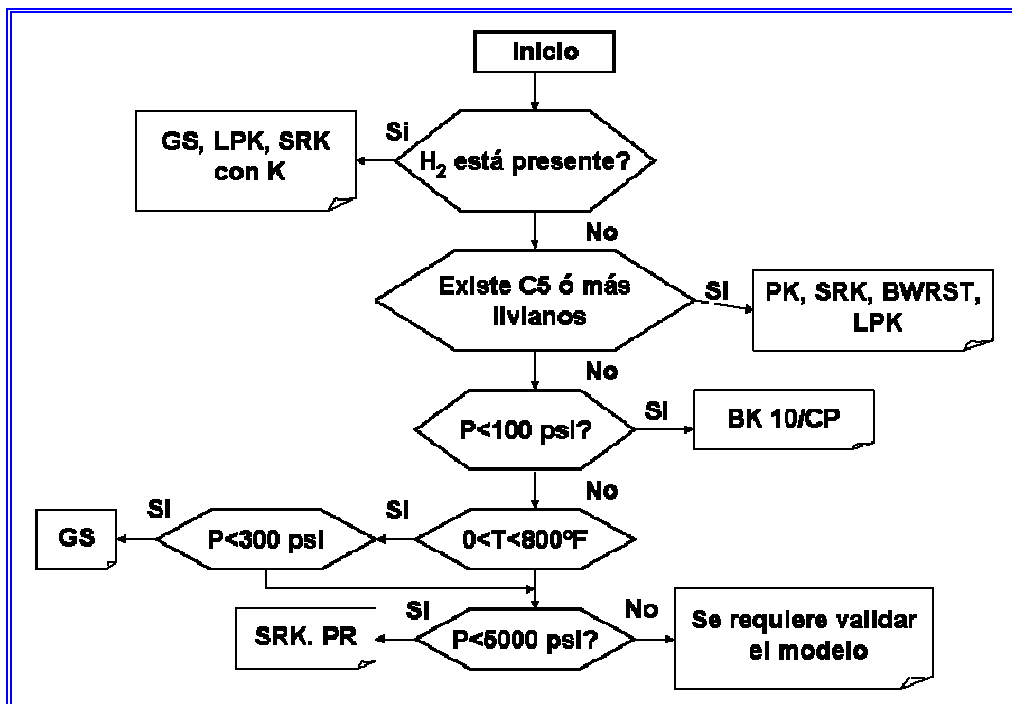


Figura 2.7. Guía para la selección de métodos termodinámicos para sistemas de hidrocarburos.

2.10.2 Aplicaciones generales de los simuladores de procesos

Entre las múltiples aplicaciones que tienen los simuladores de proceso, las más relevantes son [8]:

➤ **Diseño de procesos:**

La simulación de procesos puede utilizarse para el diseño de nuevos procesos, establecer las condiciones de operación en la cual trabajará un determinado equipo para la identificación del mejor diagrama de flujo de proceso, para estudiar el efecto de nuevas alimentaciones al proceso. etc.

➤ **Readaptación (Revamping):**

La simulación de procesos ayuda a examinar el comportamiento de equipos existentes que estarían sometidos a condiciones de operación distintas, a las cuales fueron diseñados. También, permite encontrar usos nuevos para los equipos a modificar y evaluar opciones para la optimización de un proceso existente.

➤ **Operación:**

La simulación de procesos permite predecir el comportamiento de plantas en operaciones, cuando se produce cambios en variables del proceso, como por ejemplo: nuevas alimentaciones, cambios en especificaciones en los productos y/o en las condiciones de operación. Permite optimizar la utilización de la energía y detectar restricciones en el proceso (cuellos de botella) que pueden afectar su eficiencia.

2.10.3 Metodología para la simulación de procesos

Existen ciertas consideraciones que se deben de seguir para simular procesos, a continuación se explicara de manera general esta metodología [8]:

➤ **Recopilación de datos:**

Se debe recopilar toda la información necesaria sobre el proceso, como características de las corrientes de alimentación y productos; y de los equipos de la planta que se desea simular. Algunas veces se hace necesario planificar un muestreo de las corrientes de proceso y recopilar los registros diarios de los datos operacionales. Esto se hace con el objeto de obtener resultados que se ajusten lo mejor posible a lo que realmente sucede en la planta.

➤ **Diagrama de flujo de proceso:**

Se debe preparar y obtener el diagrama de flujo del proceso a simular, el cual debe contener todos los datos y corrientes que lo integran, así como la numeración de estas para reflejar la interrelación entre los equipos mayores del proceso. En caso de una evaluación, se debe cotejar este diagrama de flujo con la configuración actual de la planta y hacer los ajustes necesarios para que en la simulación se represente exactamente el estado actual de la misma.

➤ **Estrategia de simulación:**

Se definen los métodos para el cálculo de las propiedades termodinámicas y físicas. También se establece la secuencia a seguir por la simulación, con el fin de hacerla lo más sencilla posible y de resolver en forma adecuada los ciclos de la materia y la energía

➤ **Análisis de los resultados:**

Se analizan los resultados generados por la simulación, a fin de verificar su confiabilidad y de cotejar el esquema de simulación que se ha elegido para representar el proceso de la planta. A nivel de procesos existen varios simuladores en el mercado, tales como HYSYM, PRO II, PROVISION, 1-HYSYS, entre otros.

2.11 SIMULADOR PRO II.

El ProII/Provision es uno de los programas de simulación de procesos en estado estacionario más completos que existe en el mercado (figura 2.8). Este se encarga de predecir el comportamiento de los diferentes equipos y propiedades de las corrientes luego de establecerse el estado estable en el sistema [11].

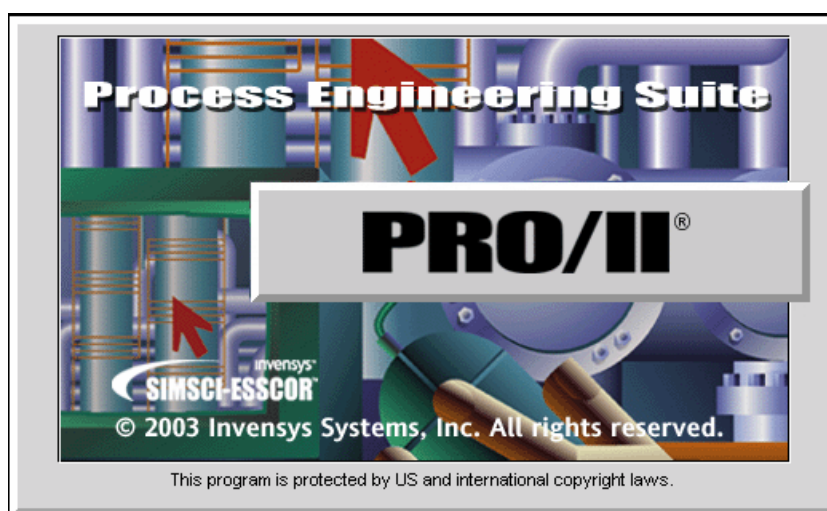


Figura 2.8. Ventana de entrada al software de simulación PRO/II

Este programa soporta dos interfaces básicas; la primera se caracteriza por la definición de las instrucciones a la computadora por medio de un lenguaje de programación específico. La otra interfase, que se usará para este trabajo, es completamente gráfica (bajo ambiente Windows), en la cual la definición del proceso se realiza por medio de diversos menús. Básicamente la interfase gráfica realiza una traducción de un dibujo al programa para realizar la simulación.

Dentro de los diversos procesos que PROII/Provision, que está en capacidad de simular, se encuentran la compresión de gas natural, endulzamiento y deshidratación de gas natural.

Los métodos de cálculo de ProII/Provision están basados en modelos matemáticos y ecuaciones de estado clásicas que describen los procesos químicos mediante el cálculo de temperaturas, presiones, composición y propiedades termodinámicas tales como entropías y entalpías. Para esto el programa analiza cada equipo por separado, estudiando las corrientes de entrada y salidas, resolviendo balances de masa y energía mediante la resolución de sistemas de ecuaciones.

2.11.1 Estructura interna del Software:

Los datos de entrada del programa se realizan por medio de una barra de opciones de parámetros.

➤ Ingreso de datos al simulador

En la barra de entrada (Input), categoría de selección de componente figura 2.9, se escogen los componentes que forman el sistema de deshidratación. En la misma barra se selecciona el método termodinámico a emplear de acuerdo a las condiciones de la alimentación y del proceso siguiendo las premisas de selección detalladas anteriormente (figura 2.10).

Los componentes seleccionados fueron los siguientes: agua, dióxido de carbono, nitrógeno, metano, etano, propano, isobutano, butano, isopentano, pentano, hexano, heptano, nonano, decano, y trietilénglicol.

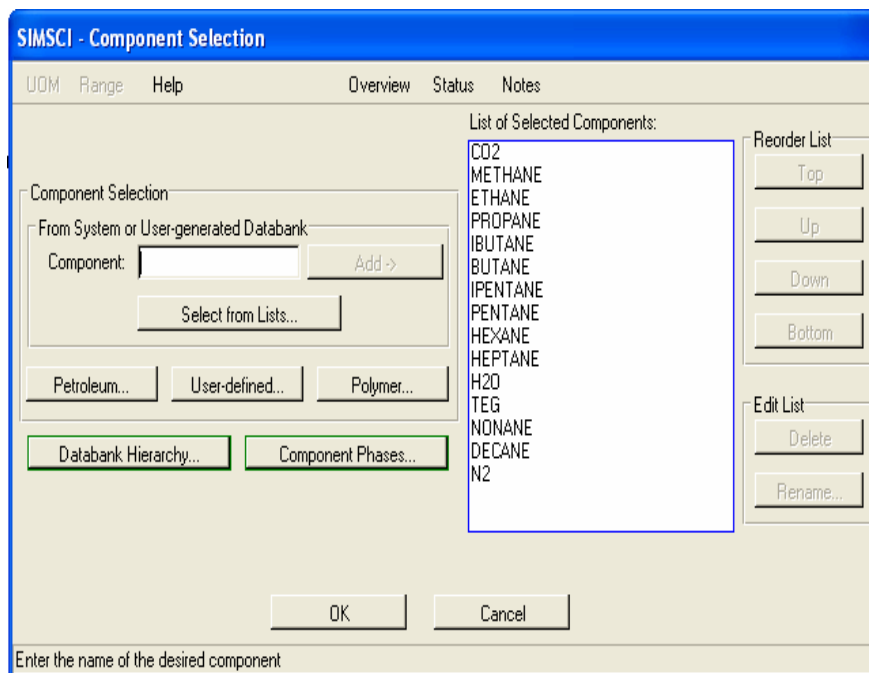


Figura 2.9. Selección de los componentes que forman parte de la corriente de gas a deshidratar.

