

**METODOLOGÍA PARA SELECCIONAR EL PROCESO MÁS ADECUADO DE
DESHIDRATACIÓN EN CORRIENTES DE GAS NATURAL.**

**MARTHA CECILIA NAVARRO MACANA
FREDY JAVIER MORENO LEÓN**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICOQUIMICAS
ESCUELA DE INGENIERIA DE PETROLEOS
BUCARAMANGA**

2013

**METODOLOGÍA PARA SELECCIONAR EL PROCESO MÁS ADECUADO DE
DESHIDRATACIÓN EN CORRIENTES DE GAS NATURAL.**

**MARTHA CECILIA NAVARRO MACANA
FREDY JAVIER MORENO LEÓN**

Trabajo de grado para optar al título de Ingenieros de Petróleos

**Director
M.Sc. HELENA MARGARITA RIBÓN
Ingeniera de Petróleos**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICOQUIMICAS
ESCUELA DE INGENIERIA DE PETROLEOS
BUCARAMANGA**

2013

AGRADECIMIENTOS

A la Universidad Industrial de Santander, por el conocimiento y las lecciones de vida que se adquieren dentro y fuera de sus aulas.

A la Ingeniera Helena M. Ribón, por dirigir nuestro proyecto, orientando y dando las pautas para un buen desempeño.

A Dios por hacerme fuerte, perseverante y soñadora.

Con todo mi corazón a mi familia, en especial a mi Fitu (mi madre querida) quien con su inmenso amor siempre me llena de fortaleza.

A mi papá, por su apoyo y querer lo mejor para mí.

A mis hermanas, Paula que siempre me ánima con sus sarcasmos y gracias, a Claudia con su espíritu soñador y a mi hermoso sobrino.

A mi hermano Cesar por sus hermosas palabras de aliento.

A Jessica Nieto, en sus palabras "Amistad a primera vista" y a Naydú Rico por los momentos gratos compartidos en la U.

A mí alma gemela, amor de mi vida y por siempre amigo Jose Antonio Pérez.

A todos mil gracias por quererme y apoyarme es este largo y difícil camino.

Martha Cecilia Navarro Macana

A mis amados padres, Rosa María León y Pablo Moreno Flórez.

A mis hermanos Carlos Alberto, Juan Pablo, Milton Hugo, Dey Marcela, Leidy Johanna y Fabio Alexander quienes siempre me han acompañado, apoyado y colaborado en el transcurso de estos años de formación personal y profesional.

Quiero dedicarle esto a mi familia especialmente porque sin ellos no hubiese podido culminar este proceso que contó con momentos difíciles y de grandes pruebas que se superaron gracias al valor que ellos hicieron crecer en mí.

A mis amigos y compañeros por los momentos compartidos, las palabras de aliento y hechos inolvidables que siempre estarán presentes en mi memoria, en especial a Alberto Espinoza, Pedro Cuadros, Miguélo, Rodrigo, Daniel Torres, Diego Suárez, Jhon Martínez, Sergio Granados, Albert Barajas y familia.

A la Fuerza Divina que rige la dinámica del Universo, se siente, se oye, se ve a mí alrededor y que siempre está conmigo, poniéndome en los lugares correctos y las personas indicadas.

“SI HE VISTO MÁS LEJOS ES PORQUE ESTOY DE PIE SOBRE LOS HOMBROS DE UN GIGANTE”

Isaac Newton

Fredy Javier Moreno León

CONTENIDO

	pág.
INTRODUCCIÓN	19
1 DESHIDRATACIÓN DEL GAS NATURAL.....	21
1.1 CONTENIDO DE AGUA DEL GAS NATURAL	22
1.1.1 Solubilidad del agua en hidrocarburos.	22
1.1.2 Contenido de agua en el Gas Natural.	22
1.1.3 Contenido de Agua en Gases dulces.	22
1.1.4 Contenido de Agua en Gases Ácidos.....	22
1.2 TIPOS DE PROCESOS DE DESHIDRATACIÓN DE GAS NATURAL.	22
1.3 DESHIDRATACIÓN POR ABSORCIÓN	23
1.3.1 Deshidratación con Glicol.....	24
1.3.2 Sistema de Gas.....	24
1.3.3 Sistema de Glicol	28
1.4 DESHIDRATACIÓN CON DESECANTES SÓLIDOS.	36
1.4.1 Zona de Transferencia de Masa (MTZ).....	38
1.4.2 Principios de operación	39
1.4.3 Componentes del sistema.....	41
1.5 DESLICUESCENCIA	45
1.5.1 Unidad de Cloruro de Calcio	46
1.5.2 Principios de Operación	50
1.5.3. Relleno de desecantes y drenado de agua salada	51
1.6 EXPANSIÓN-REFRIGERACIÓN.	52
1.6.1 Efecto Joule Thompson.	55
1.7 SEPARADOR SUPERSÓNICO TWISTER	57
1.7.1 Descripción del proceso.....	59
1.7.2 Comparación de Twister con la Expansión Joule-Thompson	60
2 SELECCIÓN DE LOS PROCESOS DE DESHIDRATACIÓN APLICABLES.	

2.1	CREACIÓN DE LA METODOLOGÍA	63
2.1.1	Identificación de las variables que afectan la selección de un proceso.....	63
2.1.2	Matriz de parámetros de selección	66
2.1.3	Criterios de Selección.	68
2.1.3	Aplicación de la metodología de análisis.	70
2.2	COMPARACIÓN DE LOS PROCESOS DE DESHIDRATACIÓN SELECCIONADOS	74
3	EFFECTO DE LAS VARIABLES DE OPERACIÓN DE LOS PROCESOS SELECCIONADOS.....	76
3.1	EFFECTO DE LAS VARIABLES DE OPERACIÓN DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN POR ABSORCIÓN.....	76
3.1.1	Selección del Glicol.....	76
3.1.2	Temperatura del gas de entrada.....	78
3.1.3	Temperatura del glicol pobre.....	78
3.1.4	Temperatura de Reconcentración del glicol.....	79
3.1.5	Temperatura en la cima de la columna destiladora.....	79
3.1.6	Presión de la Contactora.....	81
3.1.7	Presión del Reconcentrador.....	81
3.1.8	Presión del Rehervidor.....	82
3.1.9	Concentración del Glicol	82
3.1.10	Tasa de Circulación del Glicol.....	85
3.1.10	Número de Platos de la Absorbedora	87
3.2	EFFECTO DE LAS VARIABLES DEL PROCESO DE ADSORCIÓN.....	90
3.2.1	Calidad de gas de entrada	90
3.2.2	Temperatura.....	90
3.2.3	Presión.....	93
3.2.4	Tiempo del Ciclo	93
3.2.5	Velocidades del Gas	94
3.2.6	Fuente de Gas de Regeneración	97
3.2.7	Dirección del Flujo de Gas	97

3.2.8	Selección del Desecante.....	100
3.2.9	Efecto del gas de regeneración sobre la calidad de salida de gas.....	103
3.2.10	Consideraciones de caída de presión	104
4	ESTUDIO DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN CON TRIETILENGLICOL (TEG) Y TAMIZ MOLECULAR.	106
4.1	DISEÑO DE LA UNIDAD DESHIDRATADORA CON TEG.....	106
4.1.1	Simulación del Proceso de Deshidratación con TEG.....	107
4.1.2	Diagrama De Flujo.	108
4.1.3	Ambiente de Simulación.	109
4.1.4	Modelado de los Equipos Principales	110
4.1.5	Resultados Obtenidos.....	114
4.2	DISEÑO DE LA UNIDAD DESHIDRATADORA CON TAMIZ MOLECULAR 117	
5	ANALISIS FINANCIERO	125
5.1	CALCULO DE INVERSIÓN Y OPERACIÓN DEL SISTEMA DE ABSORCIÓN CON TEG	126
5.2	CALCULO DE INVERSIÓN Y OPERACIÓN DEL SISTEMA DE ADSORCIÓN CON TAMIZ MOLECULAR	128
5.3	ANALISIS COMPARATIVO DE COSTOS ENTRE LOS DOS SISTEMAS DE DESHIDRATACIÓN SELECCIONADOS	130
5.4	SENSIBILIDADES DE LAS VARIABLES DE LOS PROCESOS SOBRE LOS COSTOS.....	132
6	CONCLUSIONES	136
7	RECOMENDACIONES	138
	BIBLIOGRAFÍA.....	139
	ANEXOS.....	142

LISTA DE FIGURAS

	pág.
Figura 1. Flujo de gas a través de un sistema de deshidratación de glicol típico..	25
Figura 2. Flujo de Glicol a través de un sistema de deshidratación de glicol típico.	26
Figura 3. Platos de Capsulas de burbujeo.	27
Figura 4. Intercambiador de calor externo gas glicol.....	27
Figura 5. Separador Gas-Glicol-Condensado.	30
Figura 6. Columna Destiladora en la cima de un Reconcentrador de Glicol.	32
Figura 7. La ampliación de una partícula de tamiz molecular.	37
Figura 8. Esquema de la Zona de transferencia de masa (MTZ).	39
Figura 9. Diagrama de flujo simplificado de un sistema de deshidratación con sólido desecante de dos torres.	40
Figura 10. Diagrama de flujo de una unidad de deshidratación con desecante sólido.	41
Figura 11. Diagrama de flujo de un deshidratador de gas natural típico de dos torres.....	42
Figura 12. Sección transversal del deshidratador de Cloruro de Calcio.....	48
Figura 13. Curvas de desempeño de desecante al requisito máximo de contenido de humedad en tuberías (7 lb. de agua/ MMscf).....	51
Figura 14. Proceso de refrigeración con propano.	54
Figura 15. Diagrama de flujo del proceso en plantas con Expansión Joule Thompson.....	56
Figura 16. Sección transversal de un tubo Twister a condiciones típicas de proceso.	59
Figura 17. Diagrama de Flujo del Proceso de un Sistema Twister Típico.	60
Figura 18. Termodinámica de Twister Vs Expansión convencional Joule- Thompson.....	61
Figura 19. Metodología de selección del proceso de deshidratación del gas natural.....	69
Figura 20. Pureza glicol Versus la temperatura del reconcentrador a diferentes niveles de vacío.	79
Figura 21. Puntos de rocío de agua en Equilibrio con varias concentraciones de TEG.	84
Figura 22. Efecto de gas despojo en la concentración de TEG.	85
Figura 23. Efecto del gas de despojo en la concentración utilizando una columna Stahl.....	86

Figura 24. Depresión del punto de rocío calculado respecto a la tasa de circulación (1 plato en equilibrio (4 platos reales)).	86
Figura 25. Platos de empaque requeridos para el deshidratador de glicol.	88
Figura 26. Efecto del número de platos de la absorbedora sobre la depresión del punto de rocío.	89
Figura 27. Efecto de la temperatura sobre la capacidad de adsorción.	92
Figura 28. Serie de curvas de adsorción que muestran efectos de la tasa de flujo sobre la capacidad de adsorción de un solo desecante.	94
Figura 29. Máxima velocidad de flujo descendente de gas como una función de la presión de operación.	96
Figura 30. Diagrama de Equilibrio que muestra las líneas de carga constante de agua para un tamiz molecular tipo 4A.	99
Figura 31. Curva típica de caída de presión para los desecante tipo gel de sílice, esferas de 0,15 pulgadas de diámetro.	105
Figura 32. Diagrama de Flujo del proceso de deshidratación de gas natural, empleando la herramienta Hysys.	108
Figura 33. Diagrama de la Torre contactora de Platos con Capsulas de Burbujeo.	111
Figura 34. Diagrama del Intercambiador de Calor.	111
Figura 35. Diagrama de la Torre de Regeneración.	113
Figura 36. Especificación de las variables para convergencia de la torre Regeneradora.	113
Figura 37. Comparación de costos de inversión de los sistemas de deshidratación.	131
Figura 38. Contenido de Agua del Gas seco Vs Tasa Mínima de circulación de TEG	132
Figura 39. Contenido de Agua del Gas seco Vs Libras de Tamiz Molecular	133
Figura 40. Comparación de los costos del TEG y El Tamiz a diferentes contenidos de Agua del Gas seco.	133
Figura 41. Tasa mínima de Circulación de TEG Vs Contenido de Agua del Gas de Entrada.	134
Figura 42. Cantidad de Tamiz Vs Contenido de Agua del Gas de Entrada.	135
Figura 43. Comparación de los costos del TEG y del tamiz Molecular Vs Contenido de Agua del Gas de Entrada.	135

LISTA DE TABLAS

pág.

Tabla 2. Matriz de Parámetros de Selección de los diferentes procesos de deshidratación de Gas Natural.....	67
Tabla 3. Justificación de los criterios de selección de cada parámetro.	68
Tabla 4. Composición del gas de alimento a la Planta.	70
Tabla 5. Propiedades Físicas del Gas de Entrada a la Planta.	70
Tabla 6. Matriz de Resultados.	73
Tabla 7. Convenciones de la Matriz de Resultados.....	73
Tabla 8. Velocidades superficiales Máximas.	96
Tabla 9. Propiedades de varios adsorbentes.	101
Tabla 10. Constantes B y C para diferentes desecantes.....	105
Tabla 11. Rangos de valores utilizados para el diseño preliminar de un sistema de deshidratación empleando TEG.....	106
Tabla 12. Características de la Corriente de gas.....	110
Tabla 13. Composición Molar de la Corriente de Gas de Entrada.....	110
Tabla 14. Balance de las corrientes de masa y energía para el diagrama de flujo en la Figura 32.	115
Tabla 15. Corrientes de Energía.....	117
Tabla 16. Rangos de valores utilizados para el diseño preliminar de un sistema de deshidratación empleando Tamiz Molecular.....	117
Tabla 17. Datos del gas natural de Entrada a la contactora.....	118
Tabla 18. Resultados de los diseños con tiempos de ciclos diferentes.	124
Tabla 18. Costos de Capital para Deshidratación con TEG	126
Tabla 19. Costos de Capital para Deshidratación con Tamiz Molecular.	129
Tabla 20. Comparación de costos de inversión de los sistemas de deshidratación en función del tiempo de vida útil.....	131

LISTA DE ANEXOS

	pág.
ANEXO A. Contenido de agua en el Gas Natural.....	134
ANEXO B. Propiedades de los glicoles usados en la deshidratación.....	143

RESUMEN

TITULO: METODOLOGÍA PARA SELECCIONAR EL PROCESO MÁS ADECUADO DE DESHIDRATACIÓN EN CORRIENTES DE GAS NATURAL.*

AUTORES: NAVARRO MACANA, Martha Cecilia
MORENO LEÓN, Fredy Javier****

PALABRAS CLAVES: Deshidratación, Temperatura de Punto de Rocío, absorción, adsorción, Trietilenglicol, Tamiz Molecular, Gas Seco.

DESCRIPCIÓN:

Todo gas natural de producción está saturado con agua en su fase de vapor, además puede contener CO₂ y H₂S que generalmente son removidos con soluciones acuosas tales como aminas, carbonato de potasio, etc. los cuales saturan el gas o condensado con agua, este contenido de agua debe ser removido con el fin de evitar la formación de hidratos, cumplir con las especificaciones como gas de venta y minimizar los efectos de la corrosión. Para garantizar un procesamiento y transporte seguros, el tratamiento mínimo para un gas de producción es la deshidratación, que consiste en remover agua del gas natural y de los líquidos del gas natural.

La eliminación de agua del gas se puede lograr por varios procesos, entre estos se encuentran la absorción, adsorción, deliquesencia, expansión-refrigeración, permeación y separador supersónico Twister. Algunos de estos no solo controlan la temperatura del punto de rocío del gas por agua, sino que también por hidrocarburo, por lo que son empleados principalmente para la extracción de líquidos del gas. La selección del proceso de deshidratación del Gas Natural depende de diversos factores, principalmente de la especificación del gas seco requerido y del uso previsto del gas.

El objetivo de este trabajo es plantear una metodología mediante el análisis de las diferentes unidades de procesos seleccionando aquellos que más se ajustan a una corriente de gas específica para finalmente, mediante un estudio financiero determinar los costos de instalación y de operación de las posibles tecnologías que puedan ser implementadas y de esta manera se considera la viabilidad financiera en la selección definitiva del proceso de deshidratación más adecuado.

* Trabajo de Grado

**Facultad de Ingenierías Físico-Químicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos.
Director: M.Sc., Helena Margarita Ribón.

ABSTRACT

TITLE: METHODOLOGY FOR SELECTING THE MOST APPROPRIATE PROCESS OF DEHYDRATION IN NATURAL GAS STREAMS*

AUTHORS: NAVARRO MACANA, Martha Cecilia
MORENO LEÓN, Fredy Javier****

KEY WORDS: Dehydration, Dew point Temperature, Absorption, Adsorption, Triethylene Glycol, Molecular Sieve, Dry Gas.

ABSTRACT:

Production natural gas is saturated with water in its vapor phase, it can also contain CO₂ and H₂S usually are removed with aqueous solutions such as amines, potassium carbonate, etc. which saturate the gas or condensate with water, this water content should be removed in order to avoid the formation of hydrates, to satisfy the specifications as sales gas and minimizing the effects of corrosion. To ensure processing and transportation, the minimum treatment for gas production is dehydration, which is to remove water from natural gas and natural gas liquids.