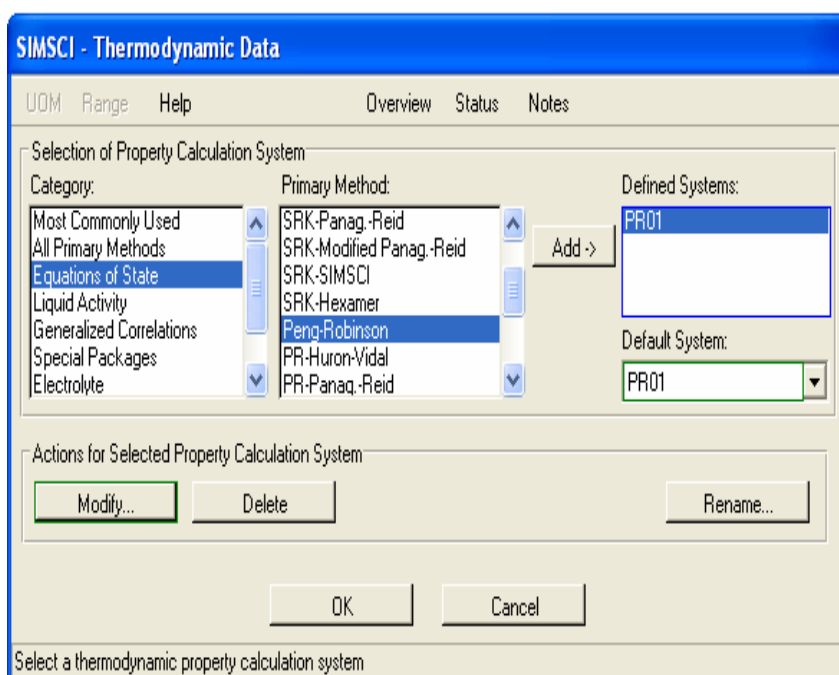


Figura 2.10. Selección de la ecuación termodinámica a emplear en la simulación.

➤ Selección de los equipos y accesorios involucrados en el proceso

El programa cuenta con una barra donde se seleccionan, todos los accesorios como: torres de platos, mezcladores, divisores, intercambiadores de calor, válvulas, compresores, bombas, entre otros (figura 2.11).

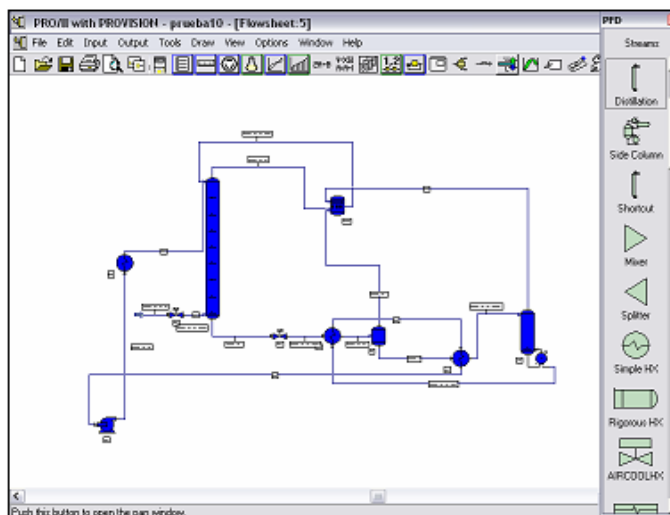


Figura 2.11. Esquema de visualización de la barra de herramientas

Una vez seleccionado todos los equipos e introducidos los datos que forman parte del sistema a estudiar, se corre el programa y se selecciona en la barra de salida (Output) la categoría Generate report, para generar el reporte. Seguidamente se obtienen los resultados generados por el simulador para su posterior análisis e interpretación.

2.12 EVALUACIÓN ECONÓMICA

La evaluación económica representa uno de los pilares fundamentales en la toma de decisiones de un proyecto, ya que de ella depende la escogencia de una determinada opción. Al realizar una evaluación económica es importante conocer una buena aproximación de la inversión inicial, costos y gastos requeridos para llevar a cabo el proyecto. Todo esto se analiza en los diferentes tipos de estimados de costos.

2.12.1 Estimaciones de costos

Los cálculos del costo de capital se pueden necesitar por muchas razones, entre ellas: poder efectuar estudios de viabilidad, permitir a una empresa fabricante elegir entre

inversiones alternativas, ayudar en la selección de diseños, proporcionar información para planificar asignación de capital y permitir una contratista cotizar un nuevo proyecto. Por ello, es esencial obtener la máxima exactitud en los cálculos con mínimo consumo de tiempo y dinero.

Las estimaciones que resultan menores que los costos reales del proyecto son el resultado de omisiones considerables de equipos, servicios e instalaciones auxiliares, y no de errores de los métodos para determinar precios o hacer los cálculos.

El primer paso para obtener un cálculo exacto es emplear un código estándar de costos para los proyectos de construcción. El sistema de código de costos se puede utilizar en todas las etapas de cálculo y construcción, para el acopio de datos de costos en forma manual o con ordenador. Hay muchos tipos de cálculos y costos de capital fijo pero la **American Association of Cost Engineers** definió cinco tipos como sigue: [7]

➤ **Cálculo de orden de magnitud** (estimación de ratio):

Método empírico basado en datos de costos para tipos anteriores de plantas similares; el error probable es del 10 al 50 por 100

➤ **Cálculo para estudio** (cálculo por factores)

Es preferible que el orden de magnitud; requiere conocer los componentes principales del equipo y se utiliza para estudios de viabilidad; el error probable es hasta del 30 por 100.

➤ **Cálculo preliminar** (estimación del presupuesto autorizado)

Requiere información más detallada que el cálculo para estudio; el error probable es hasta 20 por 100.

➤ **Cálculo definitivo** (cálculo para control del proyecto)

Basado en una cantidad considerable de datos antes de la preparación de planos y especificaciones finales; el error probable es de alrededor del 10 por 100.

➤ **Cálculo detallado** (cálculo en firme o estimación del contratista)

Requiere planos, especificaciones y estudios topográficos completos del sitio; el error probable es del orden del 5 por 100. Se puede lograr mayor exactitud en los cálculos, dentro de ciertos límites, si se invierten más tiempo y dinero. Cuanto mayor sea la

exactitud requerida, se necesitarán más tiempo y esfuerzo para obtener los datos de diseño y de costos antes de llevar a cabo la estimación.

2.12.2 Costos a considerar para la construcción completa de una planta:

Dentro de los costos que hay que considerar para la construcción de una planta se encuentran: [7]

➤ Equipos:

Incluye todas las máquinas, artefactos o sistemas prefabricados como tanques, intercambiadores de calor, bombas, motores, tableros de control y calderas. El costo de los equipos constituye la base de la mayoría de los métodos de estimación de los costos de capital fijo. Los precios que indican los fabricantes o suministradores de equipos son los más seguros o fiables. La mayoría de las compañías basan sus costos precios ofertados por los fabricantes, precios de compras pasadas que se actualizan empleando índices apropiados y métodos exponenciales de ajustes de precios para cambio de capacidad.

➤ Accesorios:

Incluye material como tubería, válvulas, accesorios para tubos, alambres y cables, tubo especial y aislamiento.

➤ Gastos de construcción:

Incluye el costo del equipo de construcción, herramientas, cobertizos, vías férreas, materiales para caminos, máquinas soldadoras, andamios y madera que se emplean para la construcción pero no son parte permanente de la planta.

➤ Ingeniería:

Principalmente mano de obra y un pequeño componente de costo de equipo y materiales como instrumentos, papel y material para dibujo y costo de fotocopias.

En total, la mano de obra asciende al 34 por 100 y el material al 66 por 100 del costo total instalado.

CAPÍTULO III

DESARROLLO DEL PROYECTO

Con la finalidad de alcanzar los objetivos propuestos, se establecieron una serie de etapas, las cuales se describen a continuación

3.1 RECOLECCIÓN DE INFORMACIÓN

En esta etapa se realizó la búsqueda de recursos bibliográficos, tesis de grado, textos, artículos publicados en internet, normas, diagramas, etc., referente a los principales procesos y equipos que conforman un tren de deshidratación utilizando como solvente TEG. Además, se obtuvo información acerca de las especificaciones de equipos que conforman el mencionado tren, composición de flujos, variables de diseño, entre otros parámetros.

3.2 DATOS DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN A UTILIZAR EN LA SIMULACIÓN

3.2.1 Condiciones de alimentación al proceso

En el anexo B se muestran las especificaciones de los equipos involucrados en el tren de deshidratación a estudiar. En las tablas 3.1 y 3.2, se presentan las condiciones de entrada del gas natural al proceso y la composición del mismo en la alimentación.

Tabla 3.1. Condiciones del gas en la corriente de alimentación a la planta

<i>Condiciones</i>	<i>Valores</i>
<i>Temperatura (°F)</i>	105,0789
<i>Presión (psig)</i>	950,0001
<i>Flujo MMPCND</i>	79,9868
<i>Peso Molecular</i>	20,4217
<i>Viscosidad cp</i>	0,0112
<i>Densidad (Lb/pie³)</i>	3,7710

Tabla 3.2. Composición molar de los componentes que forman parte del gas en la alimentación del proceso.

<i>Componentes</i>	<i>Fracción molar</i>
<i>H2O</i>	0.0015
<i>CO2</i>	0,0233
<i>H2S</i>	0,0000
<i>N2</i>	0,0028
<i>C1</i>	0,8331

Continuación de la tabla 3.2. Composición de los componentes que forman parte del gas en la alimentación del proceso.

<i>C2</i>	0,0683
<i>C3</i>	0,0362
<i>i-C4</i>	0,0067
<i>n-C4</i>	0,0168
<i>i-C5</i>	0,0038
<i>n-C5</i>	0,0033
<i>C6</i>	0,0025
<i>C7</i>	0,0014
<i>C9</i>	0,0002
<i>C10</i>	0,0001

3.2.2 Contenido de agua en el gas a condiciones de diseño y operación.

Existen varias maneras de conocer el contenido de agua en el gas natural, una de ellas es a partir de los datos de entrada, como se describe a continuación:

- Contenido de agua en la corriente de gas a tratar:

$$\text{Lbmol H}_2\text{O} = 79.9868 \text{ MMPCND} * \frac{1 \text{ Lbmol}}{379,495 \text{ PCN}} * 0.0015 \frac{\text{Lbmol H}_2\text{O}}{\text{Lbmol}} * \frac{1 \text{ D}}{24 \text{ H}} = 13.1765 \frac{\text{Lbmol H}_2\text{O}}{\text{H}}$$

- Cantidad de agua por MMPCND

$$\frac{13,1765 \text{ LbmolH}_2\text{O}}{H} * \frac{18,015 \text{ LbH}_2\text{O}}{\text{LbmolH}_2\text{O}} * \frac{24H}{1D} * \frac{1D}{79,9868 \text{ MMPCN}} = 71,22 \frac{\text{LbH}_2\text{O}}{\text{MMPCN}}$$

A través de la gráfica de Mc Ketta Webe, figura A1 del apéndice, a una presión de 950 psig, se determina la temperatura de rocío (Tr) del gas deshidratado con 7 Lb.H₂O/MMPCN

El procedimiento anterior se repite para el cálculo del contenido de agua en el gas a condiciones de diseño, a 110 °F y 820 psig, resultando un valor de 90 Lb.H₂O/MMPCN deshidratando hasta 5 Lb.H₂O/MMPCN.

El descenso del punto de rocío se determina restando la temperatura de rocío de la mezcla, y la temperatura de rocío del gas deshidratado, en la tabla 3.3 se muestran los valores.

Tabla 3.3. Descenso del punto de rocío (Tr) a condiciones de diseño y operación

<i>Condiciones</i>	<i>Tr del gas a deshidratar (°F)</i>	<i>Tr del gas a deshidratado (°F)</i>	<i>Descenso del punto Tr (°F)</i>
<i>Diseño</i>	110	29	81
<i>Operación</i>	105	32	73

3.2.3 Contenido inicial de Glicol y cantidad de agua removida en el sistema

El flujo de glicol en un sistema de deshidratación viene dado por la ecuación 2.1.

$$Q_{\text{TEG}} = (R)(dW)$$

El TEG que entra inicialmente a la planta, a condiciones de operación, se calcula en función de la depresión del punto de rocío y la temperatura de contacto en el tope del absorbedor. A través de la figura A.2 se lee la concentración de TEG igual a 98.73 % p/p. A partir de esta concentración y el descenso del punto de rocío, para 8 platos reales de la

figura A.3 del apéndice A, se obtiene la tasa de circulación de TEG de aproximadamente 2,43 galones de TEG/ lb de agua removida. La tasa de circulación del glicol a condiciones de diseño se especifica en el apéndice B de la tabla B1, siendo 10 GPM su valor.

Para determinar la cantidad de agua removida se hace uso de la ecuación 2.2.

$$dW = W_1 - W_2$$

El contenido de agua en el gas deshidratado, de acuerdo a las especificaciones, es de 7 Lbs de agua/MMPCN de gas. Sustituyendo los valores en la ecuación anterior se tiene:

$$dW = 71.22 \frac{LbH_2O}{MMPCN} - 7 \frac{LbH_2O}{MMPCN} = 64.22 \frac{LbH_2O}{MMPCN}$$

En vista de que se tienen dos torres contactoras en el sistema, se asume que ambas procesan la misma cantidad de gas en la alimentación, por lo que el flujo de glicol en galones por hora (gph de TEG) requerido para deshidratar 39.9934 MMPCN/D es de:

$$gph = 2,43 \frac{galTEG}{LbH_2Oremovida} * 64,22 \frac{LbH_2Oremovida}{MMPCN} * 39,9934 \frac{MMPCN}{D} * 1 \frac{D}{24H} = 260,05 gph$$

$$gphTEG = 260,05$$

De acuerdo al cálculo realizado se requiere de 260,05 gph de TEG para lograr remover el agua presente en el gas hasta la especificación, cuando se procesan 39,9934 MMPCN/D; por lo tanto, la cantidad total de glicol a procesar en el sistema es de 520,10 gph de TEG.

La concentración peso del TEG se ajustará con el valor calculado por el simulador, dicho cambio afecta la tasa de circulación de TEG, manteniendo con estos nuevos valores el descenso del punto de rocío que fue el parámetro empleado para iniciar los cálculos de concentración en peso de TEG y su tasa de circulación.

En la tabla 3.4, se muestra los valores obtenidos en cuanto al contenido inicial de glicol y la cantidad de agua removida, en el sistema a condiciones de diseño y operación

Tabla 3.4. Agua removida y glicol utilizado inicialmente en todo el sistema.

<i>Condiciones</i>	<i>H₂O</i> <i>Entrada</i> <i>(Lb/MMPCN)</i>	<i>H₂O</i> <i>Salida</i> <i>(Lb/MMPCN)</i>	<i>H₂O</i> <i>Removida</i> <i>(Lb/MMPCN)</i>	<i>Glicol</i> <i>inicial</i> <i>(GPH)</i>
<i>Diseño</i>	90	5	85	600
<i>Operación</i>	71,22	7	64,22	520,10

3.3 ELABORACIÓN DEL MODELO DE SIMULACIÓN EN PRO II.

El diseño del sistema de deshidratación se realiza a través del simulador PRO II versión 6.0, donde se cargan todos los componentes involucrados en el proceso. Este paquete de simulación posee diferentes métodos termodinámicos para calcular las propiedades de los hidrocarburos entre los que se mencionan: Peng Robinson (PR), Soave Redlich Kwong (SRK), Benedict Webb Rubein Starling Twu (BRWST), Lee Kesler Plocker (LKP), entre otros. En la tabla 2.7 se compara el rango de presión y temperatura donde pueden ser aplicados los modelos mencionados anteriormente observándose que tanto PR como SRK presentan un amplio rango de aplicación pudiéndose emplear cualquiera de los dos en la simulación del proceso de deshidratación. En este caso, el método termodinámico utilizado para la simulación fué Peng Robinson (PR) debido a que tiene una buena predicción de las propiedades físicas y termodinámicas de los hidrocarburos en un amplio rango de presión y temperatura, tanto en la fase líquida como gaseosa.

En la figura 3.1 se muestra las unidades seleccionadas para realizar la simulación, en el software Pro II, del tren de deshidratación a utilizar en el centro operacional UDO-1. En la tabla 3.5, se indican los criterios aplicados en cada uno de los equipos involucrados

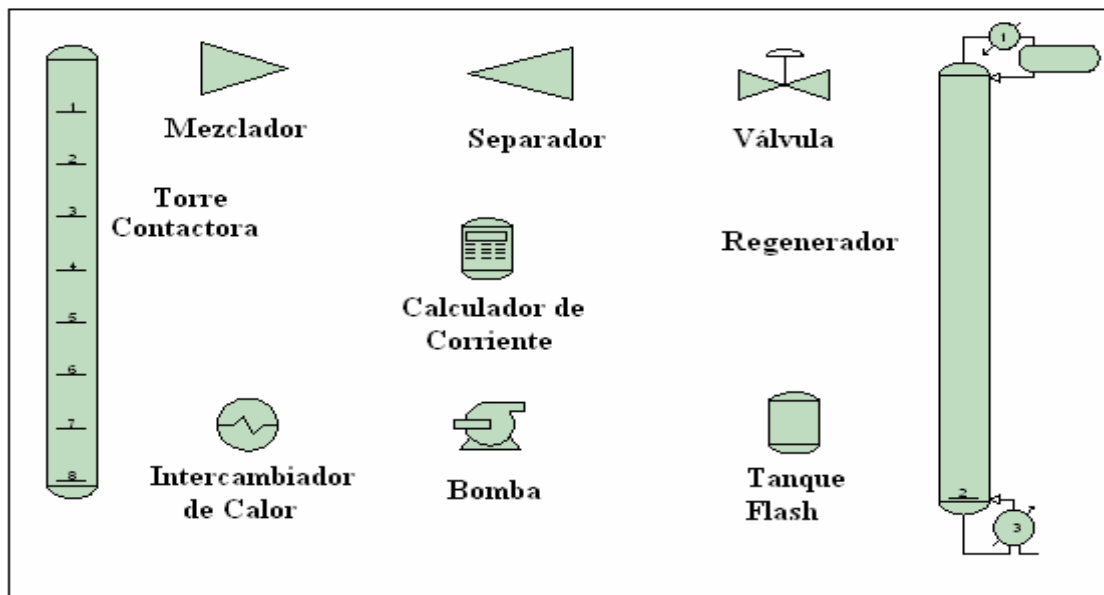


Figura 3.1. Equipos y accesorios empleados para realizar la simulación con PRO II del tren de deshidratación.

Tabla 3.5. Criterios utilizados en los equipos involucrados en la simulación.

<i>OPERACIÓN</i>	<i>CRITERIOS DE SIMULACIÓN</i>
<i>Válvula</i>	Se utilizó una válvula, identificada como V1 para disminuir la presión del glicol rico que entra al sistema de regeneración, el cual trabaja a presión atmosférica, siendo la presión de salida del glicol igual a 16 psig
<i>Mezclador</i>	El sistema cuenta con un total de tres (3) mezcladores. El mezclador MGFR se utiliza para unir la corriente de glicol fresco y glicol regenerado para su posterior distribución hacia las torres contactoras. El Mezclador MGAS, se utiliza para unir las corrientes que salen por el tope de la torres contactoras y así obtener el total de gas deshidratado. El tercer mezclador MGR, se utilizó para unir las corrientes de glicol rico que salen por el fondo de las torres contactoras e ingresar la corriente al sistema de regeneración.
<i>Separador</i>	Se utilizaron un total de dos (2) separadores en la simulación. El primero, identificado como SP1, fue utilizado para separar la corriente de gas que ingresa al sistema (79.9868