Water removal of gas can be achieved by various processes; these include absorption, adsorption, deliquescence, expansion-cooling, permeation and Twister supersonic separator. Some of these not only control the dew point temperature of the gas by water but also by hydrocarbon and therefore are mainly used for gas liquids recovery. The selection of natural gas dehydration process depends on several factors, primarily the dry gas required specification and the intended use of the gas.

The issue of this project is to propose a methodology by analyzing different process units selecting those that best fit a specific gas stream. Finally through a financial study to determine the costs of installation and operation of the possible technologies that can be implemented and thus is considered the financial viability in the final selection of more suitable dehydration process.

* Graduate Project.

** Physico-Chemical Engineering Faculty, School of Petroleum Engineering.
Tutor: M.Sc., Helena Margarita Ribón.

INTRODUCCIÓN

El creciente consumo de energía a nivel mundial promueve la búsqueda de fuentes alternativas y demanda procesos de tratamiento y procesamiento antes de su consumo, para garantizar su transporte, calidad y seguridad.

Para el caso del gas natural de Colombia la Comisión Reguladora de Energía y Gas dicta las especificaciones de calidad del Gas Natural en la Resolución CREG 071 de 1999³. Para cumplir con la norma, existen varios procesos que acondicionan el gas, entre estos está el de deshidratación del gas natural; ya sea que se emplee como gas de inyección, materia prima o como combustible, pues el gas natural bajo condiciones normales de producción casi siempre está saturado con agua y el vapor de agua asociado al gas natural, es uno de los contaminantes más comunes en el gas, dado por los inconvenientes que puede ocasionar tanto en procesos posteriores a los que pudiese estar sometido, como para su transporte a áreas de tratamiento y consumo.

En este trabajo se plantea una metodología que requiere del análisis de las diferentes unidades de procesos para la deshidratación de gas, se exponen los rangos típicos de operación, se relacionan características generales y/o particulares, y se identifican semejanzas, ventajas, desventajas y variables de cada proceso. De esta manera, se selecciona, a partir de los parámetros de operación de los diferentes procesos de deshidratación de Gas Natural cuáles son los que más se ajustan a determinada corriente de gas.

Con el fin de orientar el análisis técnico de los dos procesos preseleccionados se recurre al modelamiento mediante la herramienta Hysys de AspenTech para realizar el diseño del proceso de deshidratación de la corriente de gas natural con

³ Las normas que la modifiquen, adicionen, aclaren o sustituyan, se indican en la Resolución CREG 054 de 2007.

TEG. Luego se presentan los cálculos del proceso para deshidratación con desecante sólido, los cuales se hacen manualmente siguiendo las indicaciones de la GPSA.

Finalmente, se realiza un estudio financiero a los procesos que se ajustaron técnicamente, para determinar los costos de instalación y de operación de las posibles tecnologías que puedan ser implementadas, de esta manera se considera la viabilidad financiera en la selección definitiva del proceso de deshidratación más adecuado.

1 DESHIDRATACIÓN DEL GAS NATURAL

La deshidratación es el proceso de eliminación de agua de la corriente de gas natural.

La experiencia operativa y de ingeniería ha demostrado que es necesario reducir y controlar el contenido de agua del gas para garantizar un procesamiento y transmisión seguros.⁴ Las principales razones para retirar el agua del gas natural son las siguientes:

1. El agua líquida y el gas natural pueden formar hidratos que taponan los equipos y tuberías.
2. El agua líquida del gas natural es corrosiva principalmente si contiene CO₂ y H₂S.
3. El agua líquida en una tubería de gas natural potencialmente causa condiciones de flujo slug que resulta en una menor eficiencia de flujo de la tubería⁵.
4. Optimizar el funcionamiento de los compresores⁶.
5. Cumplir con la calidad exigida para su transporte en tuberías y comercialización.
6. El vapor de agua incrementa el volumen y disminuye el poder calorífico del gas⁷.

⁴ MOKHATAB, Saied; POE, William and SPEIGHT, James. Natural Gas transmission and processing. Natural Gas Dehydration. Linacre House, Jordan Hill, Oxford, United Kingdom.: Gulf Publishing Company, 2006. p 357. ISBN 978-0-1506-7776-9

⁵ GUO, Boyun and GHALAMBOR, Ali. Natural Gas Engineering Handbook. Dehydration. Houston; Texas, United States.: Gulf Publishing Company, 2005. p 123. ISBN 097-65-1133-9

⁶ RIBON, Helena; SANTOS, Nicolás y ORTÍZ, Olga. Métodos de deshidratación de gas natural. En: Revista Fuentes, el reventón energético. 2010. Vol. 8, No. 2., p. 2

⁷ MOKHATAB, Saied; POE, William and SPEIGHT. Op. cit., p 357.

1.1 CONTENIDO DE AGUA DEL GAS NATURAL

Debido a que las normas del Reglamento Único de Transporte de Gas Natural en Colombia (RUT), no permiten un contenido de agua mayor a 6 lb/MMPCS de gas, se hace importante calcular la cantidad de agua presente en el gas natural, y así aplicar un tratamiento en caso de que el contenido de agua en el gas sea mayor que el requerido.

1.1.1 Solubilidad del agua en hidrocarburos. (Ver anexo A)

1.1.2 Contenido de agua en el Gas Natural. (Ver anexo A)

1.1.3 Contenido de Agua en Gases dulces. (Ver anexo A)

1.1.4 Contenido de Agua en Gases Ácidos. (Ver anexo A)

1.2 TIPOS DE PROCESOS DE DESHIDRATACIÓN DE GAS NATURAL.

La eliminación de agua del gas se puede lograr por varios procesos, los dos métodos más comunes son:

- Adsorción
- Absorción.

Otros métodos menos comunes de deshidratación también se describirán, los cuales son:

- Delicuescencia: Deshidratador No-regenerable (Unidad de salmuera de Cloruro de Calcio).
- Expansión-Refrigeración
- Separador Supersónico Twister

La selección del proceso de deshidratación del Gas Natural depende de diversos factores, principalmente de la especificación del gas seco requerido y del uso previsto del gas, por tal razón a continuación se explicarán los diferentes sistemas de deshidratación incluyendo nuevas tecnologías con el fin de conocer sus principales características.

1.3 DESHIDRATACIÓN POR ABSORCIÓN⁸

Descripción General del Proceso

En el proceso de absorción, un líquido higroscópico se usa para contactar el gas húmedo y eliminar el vapor de agua. El líquido más común utilizado en las unidades de absorción usadas para la deshidratación es el Trietilenglicol (TEG).

Importantes propiedades físicas de los glicoles se muestran en la tabla del Anexo B.

Absorción y despojo

A través de la absorción, el agua en una corriente de gas se disuelve en una corriente de solvente líquido relativamente puro.

El proceso inverso, en el que se transfiere el agua en el solvente hacia la fase de gas, se conoce como despojo.

Los términos regeneración, reconcentración y recuperación se usan también para describir despojo (o purificación) debido a que el solvente se recupera para su reutilización en la etapa de absorción.

La absorción y extracción se utilizan con frecuencia en:

⁸ ARNOLD, K. y STEWART. M. Gas Dehydration Field Manual. United States: Gulf Professional Publishing. 2011. p 93. ISBN. 978-1-85617-980-5

- Procesamiento del gas
- Endulzamiento de Gas
- Deshidratación con glicol

1.3.1 Deshidratación con Glicol

Principios De Operación

Después de que el agua líquida (libre) se ha removido de la corriente de gas mediante separación, entre 25 y 120 libras de agua por MMSCF de gas permanecerán en la corriente, dependiendo de la temperatura y la presión del gas.

Cuanto más caliente el gas de entrada y la presión más baja, mayor vapor de agua contendrá la corriente de gas. Ver Contenido de agua de gas natural pobre, dulce - McKetta-Wehe. (Anexos del Capítulo 1).

Normalmente, entre 20 a 115 libras de agua por MMSCF de gas deben removerse antes que el punto de rocío deseado del gas se cumpla.

Los esquemas de las figuras 1 y 2 muestran el flujo a través de un sistema de deshidratación de glicol típico.

El proceso de deshidratación de glicol puede ser discutido en dos partes:

- Sistema de Gas (Figura 1)
- Sistema de Glicol (Figura 2)

1.3.2 Sistema de Gas

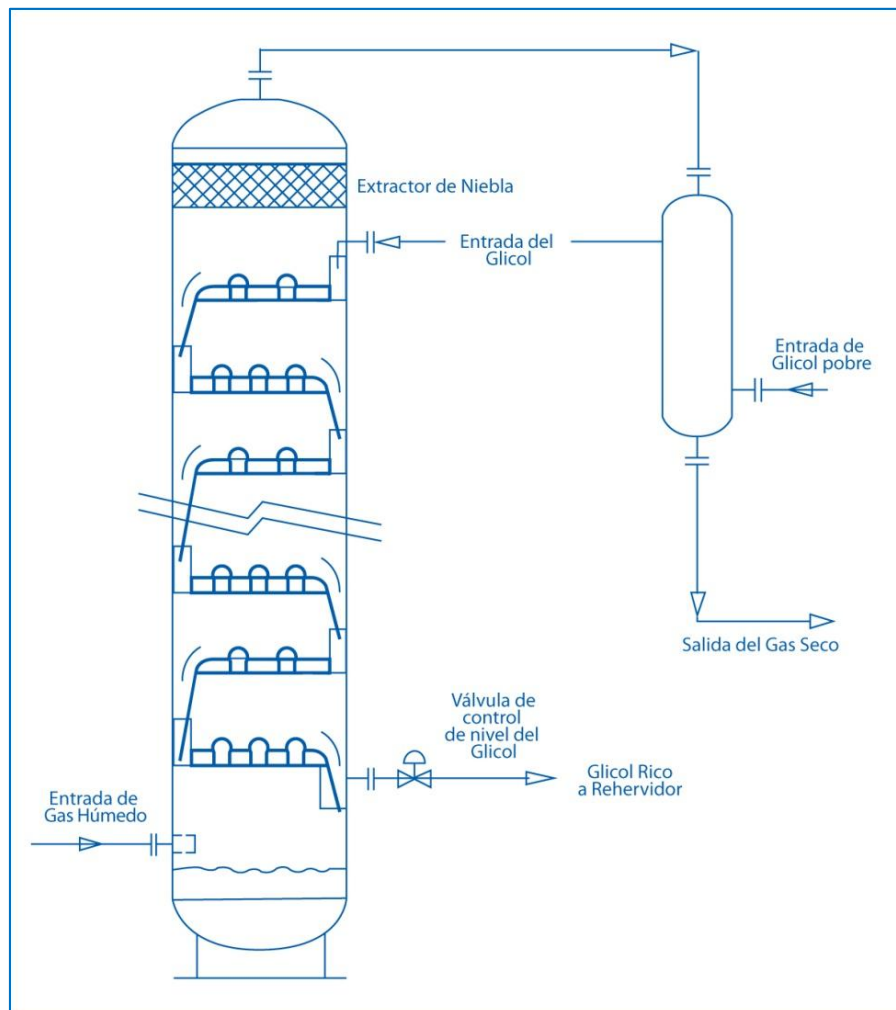
Separador Scrubber de Entrada/Filtro de Microfibra

El gas húmedo entra en la unidad a través del separador de gas de entrada Scrubber / filtro de microfibra, generalmente vertical, para eliminar las impurezas líquidas y sólidas.

Contactora Gas-Glicol

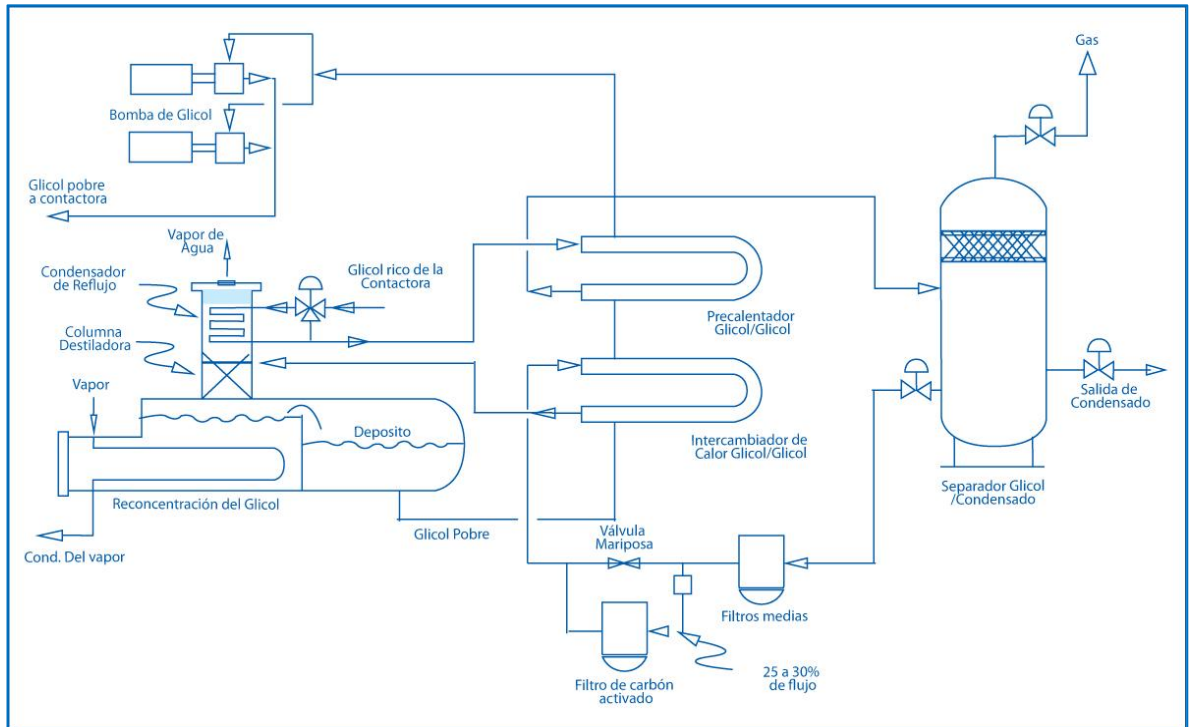
Después de pasar por el separador de filtro de microfibra, el gas entra en la contactora gas-glicol cerca de la parte inferior del recipiente.

Figura 1. Flujo de gas a través de un sistema de deshidratación de glicol típico.



Fuente: ARNOLD, K. y STEWART. M. Gas Dehydration Field Manual. United States: Gulf Professional Publishing. 2011. P 98. ISBN. 978-1-85617-980-5

Figura 2. Flujo de Glicol a través de un sistema de deshidratación de glicol típico.



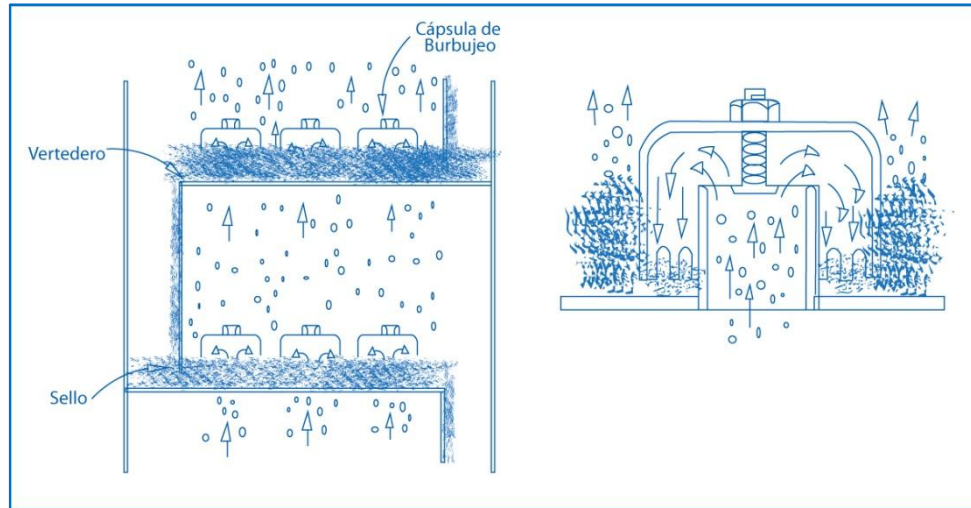
Fuente: ARNOLD, K. y STEWART. M. Gas Dehydration Field Manual. United States: Gulf Professional Publishing. 2011. P 99. ISBN. 978-1-85617-980-5

El interior de la contactora contiene ya sea empaque de varias bandejas con vertederos que mantienen un nivel específico de glicol de manera que el gas debe burbujear a través del glicol cuando el gas fluye hacia arriba (Figura 3).

A medida que el gas húmedo pasa hacia arriba a través de cada bandeja sucesiva, cede el vapor de agua al glicol y se vuelve progresivamente más seco. Antes de abandonar la contactora el gas pasa a través de un extractor de niebla para remover el glicol que puede estar tratando de salir con el gas.