	<p>MMPCND) en dos corrientes de igual cantidad, 39,9934 MMPCND, que ingresaran a cada una de las torres contactoras. El separador SP2, se utilizó para dividir la corriente del TEG regenerado y TEG fresco a ser enviado a las torres contactoras, inicialmente a una razón de 535 gph de TEG, de acuerdo a los cálculos realizados. En la simulación, tanto el mezclador como el separador hacen la función de cabezal</p>
<i>Torre de Absorción</i>	<p>En total se utilizaron dos torres para deshidratar 79,9868 MMPCND de gas, procesando cada una 39,9934 MMPCND. La concentración del glicol fresco ingresado al sistema fue de 100 % p/p. El glicol regenerado que entra a las contactoras, tiene inicialmente una concentración de 98,9 % P/P.</p>
<i>Calculador de Corriente</i>	<p>A este dispositivo llegan todas las corrientes de salida de la planta. Este se programa para calcular la cantidad de TEG, junto con el gas deshidratado, gas que sale por el tope del separador flash y el tope del regenerador. El glicol resultante es enviado al mezclador (M1) en el que converge junto con el glicol regenerado. La ventaja de tener este dispositivo es que permite que el simulador calcule las pérdidas en el glicol en el proceso y las reponga automáticamente.</p>
<i>Regenerador</i>	<p>Se utilizó como regenerador una torre de destilación de tres platos. Lo cual representan un condensador parcial, un rehervidor parcial y el empaque, además de un intercambiador de calor cuyas características se especifican en el anexo B. El condensador parcial se utilizó en sustitución del serpentín, cuya función es condensar parcialmente el vapor que llega al tope de la torre regeneradora, condensando a los más pesados como el TEG, evitando así pérdidas excesivas de glicol. El calor removido por el condensador es empleado por el intercambiador serpentín con una transferencia de calor igual a $0.34440 \cdot 10^6$ BTU/H</p>

Continuación de tabla 3.5. Criterios utilizados en los equipos involucrados en la simulación

<i>OPERACIÓN</i>	<i>CRITERIOS DE SIMULACIÓN</i>
------------------	--------------------------------

<i>Intercambiador de Calor</i>	Se utilizaron cinco (5) intercambiadores de calor. El primero para simular el serpentín de tope del regenerador. Los intercambiadores glicol pobre / glicol rico (HX2 y HX3) se simularon con una caída de presión de 5 psig por la coraza y 0.1 psig por los tubos.
<i>Intercambiador de Calor</i>	El intercambiador HX4 y HX5 se utilizaron para enfriar la corriente de glicol hasta 10 °F por encima de la temperatura de entrada del gas para evitar la condensación de los hidrocarburos pesados.[5]
Tanque Flash	El tanque flash se utilizó para separar los hidrocarburos livianos que absorbe el TEG en la torre contactora, su función en la simulación es disminuir la cantidad de hidrocarburos en la corriente de glicol rico.

El diagrama del proceso simulado a condiciones de operación se muestra en el apéndice 3, donde también se reportan los resultados obtenidos por el programa

3.4 VALIDACIÓN DE LA SIMULACIÓN

La validación de la simulación se realizó dimensionando un sistema de deshidratación para procesar una corriente de gas de 39,9934 MMPCND a una presión de 950 psig y temperatura igual a 105 °F, para luego comparar con las dimensiones del diseño existente, y asegurar que el tren que se pretende utilizar, es capaz de procesar la corriente de gas natural hasta especificaciones de comercialización. Para ello, se calculó los siguientes parámetros para el diseño.

- Concentración de Glicol y flujo requerido
- Número de etapas reales
- Diámetro de la torre de absorción
- Longitud del pirotubo en el sistema de regeneración

A partir de las tablas 3.1 y 3.2 se empiezan a realizar los cálculos siguiendo la metodología propuesta por las normas API 12GDU [12], y lo sugerido por el manual de Marcías Martínez [5].

3.4.1 Flujo de glicol requerido:

La concentración inicial de glicol se calculó en la sección 3.2.3 resultando 98,73 % P/P, la concentración de glicol obtenida en la simulación del sistema de regeneración fue de 98,9 % P/P (anexo 3). A través de las graficas A2 y A3 del anexo A, con la concentración del glicol y el número de platos reales se obtuvo un valor de 2,03 gal/lb. de H₂O removida por lo que el flujo de glicol en cada torre contactora es de 217,24 galTEG/h.

3.4.2 Diámetro requerido por la torre de absorción a condiciones de operación

El diámetro de la torre de absorción se calculo a partir de la metodología propuesta por la norma API 12GDU

En primer lugar se cálculo el área representativa (AR) del contactor, a partir de la ecuación 3.1

$$AR = \frac{G_S}{G_A} \quad \text{Ec. 3.1}$$

Donde:

AR= área representativa del contactor (pie²)

G_s= Tasa de flujo de gas (MMPCN/D)

G_A= Caudal permisible de gas (MMPCN/Dpie²)

El caudal permisible del gas se calcula a partir de la tabla A1, del apéndice A, para una gravedad específica del gas de 0,705 a condiciones de presión y temperatura de entrada del gas. El caudal permisible del gas se obtuvo interpolando los valores mostrados en la tabla de la siguiente manera:

Tabla 3.6. Caudales permisibles utilizados para la interpolación a presión de operación

<i>Temperatura (°F)</i>	<i>Presión (900 psig)</i>	<i>Presión (950 psig)</i>	<i>Presión (1000 psig)</i>
100	3,99		4,22
105,0789	X₁	X₃	X₂
110	3,93		4,15

$$\frac{105,0789 - 100}{110 - 100} = \frac{X_1 - 3,99}{3,93 - 3,99}$$

$$X_1 = 3,95$$

$$\frac{105,0789 - 100}{110 - 100} = \frac{X_2 - 4,22}{4,15 - 4,22}$$

$$X_2 = 4,1$$

$$\frac{950 - 900}{1000 - 900} = \frac{X_3 - 3,95}{4,1 - 3,95}$$

$$X_3 = 4,03$$

El máximo flujo de gas permisible en el contactor es de 4,03 MMPCN/D*pies², ingresando este valor en la ecuación 3.1, se obtiene el área representativa del contactor:

$$AR = \frac{39,9934 \text{ MMPCND}}{4,03 \text{ MMPCND} / \text{pie}^2} = 9,92 \text{ pie}^2$$

Con el valor del área requerida, se calcula el diámetro requerido en la torre de absorción a través de la tabla A2, del apéndice A.

Como se podrá observar a la presión de 950, se debe realizar una interpolación para determinar el diámetro, los valores principales se muestran en la tabla 3.6.

Tabla 3.7. Diámetro y área requerida de la torre contactora a presión de operación.

<i>Diámetro (pulg.)</i>	<i>Presión 720 psig.</i>	<i>Presión 950 psig.</i>	<i>Presión 1000 psig.</i>
42	8,84	X1	8,56
<i>D</i>		9,92	
48	11,54	X2	11,17

Los valores resultantes de la interpolación de muestran a continuación:

$$X1=8,61$$

$$X2=11,23$$

$$\frac{D - 42}{48 - 42} = \frac{9,92 - 8,61}{11,23 - 8,61}$$

$$D = 45,00 \text{ pulg.} * \frac{1 \text{ pie}}{12 \text{ pulg.}} = 3,75 \text{ pie}$$

De acuerdo al cálculo realizado las torres disponibles deben tener un diámetro mínimo de 3,75 pie

3.4.3 Diámetro requerido a condiciones de diseño

Para el cálculo del diámetro requerido a condiciones de diseño, se sigue la metodología antes expuesta. Las Condiciones de diseño de la torre se muestran en el anexo

B. Por lo que el caudal permisible de gas (G_A) es de: $3,968 \text{ MMPCN}/D_{\text{pie}}^2$

El área representativa del contactor es de:

$$AR = \frac{40 \text{ MMPCND}}{3,968 \text{ MMPCN} / D_{\text{pie}}^2} = 10,08 \text{ pie}^2$$

Con el valor del área requerida, se calcula el diámetro requerido en la torre de absorción el cual resulto ser igual a 49,29 pulg. Por lo tanto, según el procedimiento aplicado por la API el diámetro requerido para procesar los 40 MMPCND es de 4,11 pie

En la tabla 3.8 se muestran los diámetros requeridos según el procedimiento API para procesar el gas a las condiciones mencionadas.

Tabla 3.8. Diámetros requeridos para caudales de diseño y operación

<i>Condición</i>	<i>Caudal de gas (MMPCND)</i>	<i>Área (pie²)</i>	<i>Diámetro (pie)</i>
<i>Diseño</i>	40	10,08	4,11
<i>Operación</i>	39,9934	9,92	3,75

3.4.4 Cálculo del área requerida por los intercambiadores de calor glicol/glicol frío y caliente

El área de los intercambiadores de calor glicol/glicol fue calculada mediante el simulador, para esto se fijó la temperatura del glicol rico a la salida del intercambiador de glicol/glicol caliente en 240 °F, la cual es la temperatura de entrada a la torre de regeneración recomendada por el proveedor de los equipos.

Se estableció un aumento de temperatura del glicol rico igual en ambos intercambiadores y se utilizó el coeficiente de transferencia global de calor reportada por el proveedor de los equipos. Los resultados se muestran en la tabla 3.9.

Tabla 3.9. Área disponible y requerida para precalentar el glicol rico.

<i>Condición</i>	<i>Área del intercambiador glicol/glicol frío (ft²)</i>	<i>del intercambiador glicol/glicol caliente (ft²)</i>
<i>Disponible</i>	407	407
<i>Requerida</i>	45.5	42.4

3.4.5 Cálculo de la longitud del pirotubo de la caja de fuego a condiciones de operación.

Para determinar las dimensiones de la caja de fuego requeridos por el sistema de regeneración, se debe calcular la carga térmica en el mismo, para ello se sigue la metodología recomendada por el manual de Marcias J. Martínez.

3.4.5.1 Cálculo de la carga térmica en el rehervidor

$$\Delta Q = \Delta Q_S + \Delta Q_w + \Delta Q_R + \Delta Q_{TEG} \quad \text{Ec. 3.2}$$

Donde:

ΔQ : carga térmica del rehervidor, Btu/hr

ΔQ_S : Calor necesario para calentar la solución de entrada al regenerador, Btu/hr

ΔQ_w : Calor necesario para vaporizar el agua removida del gas, Btu/hr

ΔQ_R : Calor necesario para vaporizar el agua de reflujo, Btu/hr

ΔQ_{TEG} : Calor necesario para la fracción de TEG que se vaporiza, Btu/hr

➤ Calor necesario para calentar la solución de entrada al regenerador (ΔQ_S)

El calor necesario para calentar la solución de entrada al regenerador, se determina mediante la ecuación 3.3.

$$\Delta Q_S = m_S C_p_{TEG} (T_f - T_t) \quad \text{Ec. 3.3}$$

Donde:

m_s : Flujo másico de la solución de entrada al regenerador, Lb./hr

$C_{p_{TEG}}$: Capacidad calórico TEG a temperatura promedio, 0,6785Btu/(lb -°F)

T_f : Temperatura fondo del regenerador de TEG, °F

T_t : Temperatura entrada del regenerador de TEG, °F

De los datos del proveedor se tiene que la temperatura de entrada al regenerador (T_t) es de 328,4 °F, la temperatura en el fondo no excede los 400 °F, ya que temperaturas superiores a esta causa descomposición del glicol.

$$T_{promedio} = \frac{T_t + T_f}{2} = \frac{(328,4 + 400)^\circ F}{2} = 364,2^\circ F$$

Del simulador se obtiene la capacidad calórica del TEG al 98,8 % P/P a temperatura de 328,4 °F, siendo esta igual a 0,6649 BTU/Lb. °F.(ver Anexo 3)

El flujo másico de la solución que entra al generador es de:

$$21,9943 \frac{Lbmol}{H} * 97,8745 \frac{Lb.}{Lb.mol} = 2152,68 \frac{Lb.}{H}$$

Sustituyendo todos los valores en la ecuación 3.3, se tiene:

$$\Delta Q_s = 2152,68 \frac{Lb.}{H} * 0,6785 \frac{Btu}{Lb^\circ F} * (400 - 328,4)^\circ F = 104578,49 \frac{Btu}{H}$$

➤ Calor necesario para vaporizar el agua removida del gas (ΔQ_w)

El calor necesario para vaporizar el agua removida del gas, se determina mediante la ecuación 3.4

$$\Delta Q_w = m_w [C_{p_{H_2O}} (T_f - T_t) + \Delta H_{H_2O}] \quad \text{Ec. 3.4}$$

m_w : Flujo másico de agua, lb/h

$C_{p_{H_2O}}$: Capacidad calórico del agua: 1,00 Btu/(lb -°F)

ΔH_{H_2O} : Calor latente de vaporización del agua a 400 F: 826 BTU/Lb.

El agua removida del gas es de 222,39 lb/h calculado a partir de 66,72 Lb. H₂O/MMPCN, valor reportado por el simulador. Sustituyendo los valores en la ecuación 3.4.

$$\Delta Q_W = 222,39 \frac{Lb}{H} \left[1 \frac{Btu}{Lb \cdot ^\circ F} * (400 - 328,4)^\circ F + 826 \frac{Btu}{Lb} \right] = 199617,26 \frac{BTU}{H}$$

➤ **Calor necesario para vaporizar el agua de reflujo (ΔQ_R)**

Para una relación de reflujo de 0,50, se utiliza la ecuación 3.5

$$\Delta Q_R = 0,50 m_W [Cp_{H_2O} (T_f - T_i) + \Delta H_{H_2O}] \quad \text{Ec. 3.5}$$

La también se puede expresar de la siguiente manera:

$$\Delta Q_R = 0,5 * \Delta Q_W \quad \text{Ec. 3.6}$$

Sustituyendo el valor de ΔQ_W en la ecuación 3.6 se tiene:

$$\Delta Q_R = 0,5 * 199617,26 \frac{BTU}{H} = 99808,6 \frac{BTU}{H}$$

➤ **Calor necesario para la fracción de TEG que se vaporiza**

$$\Delta Q_{TEG} = m_{TEG} [Cp_{TEG} (T_f - T_i) + \Delta H_{TEG}] \quad \text{Ec. 3.7}$$

m_{TEG} : Flujo másico de la fracción de TEG que se vaporiza, lb/hr

ΔH_{TEG} : Calor latente de vaporización del TEG: 213 BTU/Lb.

El flujo másico de la fracción de TEG que se vaporiza se calcula en función de los moles de reflujo de TEG, por ello se debe calcular la composición del líquido que esta en equilibrio con el vapor y que regresa al regenerador como reflujo de la siguiente manera:

✓ **Fracción molar del vapor de agua en el tope de la regeneradora**

La fracción molar del vapor en el tope de la regeneradora se lee a partir de la gráfica A.6 del anexo A, reportada por el simulador, los cuales son:

$$Y_{H_2O} = 0.9990317$$

$$Y_{TEG} = 0.0000846$$

Las constantes de equilibrio para el sistema agua en mezcla con TEG y viceversa, se determinan haciendo uso de las figuras A4 y A5, que se muestran en el apéndice A. Para una temperatura de 220 °F y presión de 14.7 psia, se obtienen los siguientes valores:

$$K_{i H_2O} = 1,081$$

$$K_{i TEG} = 0,0045$$

De manera analítica la constante de equilibrio se expresa como:

$$K_i = \frac{Y_i}{X_i} \quad \text{EC. 3.8}$$

Donde:

Y_i = Composición molar del componente i de la fase gaseosa en equilibrio con la fase líquida X_i .

X_i = Composición molar del componente i de la fase líquida en equilibrio con la fase gaseosa Y_i .

Expresando la ecuación 3.8 en función del agua, se obtiene:

$$K_{i_{H_2O}} = \frac{Y_{H_2O}}{X_{i_{H_2O}}}$$

$$X_{i_{H_2O}} = \frac{Y_{H_2O}}{K_{i_{H_2O}}}$$

$$X_{i_{H_2O}} = \frac{0,9990317}{1,081} = 0,9812$$

Par el TEG la composición es de:

$$X_{i_{TEG}} = \frac{0,0000846}{0,0045} = 0,0188$$

El total de agua que reingresa como reflujos a la regeneradora es 0,50 veces la cantidad de agua que se remueve del gas.

$$m_{wr} = 0,50 m_w \quad \text{Ec. 3.9}$$

$$m_{wr} = 0,5 * 222,39 \frac{\text{Lb}_{H_2O}}{\text{H}} = 111,20 \frac{\text{Lb}_{H_2O}}{\text{H}}$$

Los moles de reflujos del agua y del TEG, se determinan como se muestra en la ecuación 3.10 y 3.11

$$m_{reflujo} = \frac{m_{wr}}{X_{i_{H_2O}}} \quad \text{Ec. 3.10}$$

$$m_{reflujo} = \frac{111,20}{18,016 * 0,9812} = 6,291 \frac{\text{moltotal}}{\text{H}}$$

$$\text{moles de reflujos de TEG} = m_{reflujo} * X_{i_{TEG}} \quad \text{Ec. 3.11}$$

$$m_{TEG} = 6,291 \frac{\text{Lbmol total}}{\text{H}} * 0,0188 = 0,1183 \frac{\text{Lbmol}}{\text{H}}$$

Sustituyendo el valor de m_{TEG} en la ecuación 3.7, se obtiene el calor necesario para vaporizar la fracción de TEG.

$$\Delta Q_{TEG} = 0,1183 \frac{\text{Lbmol}}{\text{H}} * 150,174 \frac{\text{Lb}}{\text{Lbmol}} [0,6785 \frac{\text{BTU}}{\text{Lb}^\circ\text{F}} (400 - 328,4) ^\circ\text{F} + 213 \frac{\text{BTU}}{\text{Lb}}] = 4647,13 \frac{\text{BTU}}{\text{H}}$$

Sustituyendo los valores en la ecuación 3.2, se obtiene la carga térmica del regenerador el cual es:

$$\Delta Q = (104578,49 + 199617,26 + 99808,60 + 4647,13) \frac{\text{BTU}}{\text{H}} = 408651,48 \frac{\text{BTU}}{\text{H}}$$

3.4.5.2 Calculo del calor neto requerido

El calor neto requerido se calcula en función de la eficiencia térmica neta (Ec. 3.12). Según el proveedor de los equipos, para el rehervidor de TEG el flujo de calor típico para mantener una temperatura hasta 400°F es de 6800 Btu/(hr pie²) con una rango de eficiencia o NTE de 81 %.

$$NTE = \frac{UHT}{NHI} \quad \text{E.c. 3.12}$$

Donde:

NTE: Eficiencia térmica neta.

UHT: Calor útil transferido, Btu /hr.

NHI: Calor neto de entrada, Btu/hr

De la ecuación 3.12 se despeja el calor neto de entrada, quedando la ecuación de la siguiente manera

$$NHI = \frac{UHT}{NTE} \quad \text{Ec. 3.13}$$

Sustituyendo los valores conocidos en la ecuación 3.13, se tiene:

$$NHI = \frac{408651,48 \frac{\text{BTU}}{\text{H}}}{0.81} = 504508 \frac{\text{BTU}}{\text{H}}$$

El área requerida para la transferencia de calor (A_H) se calcula a partir de la ecuación 3.14

$$A_H = \frac{NHI}{6800} \quad \text{Ec. 3.14}$$

$$A_H = \frac{504508 \frac{\text{Btu}}{\text{H}}}{6800 \frac{\text{Btu}}{\text{H pie}^2}} = 74,19 \text{ pie}^2$$

El diámetro de la caja de fuego se calcula a partir de la ecuación 3.15:

$$D_{FB} = \frac{A_H}{2,75 * \pi * L_{FB}} \quad \text{Ec. 3.15}$$

Donde:

D_{FB} : Diámetro de la caja de fuego, pie.

L_{FB} : Longitud de la caja de fuego, pie.

El diámetro la caja de fuego la específica el proveedor y es igual a 1,67 pie

$$L_{FB} = \frac{74,19 \text{ pie}^2}{(2,75 * \pi * 1,67 \text{ pie})} = 5.14 \text{ pie}$$

3.4.6 Cálculo de la longitud del pirotubo de la caja de fuego a temperatura de entrada al regenerador de 240 °F.

El cálculo del pirotubo se realizó a 240 °F, en vista de que el proveedor indica que el sistema de regeneración esta diseñado para corrientes de glicol rico a esta temperatura, por

lo cual se realizó el cálculo para comprobar que la columna puede regenerar el glicol necesario para la deshidratación a condiciones de operación si llegara a esta condición.

El procedimiento que se utiliza para determinar tal longitud es idéntico al descrito en la sección 3.4.4.1 y 3.4.4.2. A continuación se presentan los resultados de los cálculos realizados.

3.4.6.1 Carga térmica en el rehervidor

➤ Calor para calentar la solución de entrada al regenerador (ΔQ_s)

$$T_{promedio} = \frac{T_i + T_f}{2} = \frac{(240 + 400)^\circ F}{2} = 320^\circ F$$

El cp a temperatura promedio de 320 °F es de 0,6775 BTU/Lb. °F.