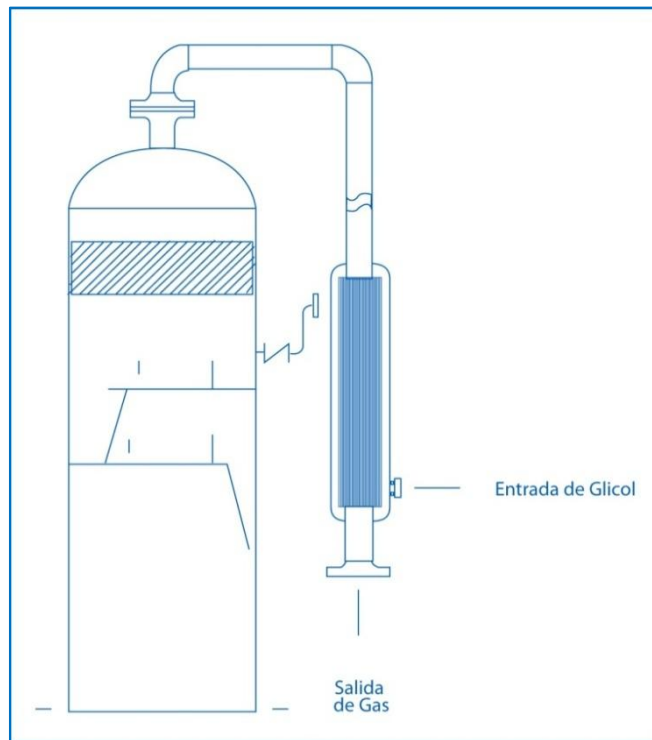
El gas seco sale de la contactora por la parte superior y pasa a través de un intercambiador de calor externo glicol-gas donde se enfría el glicol seco entrante para aumentar su capacidad de absorción (Figura 4).

Figura 3. Platos de Capsulas de burbujeo.



Fuente: ARNOLD, K. y STEWART. M. Gas Dehydration Field Manual. United States: Gulf Professional Publishing. 2011. P 100. ISBN. 978-1-85617-980-5

Figura 4. Intercambiador de calor externo gas glicol.



Fuente: ARNOLD, K. y STEWART. M. Gas Dehydration Field Manual. United States: Gulf Professional Publishing. 2011. P 101. ISBN. 978-1-85617-980-5

Algunas instalaciones incorporan un tambor knockout de glicol (separador centrífugo) que recupera cualquier glicol que se haya escapado con el gas a través del extractor de niebla. El gas seco luego sale de la unidad deshidratadora.

1.3.3 Sistema de Glicol

Intercambiador de calor Gas-Glicol

El glicol concentrado seco se bombea hasta la presión de la contactora, mediante la bomba de glicol, y luego pasa a través del intercambiador de calor gas-glicol antes de entrar en la torre contactora.

El intercambiador de calor gas-glicol enfría el glicol a una temperatura cercana a la del gas antes de que el glicol entre en la contactora.

Es importante que el glicol esté cerca de la temperatura del gas para:

- Evitar que el gas exceda la temperatura de equilibrio.
- Evitar la formación de espuma

Contactora Gas-Glicol

El glicol seco desde el intercambiador de calor glicol-gas entra en la torre contactora y fluye a través de la bandeja superior. Este es el primer contacto entre el glicol y el gas.

El glicol fluye hacia abajo a través de conductos de tubos descendentes en la torre, a medida que pasa a través de cada bandeja absorbe más agua. El bajante sella el paso del glicol hacia el plato de abajo, evitando así que el gas pase las capsulas de burbujeo.

Cuando el glicol fluye hacia abajo a través de cada plato sucesivo, se vuelve más húmedo con el agua que ha absorbido del gas y se acumula en la parte inferior del contactora saturado con agua. A medida que el gas se mueve hacia arriba a través de cada bandeja sucesiva, se vuelve más seco.

El gas húmedo que se ha acumulado en el fondo de la contactora pasa a través de un tamizador (filtro), que remueve las partículas abrasivas, antes de fluir a través del lado de alimentación de la bomba de glicol (bombas de intercambio de energía), donde se suministra la potencia para bombear el glicol seco a la contactora.

La potencia proviene de la cabeza aumentada causada por el gas absorbido contenido en el glicol rico.

Condensador de reflujo

Desde la contactora gas-glicol el glicol húmedo y frío pasa a través de un serpentín (condensador de reflujo) en la parte superior la columna despojadora-rehervidora. El serpentín enfría los vapores que salen de la columna destiladora y condensa los vapores de glicol a líquido. Las gotas de líquido del glicol gravitan de regreso en la columna despojadora al reconcentrador.

El agua se mantiene en forma de vapor y continúa en la parte superior de la columna destiladora.

El serpentín de refrigeración es llamado comúnmente el condensador de reflujo.

Pre calentador Glicol-glicol

El glicol húmedo ligeramente calentado que sale del condensador de reflujo pasa a través del pre calentador de glicol-glicol. El glicol seco caliente del reconcentrador glicol calienta el glicol húmedo aún más, y a su vez enfría aún más el glicol seco antes de pasar a las bombas de glicol.

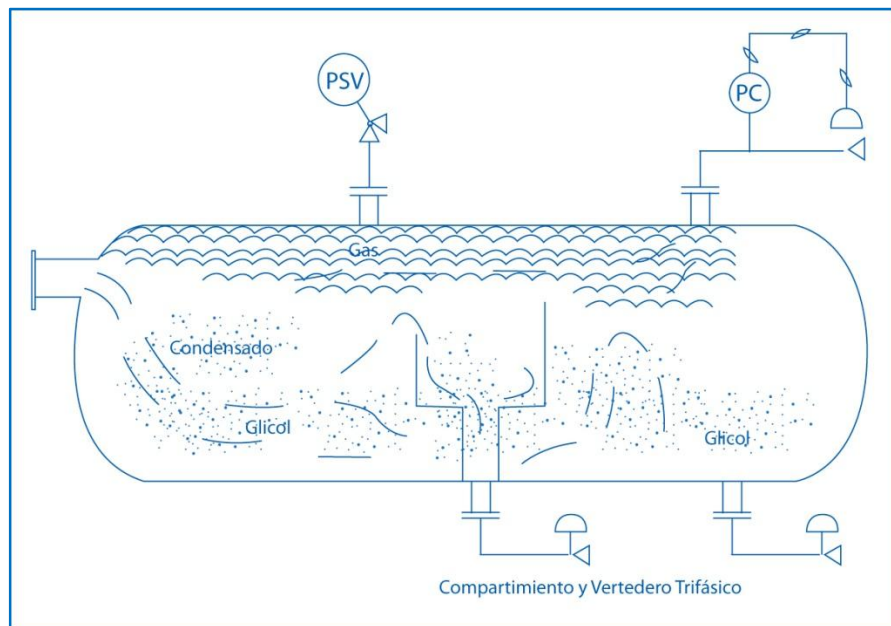
Separador Condensador Gas-Glicol

Después de dejar el pre-calentador glicol-glicol, el glicol húmedo calentado se envía a un separador condensador gas-glicol de baja presión, donde se remueven

la mayor parte del gas arrastrado y los hidrocarburos líquidos que fueron recogidos por el glicol en su trayectoria a través de la contactora.

El calor proporcionado por el pre-calentador glicol-glicol ayuda en la separación de hidrocarburos del glicol húmedo. El condensado de hidrocarburo se separa del glicol mediante un separador-condensador gas-glicol de tres fases (figura 5).

Figura 5. Separador Gas-Glicol-Condensado.



Fuente: ARNOLD, K. y STEWART. M. Gas Dehydration Field Manual. United States: Gulf Professional Publishing. 2011. P 104. ISBN. 978-1-85617-980-5

Filtro de microfibr

Después de que el gas y el condensado se han separado en el separador - condensador de gas-glicol, el glicol húmedo pasa a través de un filtro de microfibr.

Estos filtros se utilizan para eliminar los sólidos, hidrocarburos alquitranados, u otras impurezas.

Filtro de Carbón

Desde el filtro de microfibra el glicol húmedo entra en un filtro de carbón o carbón vegetal.

Gránulos de carbón activado en este filtro absorben los hidrocarburos líquidos arrastrados, los químicos del tratamiento de pozo, aceites de compresores, y otras impurezas que pueden causar la formación de espuma.

Intercambiador de Calor Glicol-Glicol

Desde el filtro de carbón, el glicol húmedo fluye a través del glicol seco al intercambiador de calor de glicol húmedo.

Este intercambiador de calor precalienta el glicol húmedo tanto como sea posible antes de entrar en el reconcentrador glicol, reduciendo así el requerimiento de calor del re-concentrador de glicol.

Columna Destiladora

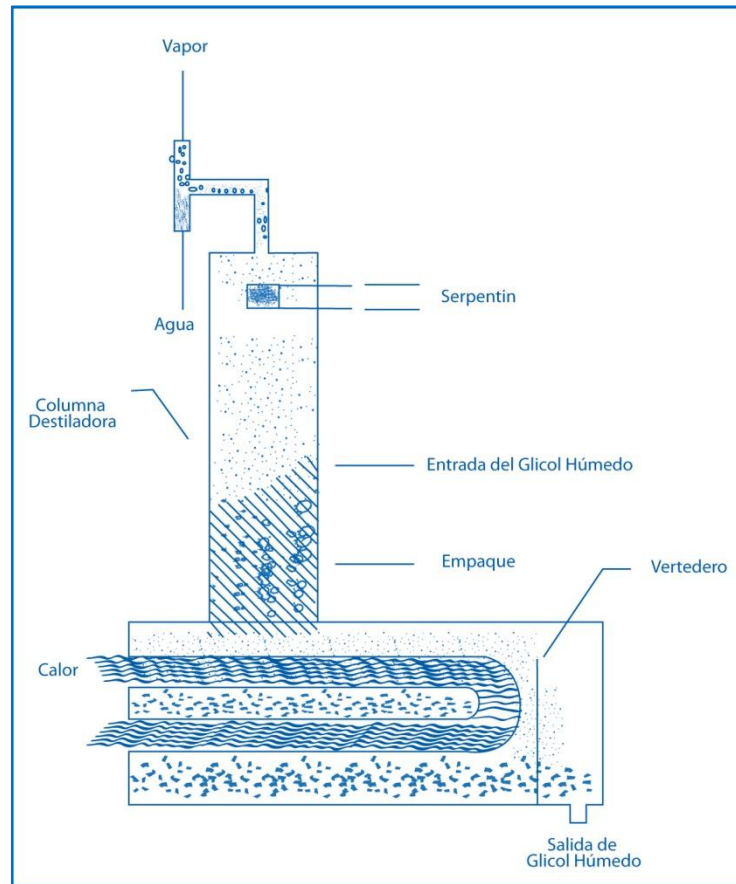
Desde el intercambiador de calor de glicol/glicol, el glicol húmedo entra en la columna destiladora que se encuentra verticalmente encima del reconcentrador glicol (figura 6.).

El interior de la columna destiladora está empacada ya sea, con sillas de montar de cerámica, o anillos pall de acero inoxidable, que se utilizan para añadir área superficial y distribuir el calor al glicol entrante.

El glicol húmedo entrante se esparce de manera uniforme y gotea a través de la sección empacada. Los vapores que viajan hacia arriba desde la reconcentradora de glicol calientan el empaque.

A medida que el glicol se desplaza hacia abajo a través del empaque caliente, el agua comienza a ser expulsada en forma de vapor.

Figura 6. Columna Destiladora en la cima de un Reconcentrador de Glicol.



Fuente: ARNOLD, K. y STEWART. M. Gas Dehydration Field Manual. United States: Gulf Professional Publishing. 2011. P 106. ISBN. 978-1-85617-980-5

Unidades que utilizan intercambiadores de calor eficientes pueden eliminar tanto como 75 a 80% del agua contenida en el glicol en la columna destiladora antes de que el glicol llegue al reconcentrador.

Como el vapor de agua se desplaza hacia arriba a través de la columna destiladora y sale por la parte superior, lleva consigo atrapado vapor de glicol. Para evitar la pérdida de vapor de glicol, la columna destiladora utiliza un "condensador de reflujo" situado en la parte superior de la columna destiladora empacada.

Los vapores de glicol que escapan de la columna destiladora con la corriente son atraídos a la película de líquido condensado (principalmente agua) que cubre el área de superficie del serpentín donde también son condensados.

Las gotas de líquido gravitan hacia debajo de la columna destiladora hacia el re-concentrador para seguir el tratamiento, evitando así la pérdida excesivo de glicol debido a la vaporización.

En algunas unidades, el glicol entra a la columna destiladora por debajo de la sección del empaque de la columna.

- La vaporización tiene lugar en el re-concentrador.
- El condensador de reflujo opera de la misma en ambos tipos de columnas destiladoras.
- La sección del empaque ya no se utiliza para distribuir el calor para la vaporización.
- El líquido condensado procedente del condensador de reflujo cae de nuevo en la sección de relleno que proporciona una película de líquido sobre la parte superior del embalaje.
- La sección del empaque ya no se utiliza para distribuir el calor para la vaporización.
- El líquido condensado procedente del condensador de reflujo cae de nuevo en la sección del empaque proporcionando una película de líquido sobre la parte superior del empaque.
- Los vapores de glicol que escapan del re-concentrador con la corriente deben pasar a través de la sección del empaque.
- La película acuosa que cubre las recapturas del empaque el vapor de glicol, lo condensa en gotas, las cuales se lavan de nuevo en el re-concentrador.
- Por lo tanto, más vapor de glicol se puede recuperar en esta configuración que en la columna destiladora descrita anteriormente.

- Dado que la vaporización se produce principalmente en el reconcentrador, la temperatura de operación es inferior en este tipo de columna destiladora. Esto se traduce en: Una mayor condensación de reflujo y Requiere mayor carga térmica.

Reconcentrador

Desde columna destiladora empacada, las gotas del glicol húmedo caen hacia abajo en el reconcentrador.

El glicol se calienta a una temperatura a la que la mayoría del agua restante y algunas del glicol se vaporizan.

Una fuente de calor calienta el glicol de entre 350° y 400 °F.

- Se remueve el agua restante
- Está por debajo del punto de descomposición de TEG.

La temperatura del glicol en el reconcentrador es crítica y debe ser controlada en este punto.

Las fuentes de calor incluyen:

- Fuego directo (de tiro natural / de tiro forzado)
- El calor residual (gases de escape de los compresores o generadores)
- Calentadores eléctricos

El vapor calentado (tanto glicol y agua) se eleva hacia arriba a través de la columna destiladora. A medida que la mezcla pasa a los serpentines del condensador de reflujo frío, los vapores de glicol son condensados y vuelven a caer.

El vapor de agua sale de la parte superior de la columna destiladora en forma de vapor. Una parte del vapor se condensará, por lo que se proporciona un conducto bajante para drenar el agua.

Un vertedero mantiene un nivel de glicol sobre la fuente de calor, el cual:

- Evita el sobrecalentamiento de los tubos.
- Evita la falla prematura del tubo.

A medida que el glicol se purifica, cae sobre el vertedero en un compartimiento separado. Desde el reconcentrador, el glicol seco (pobre) fluye hacia el tanque de surgencia acumulador, cuando la bomba de glicol lo eleva a la presión de la contactora inicia otro ciclo.

Gas de Despojo

Purezas de 98% o más se consiguen normalmente en un sistema de TEG operando a presión atmosférica. Si se requiere glicol muy puro (hasta 99,9% TEG) y no puede ser alcanzado por el sistema de regeneración estándar, puede ser usado gas de despojo.

Una pequeña cantidad de gas natural seco, normalmente tomado de la corriente de combustible, se inyecta en el reconcentrador. Dado que el gas caliente tiene una afinidad por el agua, el gas de despojo se hace burbujear a través del glicol caliente, el cual elimina el agua remanente del glicol.

Este gas se puede poner directamente en el reconcentrador o se puede añadir al tanque de almacenamiento en el que puede filtrarse a través de la columna empacada entre los dos recipientes (columna Stahl).

La columna Stahl también sirve como un vertedero donde el glicol seco se vierte hacia abajo por gravedad sobre el empaque, mientras que el gas pasa hacia arriba, elimina aún más el agua.

Este método impide que el aire entre en contacto con el glicol seco en el tanque de almacenamiento, evitando así la oxidación del glicol.

Entrada de oxígeno en el sistema de glicol hará lo siguiente:

- Descomponer el glicol en cierta medida.
- Causar la corrosión dentro del sistema.

Gas de arrastre puede:

- Reducir la temperatura a la que debe operar el reconcentrador.
- Reducir la tasa de circulación de glicol necesaria para deshidratar el gas adecuadamente.

1.4 DESHIDRATACIÓN CON DESECANTES SÓLIDOS.⁹

Descripción General del Proceso

La adsorción es un fenómeno físico que se produce cuando las moléculas de un gas se ponen en contacto con una superficie sólida y algunas de ellas se condensan en la superficie.

La deshidratación de un gas (o un hidrocarburo líquido) con un desecante seco es un proceso de adsorción en el que las moléculas de agua son preferentemente retenidas por el desecante y removidas de la corriente de gas.

La adsorción es una forma de adhesión entre la superficie del desecante sólido y el vapor de agua en el gas. El agua forma una película delgada que se sostiene a la superficie del desecante por fuerzas de atracción, no por reacción química.

El desecante es un sólido, deshidratante granulado medio con una gran área de superficie efectiva (gran número de poros pequeños) por unidad de peso. Los desecantes típicos pueden tener hasta 4 millones de pies cuadrados de área de superficie por libra.

Desecantes usados comúnmente incluyen:

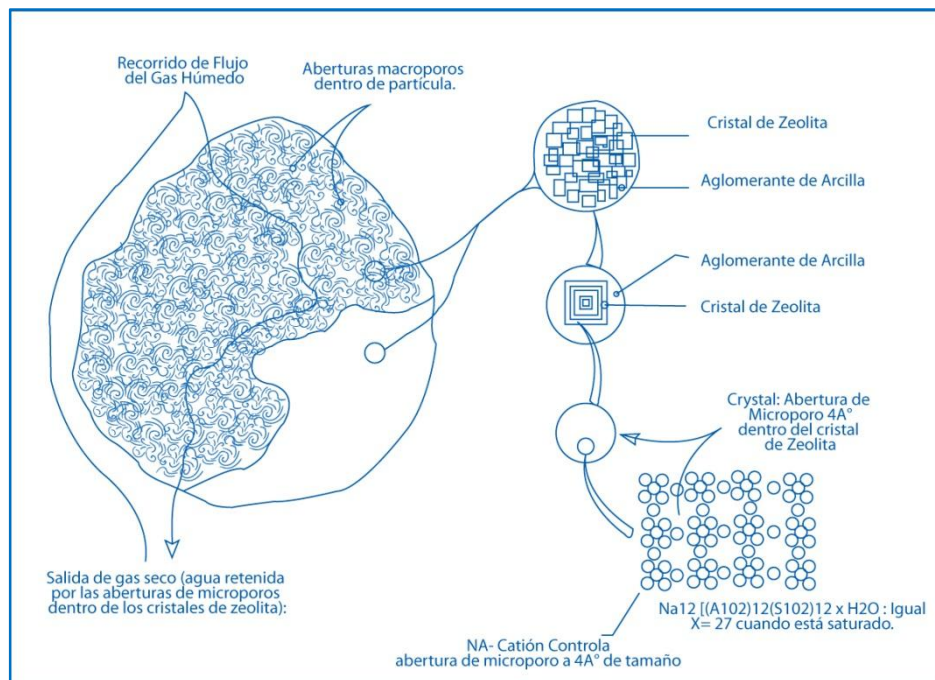
- Alúmina
- Gel de Sílice

⁹ARNOLD, K. y STEWART. M. Gas Dehydration Field Manual. United States: Gulf Professional Publishing, 2011. P. 56. ISBN. 978-1-85617-980-5

- Tamices moleculares (tamices molares)

Muchos grados y calidades de cada una de estas sustancias están disponibles comercialmente. La figura 7 es una ampliación de una partícula de tamiz molecular.

Figura 7. La ampliación de una partícula de tamiz molecular.



Fuente: ARNOLD, K. y STEWART. M. Gas Dehydration Field Manual. United States: Gulf Professional Publishing. 2011. P 57. ISBN. 978-1-85617-980-5

El número de moléculas en la superficie es una función de:

- La naturaleza del adsorbente
- La naturaleza de la molécula que se está adsorbiendo (el adsorbato)
- La temperatura del sistema y la concentración del adsorbato sobre la superficie del adsorbente.

Proceso de Reversión

El proceso de adsorción puede ser revertida de la misma manera que lo son los procesos de absorción:

- La adsorción se fomenta por las bajas temperaturas y altas presiones.
- Desorción (su reversión) se fomenta por las altas temperaturas y bajas presiones.

1.4.1 Zona de Transferencia de Masa (MTZ). En la entrada del lecho y para una cierta distancia de ella, el adsorbente está saturado esencialmente hasta el valor de equilibrio por el componente adsorbible en el fluido, tal como el agua en el gas natural. A la salida del lecho, el adsorbente está insaturado y el contenido de agua del gas está en equilibrio con el adsorbente insaturado activado.

El MTZ se define como la zona entre estas dos zonas, donde la concentración de agua en el gas natural está disminuyendo (Figura 8).

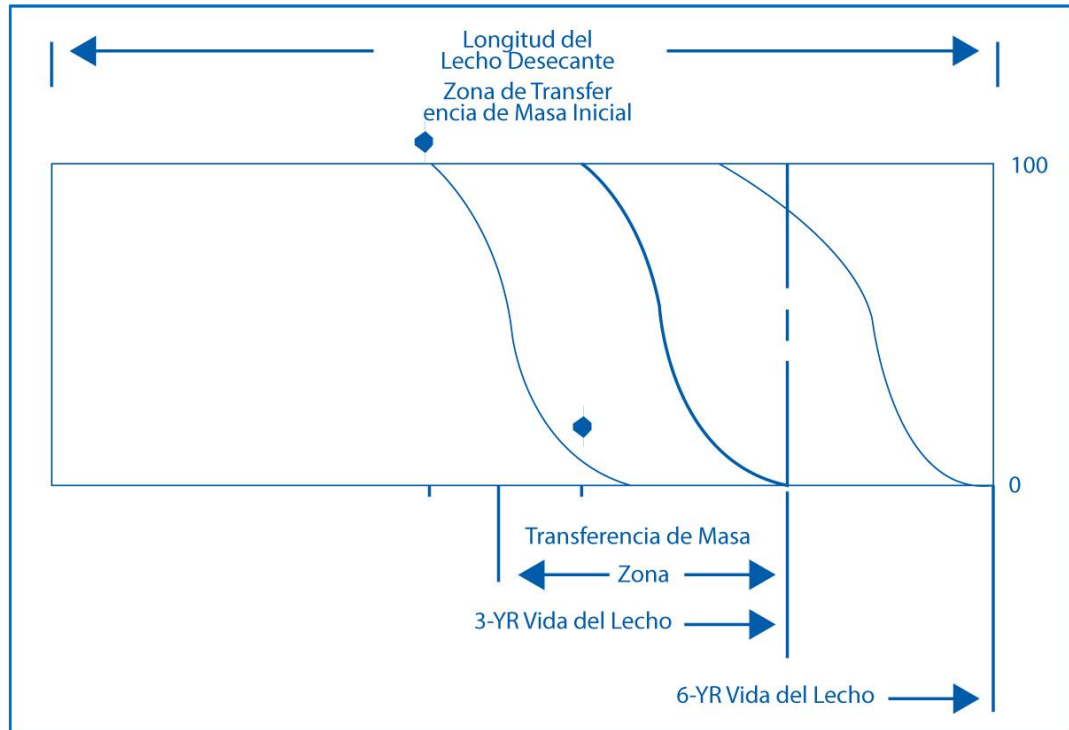
Las longitudes de la MTZ se pueden obtener experimentalmente para diversos materiales y sistemas y utilizar en correlaciones gráficas para propósitos de diseño.

La MTZ es una función de los siguientes factores:

- Adsorbente
- Tamaño de partícula del adsorbente
- Velocidad del fluido
- Las propiedades del fluido
- Concentración del adsorbato en el fluido que entra
- Concentración del adsorbato en el adsorbente si no está completamente reactivado
- Temperatura

- Presión
- Antecedentes del sistema

Figura 8. Esquema de la Zona de transferencia de masa (MTZ).



Fuente: ARNOLD, K. y STEWART. M. Gas Dehydration Field Manual. United States: Gulf Professional Publishing. 2011. P 58. ISBN. 978-1-85617-980-5

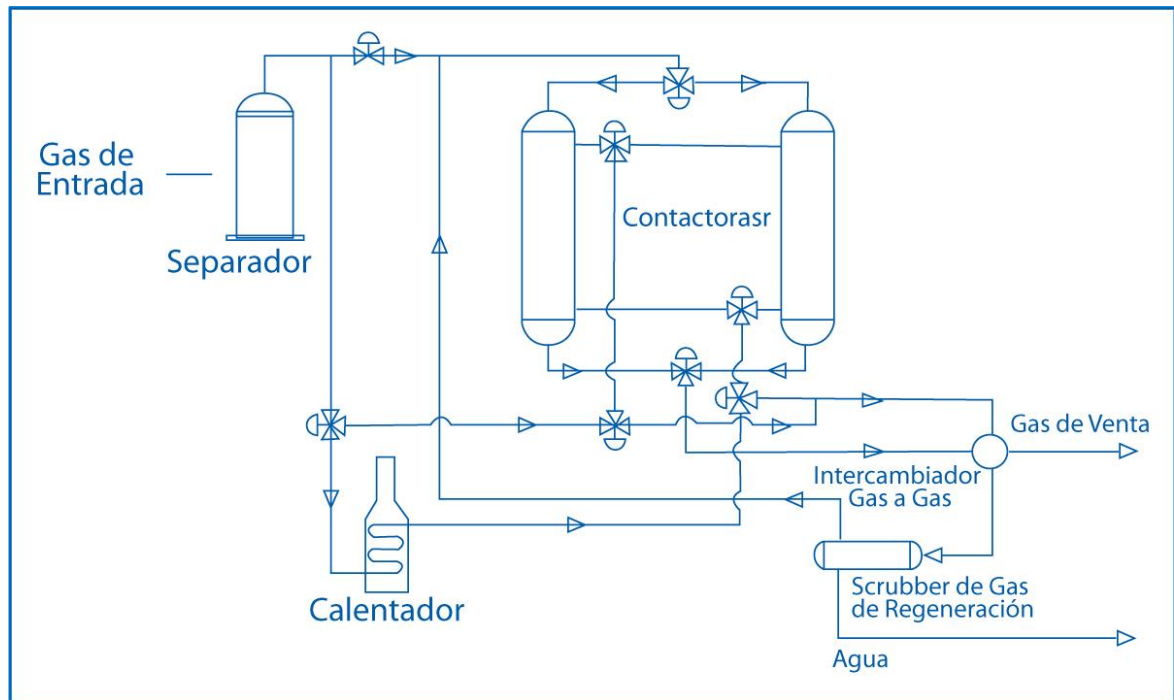
1.4.2 Principios de operación

Introducción

El proceso de adsorción es un proceso por lotes, con múltiples lechos desecantes utilizados en funcionamiento cíclico para secar el gas en una base continua.

El número y la disposición de los lechos desecantes pueden variar de dos torres, adsorbiendo alternativamente (Figura 9), a muchas torres.

Figura 10. Diagrama de flujo de una unidad de deshidratación con desecante sólido.



Fuente: ARNOLD, K. y STEWART. M. Gas Dehydration Field Manual. United States: Gulf Professional Publishing. 2011. P 60. ISBN. 978-1-85617-980-5

1.4.3 Componentes del sistema. Los componentes esenciales de un sistema de deshidratación con desecante sólido son:

- Separador de filtro de microfibras para la corriente de gas de entrada.
- Dos o más torres de adsorción (contactoras) llenas de un desecante sólido.
- Calentador de alta temperatura que proporciona gas de regeneración caliente para reactivar el desecante en las torres.
- Enfriador del gas de regeneración para condensar el agua del gas caliente de regeneración.
- Separador del gas de regeneración para remover el agua condensada del gas de regeneración.
- Múltiples tuberías, válvulas switching y controles para dirigir y controlar el flujo de gases de acuerdo con los requisitos del proceso.

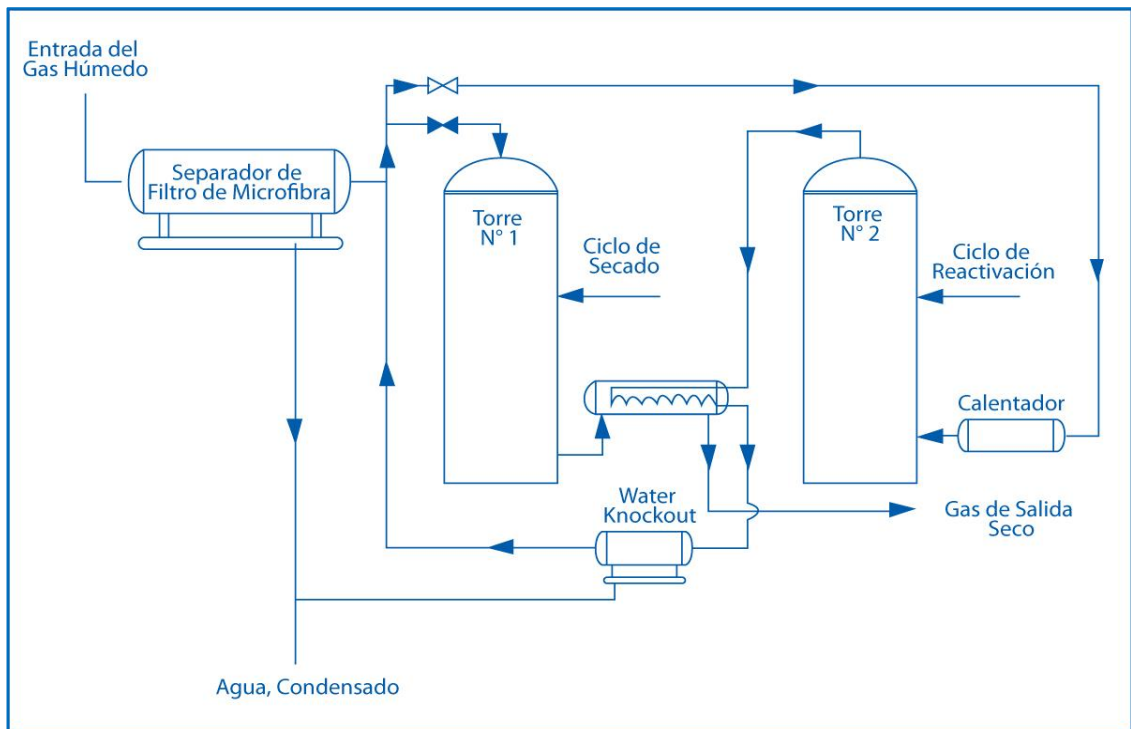
Ciclo de Secado / Reactivación

La figura 11, muestra el flujo de una unidad típica de dos torres, con secado ocurriendo en la primera torre.

El gas de entrada húmedo primero pasa a través de un separador de entrada de filtro de microfibras eficiente donde los líquidos libres, la niebla arrastrada, y las partículas sólidas se eliminan.

- Líquidos libres pueden dañar o destruir el lecho desecante.
- Los sólidos pueden tapan el lecho.

Figura 11. Diagrama de flujo de un deshidratador de gas natural típico de dos torres.



Fuente: ARNOLD, K. y STEWART. M. Gas Dehydration Field Manual. United States: Gulf Professional Publishing. 2011. P 61. ISBN. 978-1-85617-980-5

Si la unidad de deshidratación está aguas abajo de una unidad de amina, la unidad de glicol o los compresores, es muy recomendable un separador de filtro de microfibras de entrada aguas arriba de las torres de adsorción.

En cualquier momento dado, una de las torres estará en funcionamiento en el ciclo de adsorción o de secado mientras que la otra está en el proceso de ser calentada o enfriada.

Varias válvulas switching operadas automáticamente y un controlador orientan el gas de entrada y el gas de regeneración a la torre adecuada en el momento adecuado.

La torre regenerada se:

- Calienta durante 5 a 6 horas.
- Enfría por otras 2 a 3 horas.

A medida que el gas húmedo fluye hacia abajo a través de la torre en el ciclo de adsorción, cada uno de los componentes adsorbibles se adsorbe a una tasa diferente.

El vapor de agua se adsorbe inmediatamente en las capas superiores del lecho desecante. Algunos de los gases de hidrocarburos ligeros e hidrocarburos más pesados que se desplazan hacia abajo a través del lecho también son adsorbidos. Los hidrocarburos más pesados desplazarán a los más ligeros en el lecho desecante medida que avanza el ciclo de adsorción.

Como las capas superiores del desecante se saturan con agua, el agua en la corriente de gas húmedo comienza a desplazar los hidrocarburos adsorbidos previamente en las capas inferiores.

Para cada componente en la corriente de gas de entrada, habrá una sección de profundidad del lecho, de arriba a abajo, donde se satura el desecante con ese componente y donde el desecante a continuación está sólo empezando a adsorberlo.

La profundidad del lecho desde la saturación hasta adsorción inicial es la zona de transferencia de Masa (MTZ).

La MTZ es simplemente una zona o sección del lecho en la que un componente transfiere su masa de la corriente de gas a la superficie del desecante.

A medida que el flujo de gas continúa:

- Las MTZ's se mueven hacia abajo a través del lecho y el agua desplaza todo el gas adsorbido previamente hasta que, finalmente, todo el lecho está saturado con vapor de agua.

Cuando el lecho esté completamente saturado con vapor de agua, el gas de salida es tan húmedo como el gas de entrada.

Las torres deben ser cambiadas del ciclo de adsorción para el ciclo de regeneración (calentamiento y enfriamiento) antes de que el lecho de desecante se haya saturado completamente.

Un esquema de suministro de regeneración-gas consiste en tomar una porción (5 a 15%) de la corriente de gas húmedo que entra a través de una válvula de reducción de presión que fuerza a una porción del gas aguas arriba a través del sistema de regeneración.

En la mayoría de las plantas, un controlador de flujo regula el volumen de gas de regeneración utilizado.

El gas de regeneración se envía a un calentador donde se calienta entre 400 °F y 600 °F y se envía a la torre en regeneración.

Inicialmente, el gas de regeneración caliente debe calentar la torre y el desecante. El agua comienza a vaporizarse cuando la temperatura del gas efluente caliente alcanza entre 240 °F y 250 °F. El lecho sigue calentándose lentamente a medida que el agua se desadsorbe o se expulsa del desecante.

Después de que toda el agua se ha eliminado, el calentamiento se mantiene para eliminar los hidrocarburos más pesados y contaminantes que no se vaporizan a temperaturas más bajas. El lecho del desecante estará correctamente regenerado

cuando la temperatura del gas de salida (pico-salida) haya alcanzado entre 350 °F y 550 °F.