El flujo másico de la solución que entra al regenerador se especifica en el punto 3.4.4.1, siendo igual a 2152,68 Lb./H

Sustituyendo todos los valores en la ecuación 3.4, se tiene:

$$\Delta Q_s = 2152,68 \frac{Lb.}{H} * 0,6775 \frac{Btu}{Lb^\circ F} * (400 - 240)^\circ F = 233350,51 \frac{Btu}{H}$$

➤ Calor necesario vaporizar el agua removida del gas (ΔQ_w)

El agua removida del gas es de 222,39 Lb/H.

$$\Delta Q_w = 222,39 \frac{Lb}{H} \left[1 \frac{Btu}{Lb^\circ F} * (400 - 240)^\circ F + 826 \frac{Btu}{Lb.} \right] = 219276,54 \frac{BTU}{H}$$

➤ Calor para vaporizar el agua de reflujo (ΔQ_R)

$$\Delta Q_R = 0,5 * 219276,54 \frac{BTU}{H} = 109638,27 \frac{BTU}{H}$$

➤ Calor necesario para la fracción de TEG que se vaporiza

En vista de que se mantienen las condiciones anteriores, las constantes de equilibrio y las composiciones molares son iguales a las calculadas, por lo que el flujo másico de la fracción que se vaporiza es el mismo, siendo el calor necesario para la fracción que se vaporiza igual a:

$$\Delta Q_{\text{TEG}} = 0,1183 \frac{\text{Lbmol}}{\text{H}} * 150,174 \frac{\text{Lb}}{\text{Lbmol}} [0,6785 \frac{\text{BTU}}{\text{Lb}^\circ\text{F}} (400 - 240) ^\circ\text{F} + 213 \frac{\text{BTU}}{\text{Lb}}] = 5712,70 \frac{\text{BTU}}{\text{H}}$$

Sustituyendo los valores en la ecuación 3.2, se obtiene la carga térmica del regenerador el cual es:

$$\Delta Q = (233350,51 + 219276,54 + 109638,27 + 5712,70) \frac{\text{BTU}}{\text{H}} = 567978,02 \frac{\text{BTU}}{\text{H}}$$

3.4.6.2 Calor neto requerido

Seguendo el procedimiento anteriormente descrito se tiene:

$$\text{NHI} = \frac{567978,02 \frac{\text{BTU}}{\text{H}}}{0.81} = 701207,43 \frac{\text{BTU}}{\text{H}}$$

$$\text{AH} = \frac{701207,43 \frac{\text{Btu}}{\text{H}}}{6800 \frac{\text{Btu}}{\text{H pie}^2}} = 103,12 \text{ pie}^2$$

$$\text{L}_{\text{FB}} = \frac{103,12 \text{ pie}^2}{(2,75 * \Pi * 1,67 \text{ pie})} = 7,15 \text{ pie}$$

3.4.7 Cálculo de la longitud del pirotubo de la caja de fuego a condiciones de diseño.

El cálculo de la longitud del pirotubo a condiciones de diseño se realiza para determinar la longitud mínima requerida para transferir el calor necesario para regenerar todo el TEG. El procedimiento que se utiliza para determinar tal longitud es idéntico al

descrito en las dos secciones anteriores. A continuación se presentan los resultados de los cálculos realizados.

3.4.7.1 Carga térmica en el rehervidor a condiciones de diseño

➤ Calor para calentar la solución de entrada al regenerador (ΔQ_s)

De los datos del proveedor se tiene que la temperatura de entrada al regenerador (T_i) es de 240, por lo que la temperatura promedio en el regenerador es de:

$$T_{promedio} = \frac{T_i + T_f}{2} = \frac{(240 + 400)^\circ F}{2} = 320^\circ F$$

El cp a temperatura promedio de 320 °F es de 0,6775 BTU/Lb. °F.

El flujo másico de la solución que entra al regenerador se calcula en función de:

GPM TEG=10

% P/P TEG= 71,80

ρ TEG= 9,212 Lb./gal

$$10 \frac{gal}{min} * \frac{60 min}{1H} * 9,212 \frac{Lb}{gal} * \frac{Lbtotale}{0,7180lbTEG} = 7698,05 \frac{Lb deg licolrico}{H}$$

Sustituyendo todos los valores en la ecuación 3.3, se tiene:

$$\Delta Q_s = 7698,05 \frac{Lb.}{H} * 0,6775 \frac{Btu}{Lb^\circ F} * (400 - 240)^\circ F = 834468,64 \frac{Btu}{H}$$

➤ Calor necesario para vaporizar el agua removida del gas (ΔQ_w)

El agua removida del gas es de 284,33 lb/h calculado a partir de 85 Lbmol de H₂O/MMPCN. Sustituyendo los valores en la ecuación 3.4.

$$\Delta Q_W = 284,33 \frac{Lb}{H} \left[1 \frac{Btu}{Lb.^{\circ}F} * (400 - 240)^{\circ}F + 826 \frac{Btu}{Lb.} \right] = 280352,67 \frac{BTU}{H}$$

➤ **Calor necesario para vaporizar el agua de reflujo (ΔQ_R)**

Sustituyendo el valor de ΔQ_W en la ecuación 3.5 se tiene:

$$\Delta Q_R = 0,5 * 280352,67 \frac{BTU}{H} = 140176,33 \frac{BTU}{H}$$

➤ **Calor necesario para la fracción de TEG que se vaporiza**

En vista de que se mantienen las condiciones del cálculo realizado anteriormente, los valores para las constantes de equilibrio resultan iguales.

$$K_{i_{H_2O}} = 1,081$$

$$K_{i_{TEG}} = 0,0045$$

La composición molar en el tope se determina en función de graficas en el sistema de regeneración aportadas por el simulador con gas de despojamiento a una tasa de 250 lb mol/h. La condición con gas de despojamiento se simulo acondicionando un sistema de regeneración con las características que menciona el proveedor. En el anexo D, se presenta el esquema utilizado, así como las graficas, para obtener las composiciones molares las cuales resultaron ser:

$$Y_{H_2O} = 0,544487$$

$$Y_{TEG} = 0,000422208$$

Realizando las sustituciones respectivas se tiene:

$$X_{i_{H_2O}} = \frac{0,544487}{1,081} = 0,5037$$

$$X_{i_{TEG}} = \frac{0,000422208}{0,0045} = 0,093824$$

$$m_{wr} = 0,5 * 284,33 \frac{Lb_{H_2O}}{H} = 142,165 \frac{Lb_{H_2O}}{H}$$

$$m_{reflujo} = \frac{142,165}{18,016 * 0,5037} = 15,67 \frac{moltotal}{H}$$

$$m_{TEG} = 15,67 \frac{Lbmol\ total}{H} * 0,093824 = 1,47 \frac{Lbmol}{H}$$

El calor necesario para vaporizar la fracción de TEG es:

$$\Delta Q_{TEG} = 1,47 \frac{Lbmol}{H} * 150,174 \frac{Lb}{Lbmol} [0,6785 \frac{BTU}{Lb^{\circ}F} (400 - 240)^{\circ}F + 213 \frac{BTU}{Lb}] = 70986,23 \frac{BTU}{H}$$

Sustituyendo los valores en la ecuación 3.2, se obtiene la carga térmica del regenerador el cual es:

$$\Delta Q = (834468,64 + 280352,67 + 140176,33 + 70986,23) \frac{BTU}{H} = 1325983,87 \frac{BTU}{H}$$

3.4.7.2 Calculo del calor neto requerido a condiciones de diseño

Sustituyendo los valores conocidos en la ecuación 3.13, se tiene:

$$NHI = \frac{1325983,87 \frac{BTU}{H}}{0,81} = 1637017,12 \frac{BTU}{H}$$

El área requerida para la transferencia de calor (A_H) se calcula a partir de la ecuación 3.14

$$AH = \frac{1637017,12 \frac{\text{Btu}}{\text{H}}}{6800 \frac{\text{Btu}}{\text{H pie}^2}} = 240,74 \text{ pie}^2$$

La longitud de la caja de fuego se calcula a partir de la ecuación 3.15:

$$L_{\text{FB}} = \frac{240,74 \text{ pie}^2}{(2,75 * \Pi * 1,67 \text{ pie})} = 16,69 \text{ pie}$$

En la siguiente tabla se condensan todos los resultados obtenidos para el cálculo del pirotubo según las condiciones propuestas en los casos anteriores.

Tabla 3.10. Valores obtenidos en el cálculo del pirotubo a diferentes condiciones de temperatura a la entrada del rehervidor

<i>Condic ión</i>	<i>Tempera tura (°F)</i>	<i>Carga térmica (BTU/H)</i>	<i>Calor neto Requerido (BTU/H)</i>	<i>Área de transferen cia (pie²)</i>	<i>Longi tud pirotubo (pie)</i>
<i>Operac ión</i>	328,4	408651, 48	504508	74,1 9	5,14
<i>Operac ión</i>	240	567978, 02	701207, 43	103, 12	7,15
Diseño	240	132598 3,87	163701 7,12	240, 74	16,69

3.5 TASA MÁXIMA DE GAS A DEHIDRATAR

3.5.1 Cálculo de la tasa máxima de gas a deshidratar a condiciones de operación

La tasa máxima se calcula en función de la ecuación 3.16, el cual se expresa a continuación

$$V_c = K \left[\frac{(\rho_{TEG} - \rho_{GAS})}{\rho_{GAS}} \right]^{0.5} \quad \text{Ec.3.16}$$

Donde:

V_c = máxima velocidad permisible, pie/s

ρ_{TEG} = densidad del Teg, 68.90 Lb/pie³

ρ_G = densidad del gas, 3,7710 Lb/pie³

K = factor empírico, 0,16 para espaciamiento entre plato de 24"

$$V_c = 0,16 \left[\frac{(68,90 - 3,7710)}{3,7710} \right]^{0.5} = 0,665 \frac{pie}{s}$$

El área de la torre, para el diámetro calculado en la sección 3.4.3 es de:

$$A = \frac{\pi * D^2}{4} = \frac{\pi * 4^2 \text{ pie}^2}{4} = 12,57 \text{ pie}^2$$

El máximo volumen de gas permisible se calcula de la siguiente manera:

$$\text{Volumen de gas permisible} = 0,665 \frac{pie}{s} * 12,57 \text{ pie}^2 = 8,3591 \frac{pie^3 \text{ gas}}{s}$$

$$8,3591 \frac{pie^3 \text{ gas}}{s} * \frac{3,7710 \text{ Lb}}{1 \text{ pie}^3 \text{ gas}} * \frac{1 \text{ lbmol}}{20,4217 \text{ lb}} * 379,495 \frac{PCN}{1 \text{ lbmol}} * \frac{86400 \text{ seg}}{1 \text{ dia}} = 42321019,3 \text{ PCND}$$

De acuerdo al calculo anterior el flujo máximo de gas a procesar por cada torre contactora es de 43321019,3 PCND.