Después del ciclo de calentamiento, el lecho de desecante es enfriado por el flujo de gas de regeneración no caliente hasta que el desecante se haya enfriado suficientemente.

Todo el gas de regeneración utilizado en los ciclos de calentamiento y enfriamiento se hace pasar a través de un intercambiador de calor (normalmente un refrigerador de aire) donde se enfría para condensar el agua extraída del lecho desecante regenerado. Esta agua se separa en el separador de gas de regeneración, y el gas se mezcla con la corriente de gas húmedo entrante. Todo este procedimiento es continuo y automático.

1.5 DESLICUESCENCIA

Descripción General del Proceso¹⁰

La deshidratación por deliquesencia se refiere al uso de sales de metales alcalinotérreos para secar el gas. En la industria de gas, la más empleada en los sistemas de deshidratación es el cloruro de calcio (CaCl_2).

Las sales deliquescentes como el calcio, el potasio y los cloruros de litio, se han usado en las industrias del gas y el petróleo para deshidratar productos de petróleo durante más de 70 años. Estas sales atraen y absorben naturalmente la humedad (higroscópicas), disolviéndose gradualmente hasta formar una solución de agua salada.

¹⁰ AGENCIA DE PROTECCIÓN DEL MEDIO AMBIENTE DE LOS ESTADOS UNIDOS. Lecciones Aprendidas: Optimización de la circulación de glicol e instalación de los depósitos separadores de líquido en los deshidratadores de glicol. En línea: [<http://www.epa.gov/gasstar/tools/spanish/lessons.html>]. EPA430-B-03-013, mayo de 2003., p. 2

La cantidad de humedad que puede extraerse del gas de hidrocarburo depende del tipo de desecante así como de la temperatura y la presión del gas.

El cloruro de calcio, el desecante más común y económico, puede lograr contenidos de humedad de calidad en las tuberías a temperaturas por debajo de 59°F y presiones por encima de 250 psig. El cloruro de litio, que es más caro, tiene una gama más amplia de operación: hasta 70°F y por encima de 100 psig.

La Tabla 1, ofrece contenidos equilibrados de humedad de gas natural deshidratado mediante sales de calcio y cloruro de litio disponibles comercialmente.

1.5.1 Unidad de Cloruro de Calcio. El deshidratador de cloruro de calcio (CaCl_2) es el más común¹¹ (figura 12).

La unidad consta de tres secciones:

1. Depurador de gas de entrada
2. Bandeja de Salmuera
3. Las partículas sólidas de salmuera

El deshidratador desecante es un dispositivo muy sencillo; no tiene partes móviles y no necesita un suministro de energía externo, por lo tanto, es ideal para las zonas remotas.

Como se muestra en el Figura 12, el gas natural húmedo entra a la parte inferior de la cámara deshidratadora, debajo de la rejilla de apoyo del desecante. La rejilla de apoyo y la antecama de bola cerámica evitan que las tabletas desecantes

¹¹ARNOLD, K. y STEWART. M. Gas Dehydration Field Manual. United States: Gulf Professional Publishing, 2011. P. 157. ISBN. 978-1-85617-980-5

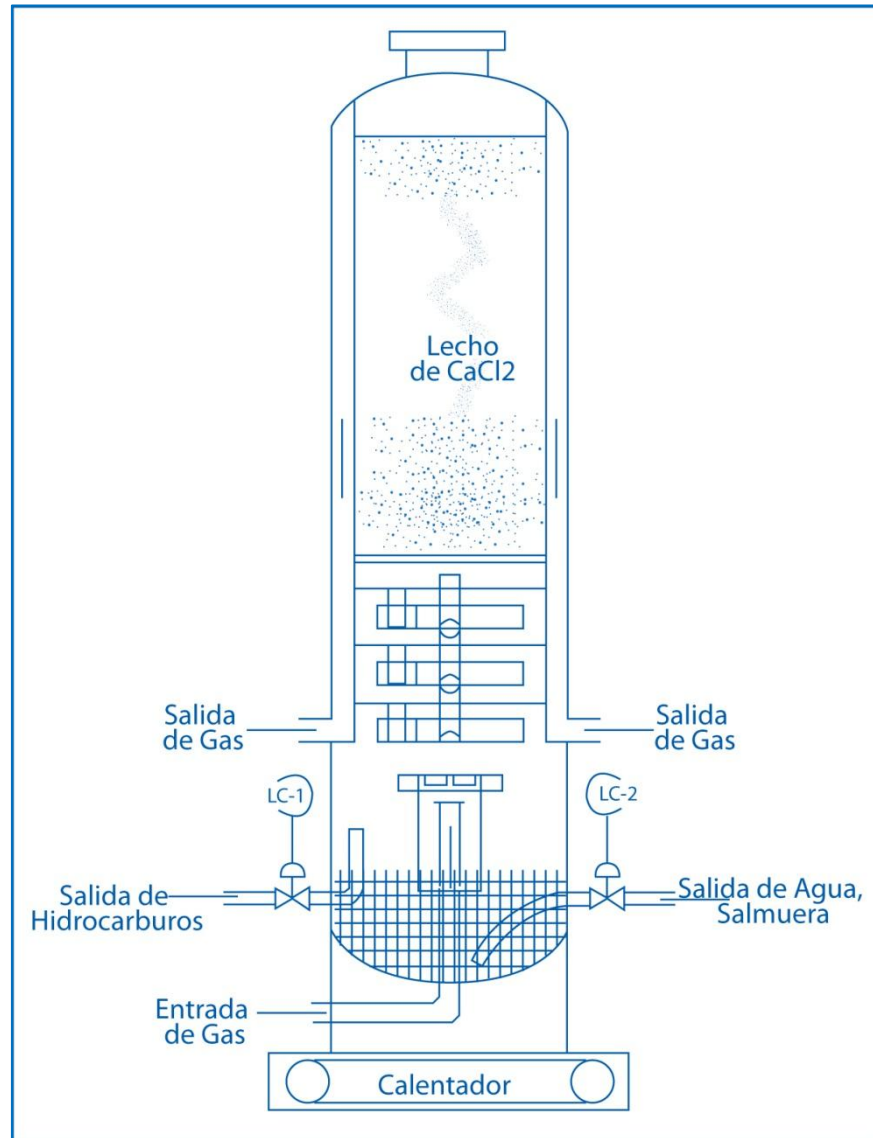
Tabla 1. Contenido de humedad de Gas Natural en equilibrio con desecantes

CONTENIDO DE HUMEDAD DE GAS NATURAL EN EQUILIBRIO CON DESECANTES (lb de agua / MMcf de Gas Natural)																		
Tabletas Tipo Desecante de sales delicuescentes cloruro de calcio																		
	10 PSIG	25 PSIG	50 PSIG	75 PSIG	100 PSIG	125 PSIG	150 PSIG	175 PSIG	200 PSIG	225 PSIG	250 PSIG	275 PSIG	300 PSIG	350 PSIG	400 PSIG	500 PSIG	750 PSIG	1000 PSIG
80°F	344	219	134	98	77	64	55	48	43	39	35	33	30	27	23,6	19,7	14,3	11,6
75°F	292	186	113	83	65	54	46	41	36	33	30	28	26	22,5	20,1	16,8	12,2	9,9
70°F	246	157	96	70	55	46	39	43	31	27	25	23,4	21,7	19,1	17,1	14,3	10,4	8,5
65°F	207	132	81	59	47	93	33	29	26	23,5	21,4	19,8	18,4	16,2	14,5	12,1	8,9	7,3
60°F	174	111	68	50	39	33	29	24,5	21,9	19,8	18,1	16,8	15,5	13,7	12,3	10,3	7,6	6,2
58°F	162	103	63	46	36	31	26	22,8	20,3	18,4	16,8	15,6	14,4	12,9	11,4	9,6	7	5,8
56°F	150	96	59	43	34	29	24,1	21,2	18,9	17,1	15,7	14,5	13,4	11,8	10,6	8,9	6,6	5,4
54°F	140	89	55	40	32	26	22,5	19,8	17,6	16	14,6	13,5	12,6	11,1	9,9	8,3	6,2	5,1
52°F	130	83	51	37	29	24,5	21	18,4	16,4	14,9	14,4	12,6	11,7	10,3	9,3	7,8	5,8	4,7
50°F	121	77	47	35	27	22,8	19,5	17,1	15,3	13,9	12,7	11,7	10,9	9,6	8,6	7,2	5,4	4,4
45°F	100	64	39	29	22,7	18,9	16,2	14,3	12,7	11,5	10,6	9,8	9,1	8	7,2	6,1	4,5	3,7
40°F	83	53	32	24	18,8	15,6	13,4	11,8	10,5	9,6	8,8	8,1	7,5	6,7	6	5	3,8	3,1
35°F	68	44	27	19,6	15,5	13	11,1	9,8	8,7	7,9	7,2	6,7	6,2	5,5	5	4,2	3,1	2,6
Tabletas Tipo Desecante de sales delicuescentes cloruro de litio																		
	10 PSIG	25 PSIG	50 PSIG	70 PSIG	100 PSIG	125 PSIG	150 PSIG	175 PSIG	200 PSIG	225 PSIG	250 PSIG	275 PSIG	300 PSIG	350 PSIG	400 PSIG	500 PSIG	750 PSIG	1000 PSIG
80°F	128	81	50	36	29	23,7	20,2	17,8	15,8	14,3	13	12	11,1	9,8	8,7	7,3	5,3	4,3
75°F	108	69	42	31	24,2	20	17,2	15,1	13,4	12,1	11,1	10,2	9,5	8,3	7,4	6,2	4,5	3,7
70°F	91	59	36	26	20,4	17	14,5	12,7	11,3	10,8	9,4	8,7	8	7,1	6,3	5,3	3,8	3,1
65°F	77	49	30	21,9	17,2	14,3	12,2	10,8	9,6	8,7	7,9	7,3	6,8	6	5,4	4,5	3,3	2,7
60°F	65	41	25	18,4	14,5	12,1	10,3	9,1	8,1	7,4	6,7	6,2	5,7	5	4,5	3,8	2,8	2,3
58°F	60	38	23,4	17,1	13,5	11,2	9,6	8,4	7,5	6,8	6,2	5,7	5,3	4,7	4,2	3,5	2,6	2,1
56°F	56	37	21,7	15,9	12,5	10,5	8,9	7,8	7	6,3	5,8	5,4	5	4,4	3,9	3,3	2,4	2
54°F	52	33	20,3	14,8	11,7	9,7	8,3	7,3	6,5	5,9	5,4	5	4,6	4,1	3,7	3,1	2,3	1,8
52°F	48	31	18,9	13,8	10,9	9	7,7	6,8	6,1	5,5	5	4,7	4,3	3,8	3,4	2,9	2,1	1,7
50°F	45	29	17,5	12,8	10,1	8,4	7,2	6,4	5,6	5,1	4,7	4,4	4	3,5	3,2	2,7	2	1,6
45°F	37	23,8	14,5	10,7	8,4	7	6	5,3	4,7	4,3	3,9	3,6	3,3	2,9	2,6	2,2	1,6	1,3
40°F	30	19,6	12	8,7	6,9	5,8	4,9	4,4	3,9	3,6	3,2	3	2,8	2,4	2,2	1,8	1,4	1,1
35°F	25	16,1	9,9	7,2	5,7	4,8	4,1	3,6	3,2	2,9	2,7	2,5	2,3	2	1,8	1,5	1,1	0,9

Fuente: AGENCIA DE PROTECCIÓN DEL MEDIO AMBIENTE DE LOS ESTADOS UNIDOS. Lecciones Aprendidas: Optimización de la circulación de glicol e instalación de los depósitos separadores de líquido en los deshidratadores de glicol. En línea: [\[http://www.epa.gov/gasstar/tools/spanish/lessons.html\]](http://www.epa.gov/gasstar/tools/spanish/lessons.html). EPA430-B-03-013, mayo de 2003, p 19

caigan en el colector de agua salada (área de recolección)¹².

Figura 12. Sección transversal del deshidratador de Cloruro de Calcio.



Fuente: ARNOLD, K. y STEWART. M. Gas Dehydration Field Manual. United States: Gulf Professional Publishing. 2011. P 157. ISBN. 978-1-85617-980-5

¹²AGENCIA DE PROTECCIÓN DEL MEDIO AMBIENTE DE LOS ESTADOS UNIDOS. Lecciones Aprendidas: Optimización de la circulación de glicol e instalación de los depósitos separadores de líquido en los deshidratadores de glicol. En línea: [<http://www.epa.gov/gasstar/tools/spanish/lessons.html>]. EPA430-B-03-013, mayo de 2003, p. 19

El gas mojado fluye hacia arriba a través de la cama de secado. Cuando el gas entra en contacto con la superficie de las tabletas, las sales desecadoras extraen el vapor de agua del gas (hidratado). Conforme el desecante continúa extrayendo el vapor de agua del gas, comienzan a formarse gotas de agua salada y a caer a través de la cama de secado hacia el colector de recolección de agua salada (área de recolección) en la parte inferior de la cámara¹³.

Este proceso de formación de agua salada disuelve gradualmente el desecante. El agua salada recolectada en el área de recolección puede drenarse periódicamente a un tanque de almacenamiento de agua salada (o agua producida) o (en donde se permite) a un estanque de evaporación. El agua y la sal producidas pueden inyectarse en un pozo profundo cerca del lugar, o recogerse periódicamente para desecharse lejos del sitio¹⁴.

Con una cama de secado de suficiente profundidad, el gas llega a un contenido equilibrado de humedad con el desecado antes de que éste llegue a la parte superior de la cama de secado. A la sal excesiva, encima de la profundidad mínima necesaria para lograr el contenido equilibrado de humedad, se le llama “cama de sal de servicio”. Este inventario de servicio se rellena con regularidad. Para evitar detener la producción de gas o desviar el gas mojado a una tubería de venta cuando se rellena el deshidratador desecante, la mayoría de las instalaciones usan cuando menos dos cámaras: uno en servicio de secado mientras que el otro se rellena de sal¹⁵.

Las únicas piezas en movimiento son los controles de nivel para el líquido de hidrocarburo y la mezcla de salmuera y agua.

¹³ Ibid., p. 2

¹⁴ Ibid., p. 3

¹⁵ Ibid., p. 3

1.5.2 Principios de Operación¹⁶. El desecante sólido se coloca en la parte superior de la unidad. El gas húmedo contenido en el CaCl_2 cede parte de su agua para formar salmuera líquida que gotea y llena los platos.

El gas de entrada viene a través de las boquillas diseñadas especialmente para que los platos contacten la salmuera de manera eficiente. El gas más húmedo contacta la salmuera más diluida (aproximadamente 1,2 gravedad específica).

Un aproximado de 2,5 Lb H_2O /lb CaCl_2 se retira en los platos.

La gravedad de la salmuera en el plato superior es alrededor de 1,4 y 1 lb H_2O /lb CaCl_2 se remueve en la sección de lecho sólido.

Depresión máxima del punto de rocío de 60 °F a 70 °F se produce en esta sección.

Normalmente se utiliza en los campos pequeños y remotos sin calor o combustible.

Requisitos de Operación¹⁷

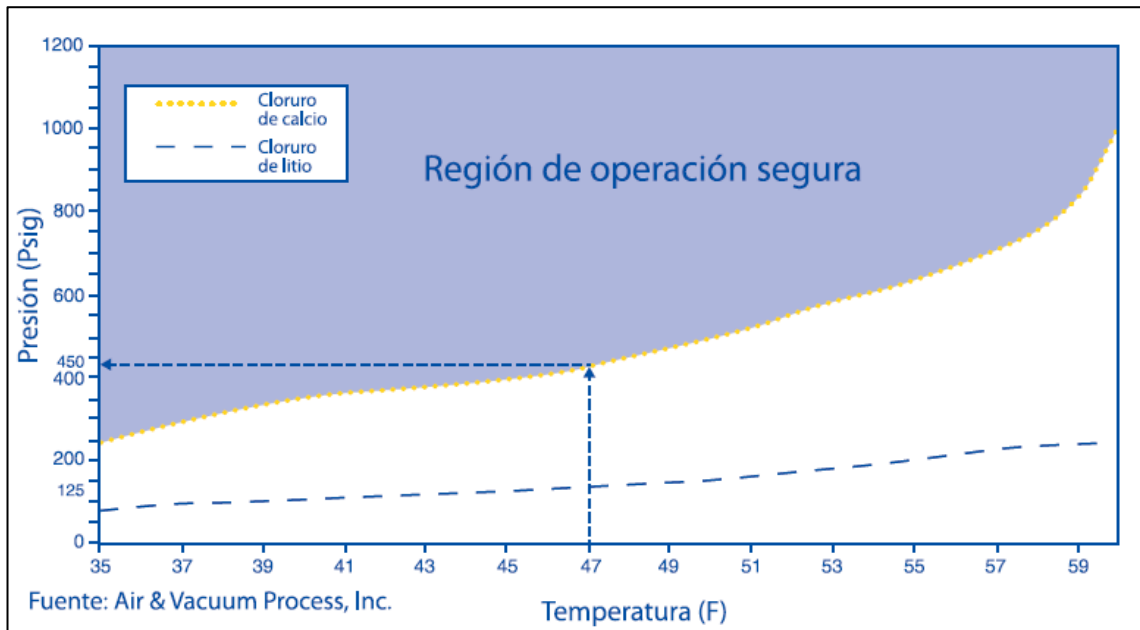
Las curvas de desempeño de desecante muestran combinaciones de temperatura y presión que causarían que el gas cumpla con las normas de humedad de las tuberías. La figura 13, derivada de la tabla 1, de contenido de humedad, muestra las combinaciones de temperatura y presión que darán como resultado 7 libras de agua por un millón de pies cúbicos al día (MMcf) de gas en dos de los más comunes desecadores. La región sombreada encima de la línea de saturación de la figura 13 representa la “región segura de operación” para los deshidratadores

¹⁶ ARNOLD, K. y STEWART. M. Gas Dehydration Field Manual. United States: Gulf Professional Publishing. 2011. P. 158. ISBN. 978-1-85617-980-5

¹⁷ AGENCIA DE PROTECCIÓN DEL MEDIO AMBIENTE DE LOS ESTADOS UNIDOS. Lecciones Aprendidas: Optimización de la circulación de glicol e instalación de los depósitos separadores de líquido en los deshidratadores de glicol. En línea: [\[http://www.epa.gov/gasstar/tools/spanish/lessons.html\]](http://www.epa.gov/gasstar/tools/spanish/lessons.html). EPA430-B-03-013, mayo de 2003, p. 19

de cloruro de calcio en donde el gas estará dentro o por debajo de la especificación de humedad de tuberías. Los operadores usan estas curvas para determinar la presión mínima de gas que se requiere para garantizar un contenido dado de humedad. En este ejemplo, una entrada de gas a 47°F que pasa a través de un deshidratante desecante de cloruro de calcio debe estar presurizada a por lo menos 450 psig para cumplir con las 7 libras de agua por MMcf estándar. Se muestran curvas para el cloruro de litio y de calcio, aunque el cloruro de litio se usa raramente debido a su costo.

Figura 13. Curvas de desempeño de desecante al requisito máximo de contenido de humedad en tuberías (7 lb. de agua/ MMscf)



AGENCIA DE PROTECCIÓN DEL MEDIO AMBIENTE DE LOS ESTADOS UNIDOS. Lecciones Aprendidas: Optimización de la circulación de glicol e instalación de los depósitos separadores de líquido en los deshidratadores de glicol. En línea: [<http://www.epa.gov/gasstar/tools/spanish/lessons.html>]. EPA430-B-03-013, mayo de 2003., p 4

1.5.3. Relleno de desecantes y drenado de agua salada¹⁸. Conforme las tabletas desecantes absorben humedad del gas, la profundidad de las tabletas

¹⁸ Ibid., p. 4

desecantes de la cama de secado lentamente se reduce. Algunos fabricantes colocan una “ventanilla de observación” (mirilla) en la cámara (vea la figura 12) al nivel mínimo desecante. Cuando la parte superior del desecante llega a la ventanilla de observación, el operador tiene que rellenar el desecante hasta el nivel máximo. Rellenar la cama de servicio es una operación manual que implica cambiar el flujo del gas a otra cámara de deshidratación, cerrar las válvulas para aislar la cámara “vacía”, ventilar la presión del gas a la atmósfera, abrir la compuerta superior de llenado y verter las bolitas desecantes en la cámara. Esto requiere que el operador vacíe una o más bolsas de sal de 30 a 50 libras a la cámara, dependiendo del diseño del deshidratador. Debido a que este procedimiento necesita realizarse más frecuentemente entre mayor es la producción de gas, los deshidratadores desecantes generalmente se usan cuando el volumen de gas a secarse es de 5 MMscfd o menos.

El agua salada del área de reclamación algunas veces se drena manualmente (los deshidratadores desecantes típicamente acumulan de 10 a 50 galones de agua salada a la semana). El drenaje a un estanque de evaporación se lleva a cabo mejor después de que la cámara se despresuriza, mientras que el drenado a un tanque de agua producida puede hacerse antes de despresurizar la cámara; aprovechando la presión de gas para empujar el agua salada hacia el tanque. En ocasiones poco frecuentes puede bombearse al agua salada a un camión tanque usando una bomba neumática tipo doble.

1.6 EXPANSIÓN-REFRIGERACIÓN.

El proceso de refrigeración, se usa para cumplir con la especificación de punto de rocío por hidrocarburo y por agua para el gas de venta. La temperatura a la cual debe ser enfriado el gas depende del nivel requerido para alcanzar las especificaciones de los puntos de rocío. Este será el requerimiento mínimo de enfriamiento. Enfriar el gas a niveles de temperatura por debajo de este mínimo,

debe justificarse por la economía de recuperación del GLP. Esto requiere de una evaluación económica que considere el beneficio de la recuperación adicional de GLP y los costos de inversión y operación de las facilidades. La recuperación adicional de GLP se consigue enfriando el gas a temperaturas tan bajas como -20 a -40 °F, o por contacto del gas con aceite pobre en una torre absorbedora.

Puesto que el gas que entra a la unidad de refrigeración está saturado con vapor de agua, y la temperatura a la cual se enfría está sustancialmente por debajo del punto de congelación del agua, se requiere prevenir la formación de hielo o de hidratos.

En el proceso (ver figura 14) se encuentran tres circuitos totalmente definidos como son:

- Circuito de gas natural, al cual se le remueve agua y líquidos para acondicionarlo a gas de venta.
- Circuito de glicol, el cual se utiliza para inhibir la formación de hidratos en el intercambiador de calor y el “chiller”, y está formado por la unidad de regeneración donde se retira el agua al glicol por evaporación.
- Circuito del refrigerante propano, el cual al evaporarse en el casco del chiller enfría el gas natural que pasa por los tubos.

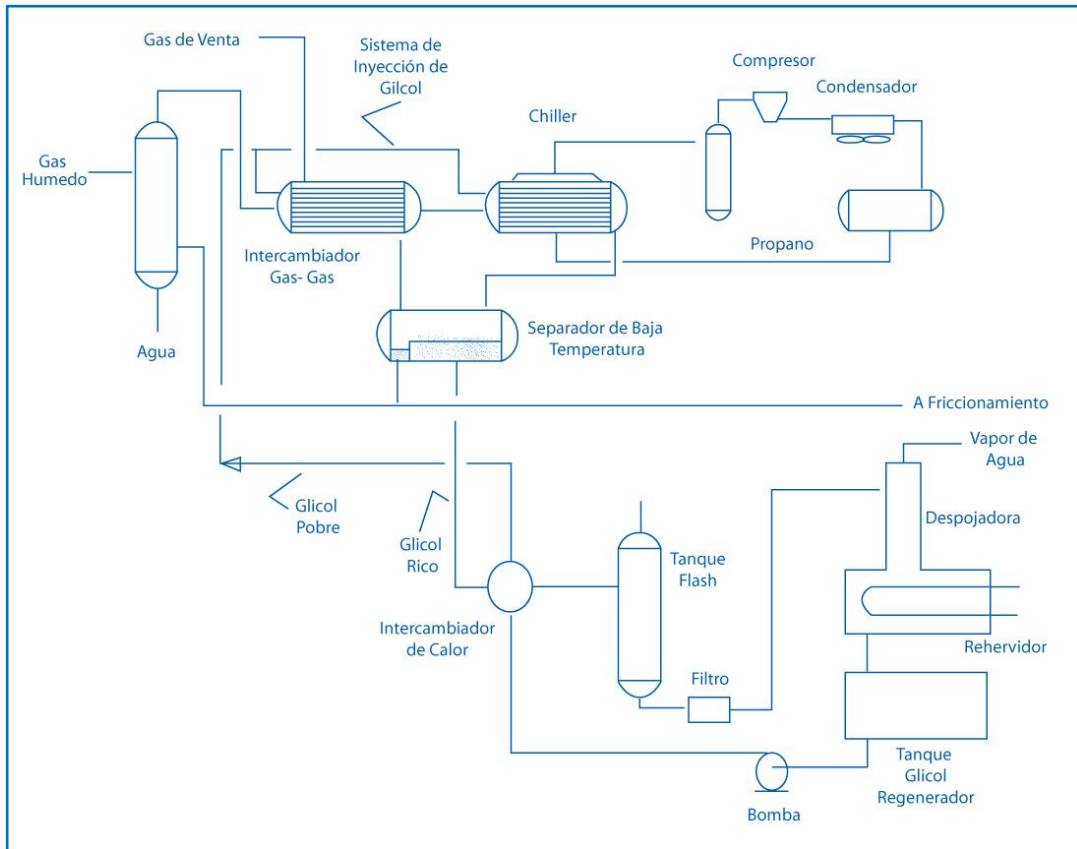
Siguiendo el circuito de propano, vemos que es un ciclo simple de refrigeración conformado por:

- Expansión, evaporación, compresión y condensación¹⁹.

La Deshidratación por expansión se refiere al proceso en el cual se hace pasar el gas por un reductor o válvula de presión, lo cual ocasiona su enfriamiento por el efecto Joule – Thompson, y conlleva a la condensación del agua.

¹⁹ JARAMILLO Alonso., Diseño y Operación de Unidades para Procesamientos de Gas y Aplicaciones de Simulación de Procesos. Trabajo de Grado Especialista en Ingeniería de Gas. Bucaramanga. Universidad Industrial de Santander. 2004. p. 4-5.

Figura 14. Proceso de refrigeración con propano.



Fuente: JARAMILLO Alonso., Diseño y Operación de Unidades para Procesamientos de Gas y Aplicaciones de Simulación de Procesos. Trabajo de Grado Especialista en Ingeniería de Gas. Bucaramanga. Universidad Industrial de Santander. 2004. Pag. 4-6.

Entonces, se mezcla el metanol o el glicol con el gas para enfriar el gas a temperaturas muy bajas. La mezcla agua – inhibidor se retira y el inhibidor se recupera en una columna de despojo. Las principales ventajas del proceso son:

- Puede obtener puntos de rocío en el rango de -100 a -150°F (-70 a -100°C).
- Solo requiere suministro de calor para el regenerador de metanol.

- Sin embargo, requiere refrigeración externa para enfriar el gas, y minimizar las pérdidas de metanol en la despojadora.²⁰

El proceso de deshidratación usando la válvula de expansión se desarrolla inicialmente con un Free Water knockout donde se retira la mayor parte de agua que se transporta con ese gas, luego pasa por un intercambiador de calor gas/gas que aumenta significativamente la temperatura y se disminuye levemente la presión.

Al salir la corriente del intercambiador de calor, la corriente entra a la válvula de expansión J-T, donde se somete a un choque el cual disminuye la presión y permite que el gas se expanda adiabáticamente. Este cambio produce una disminución en la temperatura, la cual ocasiona la condensación de líquidos. Los líquidos son procesados durante el ciclo de refrigeración para cumplir con su posterior recobro y tratamiento.

El glicol se regenera para ser nuevamente usado en una planta de regeneración que está instalada conjuntamente con el proceso de Expansión – Refrigeración.

1.6.1 Efecto Joule Thompson. Es el proceso que utiliza el efecto de enfriamiento o expansión de gas a través de una válvula de estrangulamiento a veces llamada LST (Low Temperature Separator) más comúnmente conocido como planta J-T.

Cuando el gas se expande y la temperatura aumenta o disminuye dependiendo de las condiciones de presión y temperatura. A una presión constante, un gas tendrá una temperatura de inversión de Joule-Thompson (Kelvin), sobre la cual al expandirse el gas, causa un enfriamiento.

²⁰ RIBON, Helena; SANTOS, Nicolás y ORTÍZ, Olga. Métodos de deshidratación de gas natural. En: Revista Fuentes, el reventón energético. 2010. Vol. 8, No. 2., p. 2.

Debido a que el gas tiene que ser enfriado esto puede ocasionar la precipitación de hidratos si es que no se deshidrató previamente, es por esto que se inyecta glicol en el separador de baja temperatura o en el intercambiador de calor, en cantidades suficientes para bajar la temperatura de formación de hidratos.

Las plantas J-T son simples y fáciles de operar pero tienen la limitación de que la presión de flujo en cabeza de pozo debe ser por lo menos 300-500 psia por encima de la presión de venta para que el sistema alcance una temperatura suficientemente baja que satisfaga las necesidades de punto de rocío requerido. Cuando el yacimiento se depleta el sistema deja de funcionar y es necesario mantener el control de punto de rocío ya sea con la instalación de un compresor para mantener la presión de entrada o con refrigeración mecánica para enfriar el gas, esto se usa más que todo en procesos con altas presiones, no asociado a gas con bajo flujo (Menos de 10 MMscfd)²¹.

Existe otro diseño de lo que puede ser un LTS, en la siguiente figura 15 se muestra un ejemplo de una planta de refrigeración JT, este tipo de planta está configurada igual a una planta turbo expansor, pero el expansor no está instalado.

La refrigeración mecánica es requerida para corrientes de gas rico y para obtener altas recuperaciones, esta planta tiene una caída de presión libre y además maximiza la recuperación de propano.

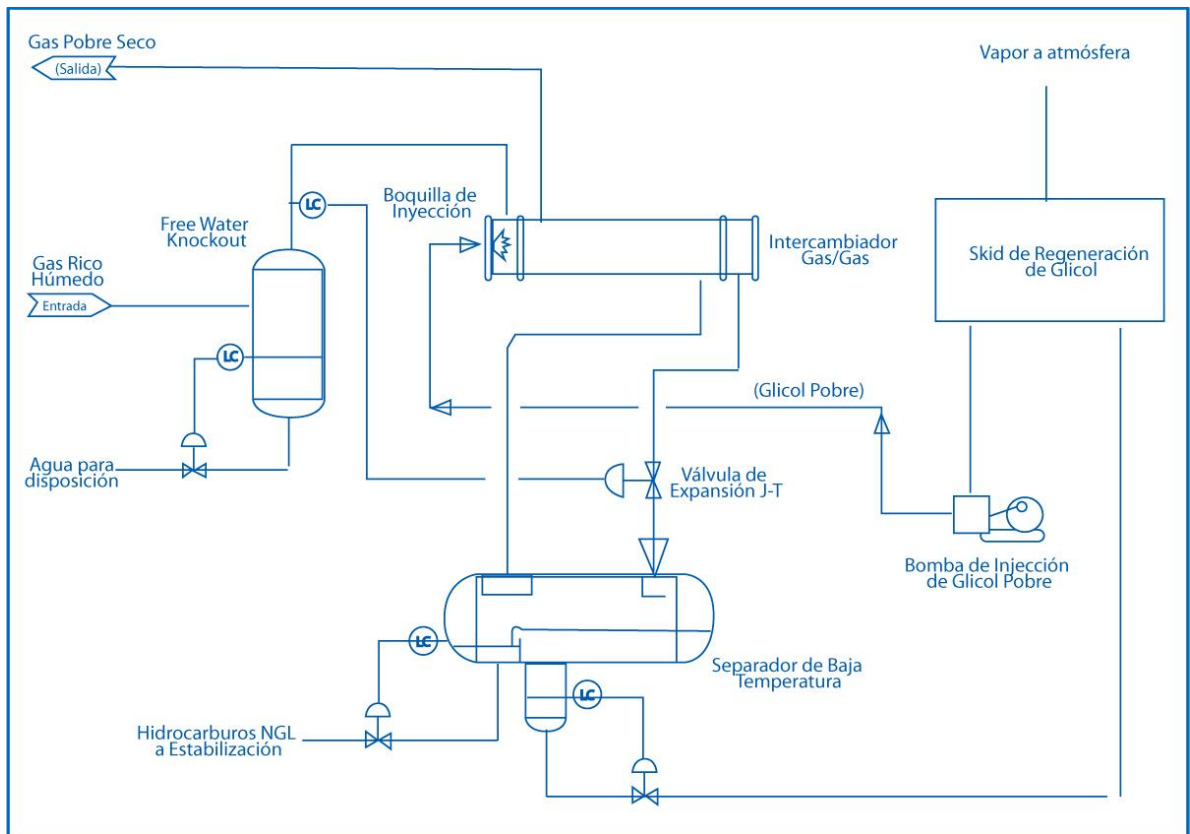
La caída de presión a través de la válvula es un proceso isoentrópico.

A muy altas presiones, del orden de 60 MPa (8700 psia) muchas veces ocurre que naturalmente los gases se calientan en la expansión.

²¹ CAMPBELL, John. Technical assistance service for the design, operation, and maintenance of gas plants. Norman, Oklahoma. United States.: Jonh Campbell & company . 2003. p.11.1

La cantidad de transferencia de calor a través del cuerpo de una válvula es pobre ya que el gas está en ésta por un corto tiempo²².

Figura 15. Diagrama de flujo del proceso en plantas con Expansión Joule Thompson



Fuente: CAMPBELL, John. Technical assistance service for the design, operation, and maintenance of gas plants. Norman, Oklahoma. United States.: Jonh Campbell & company . 2003. p11.2.

1.7 SEPARADOR SUPERSÓNICO TWISTER

El separador supersónico Twister™ es una combinación única de procesos físicos que combina aerodinámica, termodinámica y dinámica de fluidos para producir un

²² CAMPBELL Jhon., Technical Assistance Service for the Design, Operation, and Maintenance of Gas.2003. p.11.5

proceso innovador de condicionamiento de gas. La condensación y separación a velocidad supersónica es la clave para lograr una reducción significativa tanto en los costos de capital como en los de operación²³.