3.5.2 Calculo de la tasa máxima de gas a condiciones de diseño

La tasa máxima de TEG se calcula siguiendo los pasos indicados en la sección 3.5; a partir de los siguientes datos:

ρ_G = densidad del gas, 3,158 Lb./pie³

K= factor empírico, 0,16 para espaciamento entre plato de 24”

$$V_c = 0,16 \left[\frac{(68,90 - 3,158)}{3,158} \right]^{0,5} = 0,73 \frac{pie}{s}$$

El área de la torre para el diámetro calculado en la sección 3.4.3 es de:

$$A = \frac{\pi * D^2}{4} = \frac{\pi * 4^2 pie^2}{4} = 12,56 pie^2$$

$$Volumen\ de\ gas\ permisible = 0,73 \frac{pie}{s} * 12,56 pie^2 = 9,17 \frac{pie^3\ gas}{s}$$

$$9,17 \frac{pie\ gas^3}{s} * \frac{3,1580\ Lb}{1\ pie^3\ gas} * \frac{1\ lb\ mol}{20,420\ lb} * 379,495 \frac{PCN}{lb\ mol} * \frac{86400\ seg}{1\ dia} = 46516701,66\ PCND$$

De acuerdo al calculo anterior el flujo máximo de gas a procesar por cada torre contactora al trabajar en condiciones de diseño es de 46516701,66 PCND.

Tabla 3.11. Máxima tasa de gas a procesar en función de la máxima velocidad permisible y el diámetro.

<i>Condición</i>	<i>Máx. velocidad permisible (pie/s)</i>	<i>Tasa máxima de gas (PCND)</i>
<i>Operación</i>	0,665	42321019,3
<i>Diseño</i>	0,73	46516701,66

3.6 PERDIDAS DE GLICOL EN EL SISTEMA

Las pérdidas de glicol en el sistema se calcularon en función de los datos obtenidos por el simulador los resultados se reportan en la tabla 3.10

Tabla 3.12. Perdidas total de glicol en el tren de deshidratación al procesar 79,9868 MMPCND

<i>Equipos</i>	<i>TEG</i> <i>(lb mol/Hr)</i>	<i>TEG</i> <i>(GAL/MMPCN)</i>
<i>Tope de contactor</i>	0.0116	5.68x10⁻²
<i>Tope flash</i>	5.558x10⁻³	2.723x10⁻²
<i>Tope regenerador</i>	8.707x10⁻⁸	4.265x10⁻⁷
Total	0.0172	0.0841

3.7 ESTUDIO ECONÓMICO

El estudio económico que se presenta a continuación tiene como fin, estimar el monto aproximado del costo de instalación de una planta de deshidratación, en función de los equipos principales del proceso y de acuerdo a las especificaciones del tren existente. Vale la pena mencionar, que los precios de equipos tienen incluidos los costos de aislantes, bridas, codos, tes, cables eléctricos, válvulas y otros.

La tabla 3.11, muestra el costo de los equipos principales que serán utilizados en el tren de deshidratación, dichos costos fueron estimados en función de los datos aportados por Hanover, para el año 2006. Las especificaciones de estos equipos se muestran en el anexo B

Tabla 3.13. Costos de los equipos principales del tren de deshidratación

<i>Equipos</i>	<i>Costo (\$)</i>
<i>Contactor</i>	362670
<i>Regenerador con intercambiador de calor, filtros y bomba</i>	738713
<i>Flash Tank</i>	115718

Fuente: Hanover, (2006)

De acuerdo a la tabla anterior y sumando el costo de los equipos, se tiene:

$$Costo_{total} = (362670 + 738713 + 115718)\$ = 1217101\$$$

Adicionalmente, estos costos fueron actualizados tomando en consideración el índice de inflación de Estados Unidos, el cual reportó un valor de 2.5% para el cierre del año 2006. [13]

$$Costo_{actual} = (Costo_{Contactor} * \%Inflación) + Costo_{Contactor} \quad \text{Ec.3.16}$$

De acuerdo con esto se calculó el costo actual del contactor.

$$Costo_{actual} = (362670\$ * 0.025) + 362670\$ = 371736.750\$$$

De manera análoga, se calculó el costo actual para el resto de los componentes del tren de deshidratación, los cuales son presentados en la tabla 3.12.

Tabla 3.14. Costos actuales de los equipos principales del tren de deshidratación

<i>Equipos</i>	<i>Costo (\$)</i>
<i>Contactor</i>	371736.750
<i>Regenerador con intercambiador de calor, filtros y bomba</i>	757180.825
<i>Flash Tank</i>	118610.950

A partir de la tabla 3.8 se procedió a calcular el costo actual de los equipos

$$Costo_{actual} = (371736.750 + 757180.825 + 118610.950)\$ = 1247528.525\$$$

CAPITULO IV

RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1. RESULTADOS Y DISCUSIÓN:

4.1.1 Capacidad de las torres de absorción.

El flujo de gas que se desea procesar por cada torre es de 39,9934 MMPCN/D, a través de la norma API 12GDU se calculó el diámetro de las torres contactoras dando como resultado 3,77 pies, diámetro inferior al que presenta las torres existentes, por lo tanto, las torres pueden procesar el volumen de gas que se desea tratar. Seguidamente, se procedió a determinar el área para así saber de manera teórica, cual es el máximo caudal de gas que pueden procesar las torres, resultando igual a 43,32 MMPCND y 46,52 MMPCND para condiciones de diseño, por lo que se pudieran procesar flujos mayores del que se tiene previsto.

En la tabla 4.2 se muestran el caudal de gas que maneja cada torre, los diámetros requeridos y disponibles, así como la capacidad máxima de cada torre para condiciones de diseño y operación.

Tabla 4.1. Diámetro requerido y máxima capacidad de procesamiento de gas.

<i>Condición</i>	<i>Caudal de gas (MMPCND)</i>	<i>Diámetro requerido (pie)</i>	<i>Diámetro disponible (pie)</i>	<i>Máx. capacidad (MMPCND)</i>
<i>Diseño</i>	40	4,11	4	46,52
<i>Operación</i>	39,9934	3,77	4	43,32

4.1.2 Temperatura del trietilénglicol a la entrada de las torres contactoras.

Siguiendo las recomendaciones de Marcías Martínez [5], la temperatura del glicol, a la entrada de las torres contactoras, se fijó con los intercambiadores gas/glicol en 115 °F, 10 °F por encima de la temperatura de entrada del gas a deshidratar. Dicho margen de temperatura es recomendado para evitar la condensación de hidrocarburos en el glicol. La

condensación se observó a través de la simulación, al disminuir la temperatura de entrada del glicol a las torres contactoras a 105 °F, resultando menor la concentración de TEG a la salida y mayor la cantidad de gas en el tope del tanque flash, debido a la mayor presencia de hidrocarburos junto con el glicol. Al aumentar la temperatura de entrada del glicol en las torres a 125 °F, se observó el efecto contrario, y la humedad del gas seco subió, debido a que los procesos de absorción se ven favorecidos por las altas presiones y bajas temperaturas. Al aumentar la temperatura de entrada del glicol el proceso de absorción del agua se ve desfavorecido.

Tabla 4.2. Efecto de la temperatura del glicol a la entrada de la torre contactora sobre el proceso de deshidratación.

<i>Temperatura del glicol pobre (°F)</i>	<i>Concentración del TEG pobre (%P/P)</i>	<i>Concentración del TEG rico (% P/P)</i>	<i>Agua en gas seco (Lb H₂O/MMPCN)</i>	<i>Tope del tanque flash (Lb mol/Hr)</i>
105	98.9	93.0	3.87	3.5896
115	98.9	94.5	4.35	3.5893
125	98.9	94.8	4.39	3.5888

4.1.3 Caídas de presión en los intercambiadores.

Para los intercambiadores de tubo y coraza, se recomienda una caída de presión tanto en los tubos como en la coraza de 5 psig. Para el paso del glicol por la coraza (glicol rico) la caída de presión se fijó en 5 psig. Para el paso del glicol por los tubos (glicol pobre) la caída de presión se fijó en 0,1 psig ya que la presión de salida del glicol de la torre de regeneración es de 0,35 psig y la caída de presión en el intercambiador debe también tomar en cuenta la presión de entrada del fluido. Para los intercambiadores gas/glicol no se contaban con datos de los mismos, en estos intercambiadores no se estableció una caída de presión. La presión con que llega el glicol regenerado a la torre contactora se ajustó manipulando la presión de salida de la bomba.

4.1.4 Temperatura de tope en el regenerador.

La temperatura del tope de la columna regeneradora se fijó en 220 °F, dicha temperatura es la recomendada por el proveedor de los equipos. A través de la simulación, se pudo constatar que con esta temperatura de tope las pérdidas de glicol por evaporación son mínimas (4.66×10^{-6} GAL TEG/ MMPCN). Tal temperatura se ajustó en el simulador, tomando este como variable la cantidad de calor removida por el serpentín de tope, el cual es añadido a la solución de glicol rico proveniente de las torres contactoras. Dicho aprovechamiento calórico permite disminuir los requerimientos energéticos en el rehervidor.

4.1.5 Temperatura de fondo en el regenerador

Esta temperatura se fijó en 400 °F, dicha temperatura a presión atmosférica (0.35 psig) permite alcanzar purezas del TEG de hasta 98.7 % P/P, y como variable, el simulador calculo la carga calórica necesaria en el rehervidor para alcanzarla. Como se ha explicado en los fundamentos teóricos de este trabajo el TEG se descompone a temperaturas por encima de 404 °F, motivo por el cual no se intenta alcanzar purezas mayores del glicol, a expensas de un incremento en la temperatura de fondo del rehervidor. Cabe destacar que para efectos prácticos este margen de seguridad es muy pequeño y debería realizarse la simulación con un margen de seguridad mayor

4.1.6 Temperatura de entrada del glicol al regenerador

A la salida de la torre contactora la temperatura del glicol es de 106 °F, adquiere una gran cantidad de calor al pasar por el serpentín de tope de la columna de regeneración de glicol, aumentando su temperatura en 104 °F. En el intercambiador glicol/glicol frío su temperatura sube aproximadamente 49 °F y en el intercambiador glicol/glicol caliente, 54 °F por lo que a la entrada del regenerador la temperatura es de 317,58°F, muy por encima de la temperatura de diseño especificada por el proveedor del equipo (240°F). Para las condiciones de operación y diseño, el glicol regenerado sale a 400 °F manteniendo una relación aproximada entre los caudales de glicol pobre y rico que entran y salen de la torre de regeneración por lo cual el intercambio calórico en los intercambiadores debe ser similar.