El separador Supersónico Twister tiene una termodinámica similar a un turbo-expansor y combina los siguientes pasos de procesos hacia un compacto, dispositivo tubular²⁴:

- Expansión
- Separación ciclónica gas/liquido
- Re-compresión.

Mientras que un turbo-extensor transforma presión libre en potencia de eje, Twister logra un descenso de temperatura similar mediante la transformación de presión en energía cinética (es decir, velocidad supersónica)²⁵.

La figura 16 muestra los conceptos básicos:

- Múltiples álabes guía en la entrada estática generan una alta vorticidad, remolino concéntrico (hasta 500,000g).
- Una tobera Laval se utiliza para expandir el gas de alimento saturado a velocidad supersónica, lo cual resulta en baja presión y temperatura.
- Esto da como resultado la formación de una niebla de agua y gotas de la condensación de hidrocarburo.
- La espiral de vorticidad alta fuerza las gotas hacia la pared.
- Los líquidos son removidos del gas usando un separador ciclónico co-axial.
- Las corrientes separadas son desaceleradas en difusores separados, típicamente recuperan 80-85% de la presión libre remanente.

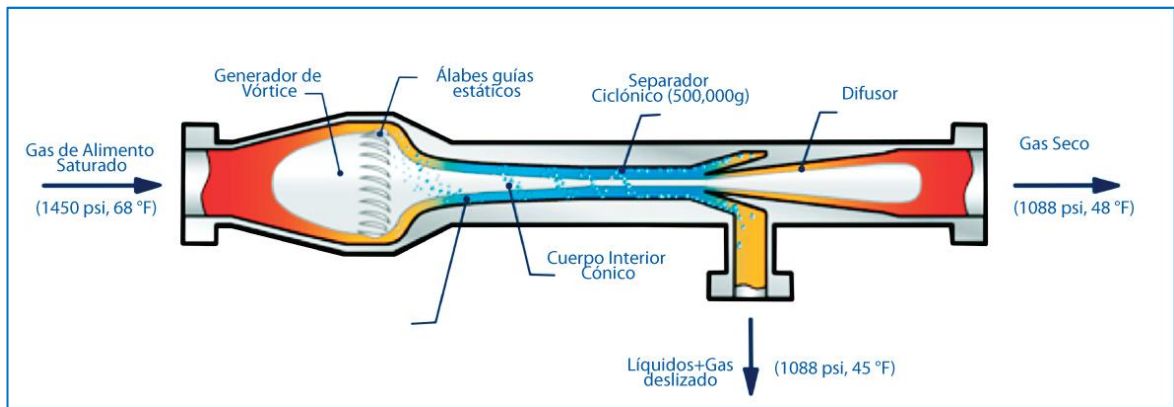
²³ TWISTER. Supersonic Gas Solution. Brochures., Factsheet 1. How does Twister work? : Online. <<http://twisterbv.com/resources/>>. p. 1

²⁴ Ibid., p. 1

²⁵ Ibid., p. 1

- La corriente líquida contiene gas de deslizamiento, que se remueve en un recipiente compacto de-gasificador de líquido y se recombina con la corriente de gas seca²⁶.

Figura 16. Sección transversal de un tubo Twister a condiciones típicas de proceso.



Fuente: TWISTER. Supersonic Gas Solution. Brochures., Factsheet 1. How does Twister work. : Online. <<http://twisterbv.com/resources/>>. p 1

1.7.1 Descripción del proceso. Twister es un proceso de separación a baja temperatura que usa velocidades del gas supersónicas, con un desempeño que puede ser optimizado mediante integración del calor mejorado utilizando el gas frío existente en el Twister, complementado con aire o enfriamiento con agua de mar si es requerido. El separador de entrada corriente arriba de los tubos del Twister está diseñado para remover los líquidos producidos y prevenir arrastre de slug o sólidos²⁷.

Los siguientes problemas necesitan ser considerados cuando se diseña un sistema de acondicionamiento de gas basado en tecnología Twister²⁸.

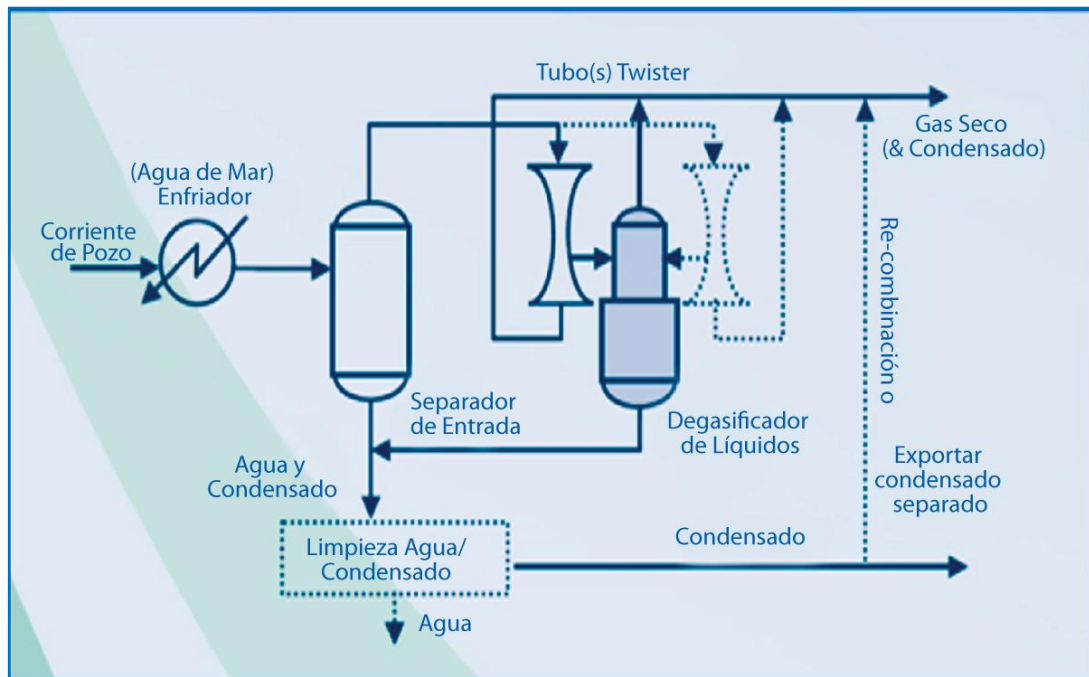
²⁶ Ibid., p. 1

²⁷ TWISTER. Supersonic Gas Solution. Brochures., Factsheet 3. Twister or dewpointing.: Online. <<http://twisterbv.com/resources/>>. p.2

²⁸ Ibid., p. 2

- Twister es un dispositivo de flujo volumétrico real fijo. La velocidad del gas en la garganta (cuello) de la boquilla de entrada siempre será Mach 1, fijando el flujo a través del tubo. Flexibilidad de cobertura se puede lograr ajustando la presión de operación o tomando tuberías de Twister individual en/fuera de línea.

Figura 17. Diagrama de Flujo del Proceso de un Sistema Twister Típico.



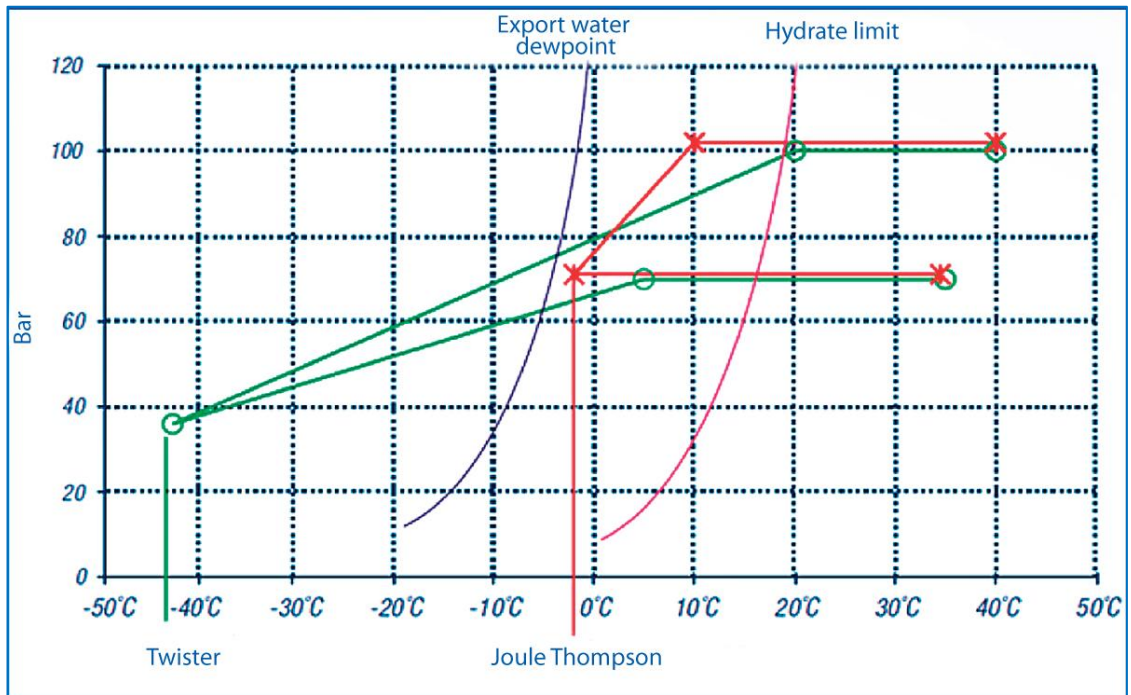
Fuente: TWISTER. Supersonic Gas Solution. Brochures., Factsheet 3. Twister or dewpointing.: Online. < <http://twisterbv.com/resources/>>. p2

- Twister es un dispositivo de relación de presión. Para cualquier presión de diseño, el gas se expandirá alrededor de 30% de la mitad de la presión del alimento y se recomprimirá normalmente entre 75-80% de la presión del alimento existente el tubo del Twister para el punto de rocío del gas.

1.7.2 Comparación de Twister con la Expansión Joule-Thompson. La Figura 18, compara la termodinámica de Twister con la expansión convencional de Joule-Thompson. En este ejemplo, las mismas condiciones del alimento (100 bar/1450

psi, 40°C/104°F) y la misma caída de presión (30%) se ha asumido para ambos procesos²⁹.

Figura 18. Termodinámica de Twister Vs Expansión convencional Joule-Thompson.



Fuente: TWISTER. Supersonic Gas Solution. Brochures., Factsheet 3. Twister or dew pointing: Online. < <http://twisterbv.com/resources/>>. p 2

- Twister es un proceso de expansión casi isentrópica, altamente eficiente, logrando más que 60°C (110°F) de enfriamiento con 30 bar disponible de caída de presión. El desempeño del proceso será optimizado mediante enfriamiento de entrada usando intercambiador cross gas/gas. Ya que el Twister puede acondicionar el gas húmedo sin químicos de inhibición de hidratos, el enfriamiento de entrada está normalmente limitado solo afuera del régimen de hidrato.
- La expansión Joule-Thompson es un proceso de expansión isoentálpico relativamente ineficiente, logrando solamente enfriamiento limitado con la caída

²⁹ Ibid., p. 2

de presión disponible. La deshidratación corriente arriba o inyección de químicos será requerida para prevenir la formación de hidratos y tener en cuenta el máximo enfriamiento de entrada usando intercambiador cross gas/gas³⁰.

³⁰ Ibid., p. 2

2 SELECCIÓN DE LOS PROCESOS DE DESHIDRATACIÓN APLICABLES.

Se planteó una metodología para seleccionar los procesos de deshidratación de Gas Natural que más se ajustan a determinada corriente de gas, a partir de los rangos típicos de operación y del análisis de las semejanzas, ventajas, desventajas y de los factores que pueden afectar la selección de dichos sistemas. A continuación se mostrará el procedimiento llevado a cabo.

2.1 CREACIÓN DE LA METODOLOGÍA

2.1.1 Identificación de las variables que afectan la selección de un proceso.

Se exponen a continuación los criterios generales que permiten de manera preliminar seleccionar el (los) proceso(s) más conveniente(s) para la deshidratación de una corriente de gas natural:

- **Especificación del contenido de agua máxima:** Este es el factor más determinante para seleccionar el proceso de deshidratación. El punto de rocío del gas húmedo disminuye con el grado de reducción del contenido de agua del gas y el método o complejidad del secado también cambia. Cabe resaltar que el nivel de remoción de agua es función directa del destino o uso posterior del gas, ya sea que se emplee como fluido de inyección, materia prima o como combustible.
- **Características del gas:** Generalmente el gas proveniente de los campos de producción es previamente tratado y entra a la planta de deshidratación bajo condiciones de saturación de agua a una presión y temperatura determinada. Sin embargo, es posible que este gas haya sido deshidratado parcialmente en el campo, por lo tanto es necesario conocer el contenido de agua promedio del gas que será deshidratado.

Es de vital importancia conocer con precisión las características del gas, principalmente en relación a los contaminantes que pudiesen estar presentes, tales como: H₂S, CO₂, parafinas, asfáltenos, otros.

Los contaminantes señalados pueden influir en el esquema de tratamiento que al final sea seleccionado.

- **Facilidades existentes/conexas:** En la selección de procesos de deshidratación de gas, es necesario considerar las instalaciones y servicios que se dispondrán en el área aledaña a la planta de deshidratación.

Si la planta a construirse conformará la etapa inicial de tratamiento de un gas que posteriormente será sometido a un proceso de extracción profunda de líquidos, es conveniente comparar la opción de deshidratación con tamices moleculares. En el caso de que se trate de una deshidratación, a nivel de campo, de un gas muy por debajo de su nivel de saturación, podrían aplicarse glicoles o tamices moleculares. Sin embargo, para aplicar este último, es necesario considerar que el gas utilizado para el proceso de regeneración de los lechos deberá ser re-comprimido parcialmente para su reinyección a la corriente de gas de entrada.

En el caso de la tecnología Twister, se ha considerado atractiva en aplicaciones offshore para deshidratación, debido a su simplicidad (sin partes móviles) junto con su pequeño tamaño y peso. Brouwer et al. (2004) discuten la implementación exitosa en una plataforma costa afuera. Algunas presiones de campo offshore son mayores que 2.000 psi, por lo que no es necesaria la re-compresión con la unidad donde la caída de presión total es de 20 a 30%.³¹

³¹ KINDNAY, A. y PARRISH, W. Fundamentals of natural gas processing. Columbus, Ohio. United States: Taylor and Francis group. 2006. p 161. ISBN-13: 978-0-8493-3406-1.

- **Consideraciones ambientales:** Además de los aspectos señalados anteriormente es también un aspecto importante el ambiental, ya que en los últimos años se han destinado los procesos industriales a ser más limpios.

Una de las principales preocupaciones del medio ambiente en la deshidratación con soluciones de glicol son las emisiones BTEX. La eliminación de salmuera de CaCl_2 gastado debe estar en conformidad con las regulaciones ambientales locales. Los adsorbentes usados, si se regeneran adecuadamente, pueden ser desechados en vertederos normales. El etilenglicol es tóxico para los seres humanos y se debe manipular correctamente.³²

- **Factores económicos:** Los costos de la deshidratación se disparan drásticamente con el grado de secado. Por ejemplo, la especificación normal para una gas que será transportado a través de una tubería comercial es de 7 lb/MMscf requiriendo solo alrededor de 99.1% de pureza del TEG (si la deshidratación con TEG es escogido) y esto es fácilmente logrado con un reboiler de glicol a la Temperatura de saturación con algún gas que sea rociado a través. Mientras que para una inyección de gas en el océano profundo en una locación submarina remota, puede requerirse una concentración de TEG cerca al 100% y esto exige una planta de deshidratación de gas con destilación azeotrópica o secado del gas por adsorción, más bien que absorción u otros métodos de licencia.

En el lado de los costos, la planta deshidratadora de gas para concentraciones mayores de 99.99% en peso, cuesta mucho más que para concentraciones de 99.9%³³

³² Ibid., p. 162.

³³ SALAMAT, Reza. Choose the Right Gas Dehydration Method and Optimize your Design. En: International Petroleum Technology Conference (7-9 Diciembre 2009: Doha Qatar). IPTC 13321. p. 1-2.

2.1.2 Matriz de parámetros de selección. Además de las consideraciones descritas previamente, es necesario tener en cuenta los rangos específicos de operación de cada proceso para establecer a partir de la caracterización de una corriente de gas, cual es el proceso que más se ajusta a dicha corriente. Por esta razón, la tabla 2, la cual representa una matriz con los parámetros de selección, detalla los valores e intervalos de operación recomendados para cada proceso y también incluye algunos parámetros que son más bien de carácter cualitativo como lo es el impacto ambiental.

La evaluación de los costos se hace de acuerdo a las apreciaciones de algunos autores en la literatura. Generalmente las unidades con desecante sólido son más costosas que las unidades con glicol y otros análisis económicos demuestran que el reemplazar un deshidratador de glicol que procesa 1 millón de pies cúbicos al día (MMcfd) de gas con un deshidratador desecante de CaCl_2 puede ahorrar hasta \$4,403 al año en gas combustible, gas ventilado y costos de operación y mantenimiento (O&M).³⁴

Con respecto a las facilidades existentes, este criterio queda a consideración del que está haciendo el análisis pues depende de las instalaciones y servicios disponibles en la locación.