La diferencia entre la temperatura de entrada de diseño y de operación a la torre regeneradora, 240 y 317,58 °F, se debe a la cantidad de calor removida en el serpentín. La diferencia de calor removido es debido a la cantidad de líquido que debe condensarse en el tope de la columna regeneradora para mantener la temperatura tope en 220 °F y evitar así las pérdidas excesivas de glicol.

4.1.7 Perfil de presión en la columna de regeneración.

En la mayoría de los textos se dice que la regeneración del TEG se lleva a cabo a presión atmosférica, pero para que los gases de tope, compuesto principalmente por vapor de agua, puedan ser venteados a la atmósfera estos deben vencer tal presión, por lo cual los vapores del tope de la regeneradora deben salir de la misma con una presión mayor que esta, para efectos de la simulación esta presión se fijó en 0.09 Psig.

A través de una columna empacada, como es el caso de la columna de regeneración, debe existir un perfil de presión, por lo cual el rehervidor parcial opera a una presión de 0.35 Psig. Esta variación de presión causa pequeñas desviaciones en cuanto a los valores tomados de las gráficas, empleadas en los cálculos de la regeneración del glicol, figuras A3 y A4 del apéndice A, ya que estas son realizadas para 760 mmHg, presión menor la presión de operación.

4.1.8 Concentración del TEG y el gas de despojamiento.

Con las presiones y temperaturas ya reportadas y una concentración de TEG rico de 94.9 % P/P, para la columna de despojamiento, el simulador arrojó una concentración de TEG regenerado igual a 98.9 % P/P (ver anexo 3) valor superior al teórico. Con esta pureza y una tasa de circulación de TEG igual a 2,03 GAL TEG/Lb H₂O removida y ocho (8) platos reales, se obtiene un gas deshidratado con 4,35 Lb H₂O/MMPCN, deshidratación mayor a la calculada para dichas condiciones, 7 lbH₂O/MMPCN, lo cual puede ser causado por el diámetro de las torres favoreciendo un mayor contacto entre el glicol y el gas a deshidratar.

Mediante el uso de gas de despojamiento se pueden obtener purezas de glicol aun mayores, hasta 99,6 % P/P según el proveedor de los equipos. Cambiando la concentración del glicol y manteniendo el resto de los parámetros fijos: número de platos, eficiencia de

los platos, presión, temperatura, contenido de agua en el gas de entrada y salida, implicaría una reducción de la tasa de circulación de TEG, lo cual ocasionaría una disminución de la inversión inicial y aumentando los costos operativos, ya que el gas de despojamiento es una fracción del gas procesado el cual se ventearía con el vapor de agua. Además, en pruebas realizadas con el simulador se evidenció que el uso de gas de despojamiento incrementa las pérdidas de glicol por el tope de la regeneradora, ya que posiblemente el gas pudiera causar arrastre de TEG, por efecto del aumento de la velocidad de los vapores en la torre de regeneración, debido al incremento del caudal de los gases que circulan por la torre manteniendo el diámetro constante; además, causaría un incremento de los requerimientos calóricos del rehervidor, ya que el gas de despojamiento entraría al regenerador a una temperatura aproximada de 116 °F y para mantener el equilibrio térmico en el rehervidor dicho gas adsorbería parte del calor transferido por el pirotubo.

Pérdidas de TEG en el sistema

Las pérdidas de TEG en el sistema a condiciones de operación fueron de: 0,0841 GAL TEG/MMPCN gas tratado, siendo la mayor pérdida de glicol en la torre contactora igual a 0,0568 GAL TEG/MMPCN gas tratado. El cual resulta un valor muy inferior al propuesto en el manual de Marcías Martínez como cantidad máxima aceptable de pérdida en una planta de deshidratación, de 1 GAL TEG/MMPC gas tratado [5]. Debe recordarse que dicho valor no toma en cuenta las pérdidas por arrastre en caso de formación de espumas ni fugas.

4.1.10 Longitud del pirotubo

La longitud del pirotubo calculada a condiciones de operación es de 5,14 pie, según el proceso simulado, siendo menor a la disponible, la cual es de 33,05 pie al realizar los cálculos a condiciones de operación, con una temperatura de entrada para el glicol rico de 240 °F, se obtuvo una longitud del pirotubo de 7,15 pies. También, se calculó la longitud requerida a partir de los datos de diseño, resultando igual a 16,69 pies. En ambos casos, al comparar los valores obtenidos, se observa que los resultados son menores al disponible, lo cual indica que el sistema puede transferir el calor necesario para regenerar la solución de TEG. La longitud del pirotubo requerida a condiciones de operación resultó menor al de

diseño, debido a que a estas condiciones, se requiere menor calor para regenerar la solución a la entrada del regenerador, específicamente 408651,48 BTU/H, siendo a condiciones de diseño igual a 1325983,87 BTU/H, por lo que es de esperarse una diferencia notable al realizar la comparación. Por otra parte, el calculo de la longitud del pirotubo sirvió para asegura que el glicol se puede regenerar haciendo uso de los equipos disponibles

En la tabla 4,3 se muestra la longitud del pirotubo requerido y disponible a condiciones de diseño y operación.

Tabla 4.3. Longitud del pirotubo a condiciones de diseño y operación.

<i>Condiciones</i>	<i>Longitud disponible (pies)</i>	<i>T de entrada del glicol (°F)</i>	<i>Longitud requerido (pies)</i>
<i>Diseño</i>	33,05	240	16,69
<i>Operación</i>	33,05	240	7.15
	33,05	317.58	5.14

El calor necesario para llevar a cabo la regeneración reportado por el simulador es de 474300 BTU/H lo cual representa una desviación de 16.0 %, con respecto al calculado, el valor calculado se realizo usando el procedimiento sugerido por Marcías Martínez. El simulador realiza el cálculo en forma análoga pero de forma más rigurosa, por lo cual debe tomarse el valor reportado por el como más preciso.

4.1.11 Estudio económico.

En la sección 3,7 del capítulo 3, se presentó el costo de los equipos principales que forman parte el tren de deshidratación, resultando la inversión para el año 2006 igual a \$ 1 217 101. Para el año 2007, el costo se elevó a una tasa de inflación de 2,5% calculada a partir del cierre del año 2006, aumentando la inversión en \$ 30 427,53, por lo que el ahorro que se tiene por concepto de equipos, al utilizar el tren existente, para este primer trimestre del año es de \$ 1 247 528,53

Tabla 4.4. Costo total de los equipos principales del tren de deshidratación en \$, para el año 2006 y 2007.

<i>Costo</i> (2006)	<i>Índice de</i> <i>inflación</i>	<i>Costo</i> (2007)
1 217 101	0.025	1 247 528,53

4.2 CONCLUSIONES

4.2.1 El diámetro de las torres contactoras es superior al requerido para tratar toda la corriente de gas.

4.2.2 Los mejores resultados para la deshidratación fueron obtenidos con una temperatura de entrada del glicol de 10°F superior a la temperatura de entrada del gas.

4.2.3 El área de los intercambiadores es superior a la necesaria.

4.2.4 Con una temperatura de fondo de 400 °F en el regenerador se regeneró el glicol hasta un concentración de 98,9 % P/P.

4.2.5 La longitud del pirotubo existente es mucho mayor que la requerida para regenerar el TEG.

4.2.6 Las pérdidas de TEG en el sistema fue de: 0,0843 GAL TEG/MMPC gas tratado

4.2.7 El ahorro que se tiene al utilizar el tren existente para año es: \$ 1 247 528,53.

4.3 RECOMENDACIONES

4.3.1 Instalar el tren de deshidratación existente en el campo operacional UDO-1.

- 4.3.2 Con el costo del trietilénglicol, el gas de despojamiento y la vida útil del tren de deshidratación, realizar un análisis económico para determinar si es rentable el uso de gas de despojamiento.

- 4.3.3 Realizar la simulación a condiciones de diseño para determinar la desviación con la cual el simulador reproduce el proceso de deshidratación.

BIBLIOGRAFÍA

1. **“Aspectos Generales Sobre el Gas Natural”**, Centro de documentación e Información Petrolera, Gerencia de Ingeniería de Petróleo, CORPOVEN.
2. Mariño R., **“Estudio de tecnología para la recuperación de líquidos condensados en el sistema de transmisión de gas del Área Mayor de Anaco (AMA), producción gas anaco”**. Tesis de grado, Universidad de Oriente, Departamento de Ingeniería Química, Puerto la Cruz, (2003).
3. **“Calidad del gas a ventas en los sistemas de transmisión y distribución de Corpoven, S.A. Flexibilidad y Confiabilidad 2000”**, Gerencia General del Gas, (1993).
4. Martínez M., www.gas-training.com, **“El Agua en el Gas Natural”**.
5. Martínez A., **“Ingeniería de Gas, Principios y Aplicaciones. Deshidratación del Gas Natural”**, Ingenieros consultores y asociados, Maracaibo, (1994).
6. http://paginas.usco.edu.co/~formtechcs/public_doc/MODULO%206.%20GAS/PLANTAS%20DE%20GLICOL.pdf.
7. Perry R., **“Manual del Ingeniero Químico”**, 7^{ma} Ed., Editorial Mc Graw-Hill, España, (2001).
8. Tineo E., **“Evaluación del proceso de deshidratación del gas natural en la planta Orucual 2”**, Tesis de grado, Universidad de Oriente, Departamento de Ingeniería Química, Puerto la Cruz, (2003).
9. Campbell, J., **“Gas Conditioning and Processing”**, Seventh Edition, Volumen II, USA, (1994).

10. Serra I., **“Evaluación del sistema de facilidades de entrada en la planta de extracción Santa Bárbara, PDVSA GAS”**, Tesis de grado, Universidad de Oriente, Departamento de Ingeniería Química, Puerto la Cruz, **(2003)**.
11. **Manual de Referencia de Simulador de Procesos PRO/II**. Versión 6.0 Copyright © 1994-2002, Simulation Sciences Inc.
12. American Petroleum Institute. **"Specification for Glycol-Type Gas Dehydration Units, API SPECIFICATION 12GDU"**. Washington, DC, (1990).
13. [http://www.bls.gov/cpi/home%\\$deathmeat.htm](http://www.bls.gov/cpi/home%$deathmeat.htm)