³⁴ AGENCIA DE PROTECCIÓN DEL MEDIO AMBIENTE DE LOS ESTADOS UNIDOS. Lecciones Aprendidas: Optimización de la circulación de glicol e instalación de los depósitos separadores de líquido en los deshidratadores de glicol. En línea: [<http://www.epa.gov/gasstar/tools/spanish/lessons.html>]. EPA430-B-03-013, mayo de 2003, p. 19

Tabla 2. Matriz de Parámetros de Selección de los diferentes procesos de deshidratación de Gas Natural

RANGOS TÍPICOS DE OPERACIÓN Y ESPECIFICACIONES							
PROCESO	CAUDAL (MMscfd)	TEMP. PUNTO ROCIO (°F)	TEMP. OPERACIÓN (°F)	PRESIÓN OPERACIÓN (Psi)	AMBIENTAL	FACILIDADES EXISTENTES	COSTOS
ABSORCIÓN	1 - 200	> - 25	60 - 120	< 2000	Buena	-	Medio
ADSORCIÓN	10 - 1500	> -150	50 - 150	< 1500	Excelente	-	Alto
PERMEACIÓN	<10*	> - 25	< 140	390 - 1450	Buena	-	Alto
DELICUESCENCIA	< 5	-10 a -30	35 - 120	250 - 1400	Buena	-	Bajo
EXPANSIÓN - REFRIGERACIÓN	> 10	-10 a -35	120 a -150	870 - 1590	Excelente	-	Alto
TECNOLOGÍA TWISTER	< = 600 [†]	> - 60	120 a - 60	800 - 3000	Excelente	-	Alto

Fuente: Autores.

* Las membranas son económicamente atractivas para la deshidratación de gas cuando las tasas de flujo son menores de 10 MMscfd.

[†] Es la Máxima capacidad registrada de algunas de las instalaciones de los sistemas Twister en el mundo utilizadas para deshidratación de Gas Natural.

2.1.3 Criterios de Selección. En la siguiente tabla se justifican los criterios utilizados para la selección de los procesos.

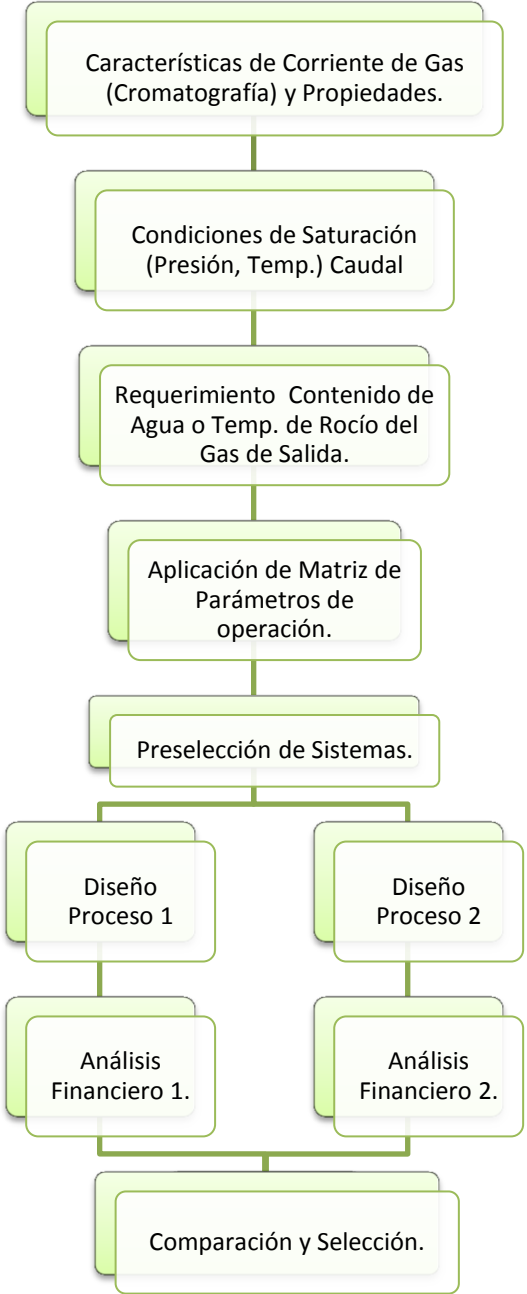
Tabla 3. Justificación de los criterios de selección de cada parámetro.

CRITERIO	JUSTIFICACIÓN
CAUDAL DE GAS	La capacidad del sistema de deshidratación debe ser apta para recibir el volumen de la corriente de gas de entrada.
TEMPERATURA DE PUNTO DE ROCÍO	Se debe establecer previamente el requerimiento de temperatura de rocío del gas de salida, de forma que se garantice el contenido mínimo de agua que puede tener el gas, para que ésta no se condense o se formen hidratos.
TEMPERATURA Y PRESIÓN DE OPERACIÓN	El sistema debe soportar las condiciones de temperatura y presión a las que el gas se encuentra, ser eficiente y generar los cambios necesarios para estar dentro del rango de punto de rocío a la salida.
MEDIO AMBIENTE	La reducción del uso de químicos y minimizar la liberación de vapores contaminantes a la atmosfera es de gran importancia para disminuir la contaminación ambiental y establecer un control de emisiones.
FACILIDADES EXISTENTES	En caso de existir instalaciones y equipos, se debe tener en cuenta el costo o ahorro que se obtiene en caso de ser o no óptimos para el funcionamiento de un planta deshidratadora.
COSTOS	El parámetro financiero define la viabilidad económica de la aplicación del sistema de deshidratación a ser seleccionado. Este criterio es evaluado luego del diseño de cada proceso.

Fuente: Autores.

En la figura 19. Se esquematiza de forma general la metodología que se explicó anteriormente, incluyendo también los análisis financieros, logrando así la culminación del trabajo.

Figura 19. Metodología de selección del proceso de deshidratación del gas natural.



Fuentes: Autores.

2.1.3 Aplicación de la metodología de análisis. A continuación en la tabla 4, se encuentra la composición del gas de alimento a la Planta.

Tabla 4. Composición del gas de alimento a la Planta.

Reporte de análisis de cromatografía de Gas Natural	
Pbase (Psia)	14,65
Tbase (°F)	60
COMPOSICION GAS	Yi
C1	87,025
C2	8,529
C3	2,221
IC4	0,328
NC4	0,175
IC5	0,195
NC5	0,155
C6+	0,325
O2	0,000
N2	0,206
CO ₂	0,841
Total	100,00

Tabla 5. Propiedades Físicas del Gas de Entrada a la Planta.

Propiedades Físicas	Valor
G. Específica	0,6494800
Dens, Lbs/Gl	0,04957
Peso Molecular	18,75828
GPM	1,13950
BTU Neto Ideal	1023,26116
BTU Neto Real	1026,11473
BTU Bruto Ideal	1128,08806
BTU Bruto Real	1131,23400
F Compresibilidad	0,99722
Densidad del Aire (@ S.C)=	0,0763184

De acuerdo a la información de la corriente de gas natural y teniendo en cuenta que es un gas rico (GPM>1) a la que se le pueden extraer líquidos del gas natural,

se establece un requerimiento de punto de Rocío entre (0 y 10 °F). Otros datos necesarios son:

- Poperación= 850 Psi
- Toperación: 100 °F
- Caudal: 54,507 MMscfd

Al aplicar la matriz se asigna valores de 1 a 3 a cada parámetro de acuerdo a si las características de la corriente de gas, cumplen o no con la condición. Entonces si no está en el rango, el valor para la celda es 1 y si cumple, el valor será 3.

Aunque esta matriz no seleccionó un proceso definitivo, dado que las condiciones de la corriente se ajustan a la mayoría de estos procesos, la variable Caudal descarta inmediatamente la deshidratación por Delicuescencia y Permeación.

Con base en las unidades comerciales instaladas y varios estudios, las membranas permeables son económicamente atractivas para la deshidratación de gas cuando las tasas de flujo son menos de 10 MMscfd.³⁷

Además, las membranas utilizadas para la deshidratación de gas natural son económicamente viables sólo cuando la deshidratación se combina con la eliminación de gases ácidos.

La tecnología del separador supersónico Twister ofrece varias ventajas, ya antes mencionadas, entre ellas que es un sistema compacto, de bajo peso, con partes no rotativas, de instalación sencilla y alta disponibilidad. Pero todas estas características tendrían un mayor valor si el escenario de su instalación fuera para operaciones costa afuera.

³⁷ KINDNAY, A. y PARRISH, W. Fundamentals of natural gas processing. Columbus, Ohio. United States: Taylor and Francis group. 2006. p 160. ISBN-13: 978-0-8493-3406-1.

Entre los procesos restantes no existe una diferencia significativa, pero teniendo en cuenta que los procesos de mayor puntaje son los más comúnmente utilizados en la industria, y que la principal finalidad del sistema Expansión-Refrigeración es controlar el punto de rocío por hidrocarburo, aunque simultáneamente se controla el punto de rocío del gas por agua, no consideramos este proceso como de deshidratación pura. Entonces, se decide continuar con el estudio de la deshidratación mediante absorción y adsorción, para verificar cuál ofrece mayores ventajas.

En la tabla 6, se muestra que los procesos más aconsejables para las condiciones de la corriente de gas dada, son la deshidratación por absorción y adsorción.

Tabla 6. Matriz de Resultados.

APLICACIÓN DE LA MATRIZ DE PARÁMETROS A LA CORRIENTE DE GAS DE ESTUDIO								
PROCESO	CAUDAL (MMscfd)	TEMP. PUNTO ROCIO (°F)	TEMP. OPERACIÓN (°F)	PRESIÓN OPERACIÓN (Psi)	AMBIENTAL	FACILIDADES EXISTENTES	COSTOS	RESULTADOS
ABSORCIÓN	3	3	3	3	2	-	3	17
ADSORCIÓN	3	3	3	3	3	-	2	17
DELICUESCENCIA	NO APLICA	1	3	3	3	-	3	13
PERMEACIÓN	NO APLICA	3	3	3	2	-	1	12
REFRIGERACIÓN - EXPANSIÓN	3	3	3	3	3	-	1	16
TECNOLOGÍA TWISTER	3	3	3	3	3	-	1	16

Fuente: Autores.

La evaluación de cada parámetro se establece de la siguiente manera:

- Excelente: 3
- Buena: 2
- Regular: 1

La columna de los resultados, corresponde a la suma de los valores de cada celda, los valores mayores señalan el sistema más apto.

Tabla 7. Convenciones de la Matriz de Resultados.

CONVENCIÓN	CONSIDERACIÓN
	Aptos para la implementación
	Aplica de manera regular, o tiene condicionamientos
	No aplica para implementación

2.2 COMPARACIÓN DE LOS PROCESOS DE DESHIDRATACIÓN SELECCIONADOS³⁸

Un número de factores deben ser considerados en la evaluación de un proceso de deshidratación o combinación de procesos. Si el gas debe ser secado para la recuperación de líquidos criogénicos, el tamiz molecular es la única tecnología probada a largo plazo disponible. Tiene la ventaja adicional de que puede eliminar el CO₂ al mismo tiempo. Si el CO₂ se elimina simultáneamente, ya que el agua desplaza al CO₂, el lecho debe ser cambiado antes de que el CO₂ sature el lecho, lo cual es antes de cualquier avance del agua. Sistemas mejorados de regeneración de TEG puede comenzar a competir con tamiz molecular.

Skiff et al. (2003) afirman que han obtenido menos de 0,1 ppmv de agua mediante el uso de TEG con un sistema de regeneración modificado que utiliza aproximadamente el 70% de la energía requerida para los tamices moleculares.

Altas concentraciones de agua-vapor de entrada hacen la deshidratación con tamiz molecular costoso debido al consumo de energía en la regeneración. Dos enfoques se utilizan para reducir la cantidad de agua que va al lecho del tamiz molecular. En primer lugar, otro proceso de deshidratación, (por ejemplo, la deshidratación de glicol) se coloca delante del lecho de tamiz molecular.

La segunda opción es tener lechos combinados con gel de sílice o alúmina activada delante del tamiz molecular. La mayor parte del agua se remueve con el primer adsorbente, y el tamiz molecular elimina el agua remanente. Esta configuración reduce la energía total requerida para la regeneración.

Si la deshidratación se requiere sólo para evitar la formación de agua libre o la formación de hidratos o para cumplir con la especificación de tubería de 4-7 lb /

³⁸ KINDNAY, A. y PARRISH, W. Fundamentals of natural gas processing. Columbus, Ohio. United States: Taylor and Francis group. 2006. p 180. ISBN-13: 978-0-8493-3406-1.

MMscf (60 a 110mg/Sm³), cualquiera de los procesos anteriormente mencionados puede ser viable. Tradicionalmente, la deshidratación de glicol ha sido el proceso de elección. Las limitaciones del sistema dictan qué tecnología es mejor para su uso.

Al considerar la susceptibilidad del alimento de entrada a la contaminación, hay que tener en cuenta que la sustitución de un solvente es mucho más fácil y más barata que cambiar un lecho adsorbente. Sin embargo, la prevención de la contaminación mediante el uso de depuradores de entrada adecuadamente diseñados y filtros coalescentes, si se requiere, es la mejor solución. En una planta de gas convencional, donde las fluctuaciones de entrada se manejan en el receptor de entrada, la contaminación del alimento está limitada generalmente al posible arrastre desde la unidad de endulzamiento. Sin embargo, en la deshidratación en campo existe la posibilidad de que agua producida, sólidos, aceite, y productos químicos del tratamiento de los pozos entren al deshidratador.

3 EFECTO DE LAS VARIABLES DE OPERACIÓN DE LOS PROCESOS SELECCIONADOS

3.1 EFECTO DE LAS VARIABLES DE OPERACIÓN DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN POR ABSORCIÓN.³⁹

Consideraciones Generales

Varias variables de diseño y de operación tienen un efecto importante sobre la operación exitosa de un sistema de deshidratación de glicol.

3.1.1 Selección del Glicol.

- ❖ Los glicoles son los desecantes líquidos más comúnmente utilizados en el proceso de absorción debido a que son:
 - Altamente higroscópicos (absorben fácilmente y retienen el agua).
 - Estables a la descomposición térmica y química a la temperatura y presiones necesarias en el proceso.
 - Bajas presiones de vapor, las cuales minimizan la pérdida de equilibrio del glicol en la corriente de gas natural residual y en el sistema de regeneración.
 - Fácilmente regenerados (agua removida) para su reutilización.
 - No corrosivo y no espumante en condiciones normales; las impurezas en la corriente de gas pueden cambiar esto, pero aun así los inhibidores pueden ayudar a minimizar estos problemas.
 - Fácilmente disponible a un costo moderado.

- ❖ La higroscopicidad de los glicoles se ve afectada por la concentración (relación glicol-agua), es decir, aumenta a medida que la concentración aumenta.

³⁹ ARNOLD, K. y STEWART. M. Gas Dehydration Field Manual. United States: Gulf Professional Publishing, 2011. P. 109. ISBN. 978-1-85617-980-5

- ❖ Depresión del punto de rocío que puede obtener en una corriente de gas aumenta a medida que aumenta la concentración de glicol.

Etilenglicol (EG)

El Etilenglicol tiende a tener altas pérdidas de vapor a gas cuando se utiliza en una contactora.

Se utiliza como un inhibidor de hidrato de donde puede ser recuperado de la separación por gas a temperaturas inferiores a 50 °F.

Dietilenglicol (DEG).

El Dietilenglicol se reconcentra a temperaturas entre 315 °F y 325 °F, lo cual produce una pureza de 97,0%.

Se degrada a 328 °F.

No puede alcanzar la concentración requerida para la mayoría de aplicaciones.

Trietilenglicol (TEG)

El Trietilenglicol es el más comúnmente utilizado en la deshidratación con glicol.

Se reconcentra a temperaturas entre 350 °F y 400 °F, lo que produce pureza de 98,8%.

Se degrada a 404 °F.

Tiende a experimentar altas pérdidas de vapor al gas a temperaturas que excede los 120 °F.

Con gas de despojo, depresiones de punto de rocío de hasta 150 °F son posibles.

Tetraetilenglicol (TTEG)

El Tetraetilenglicol es costoso.

Se reconcentra a temperaturas entre 400 °F y 430 °F.

Experimenta menores pérdidas de vapor a altas temperaturas de los gases de la contactora.

Se degrada a 460 °F.

3.1.2 Temperatura del gas de entrada.

- ❖ A presión constante, el contenido de agua del gas de entrada aumenta a medida que aumenta la temperatura. Por ejemplo, a 1000 psia y
 - a 80 °F, el gas retiene 34 libras de agua / MMSCF
 - a 120 °F, gas retiene 104 libras de agua / MMSCF
- ❖ Si el gas está saturado a temperatura más alta, el glicol tendrá que remover alrededor de tres veces más agua para cumplir las especificaciones.
- ❖ Las temperaturas superiores a 115 °F resulta en pérdidas altas de glicol, lo que requiere de Tetraetilenglicol.
- ❖ La temperatura no debe caer por debajo del rango de temperatura de formación de hidratos (65 °F a 70 °F) y siempre por encima de 50 °F.
- ❖ Temperaturas por debajo de 50 °F causa problemas debido a un aumento de la viscosidad del glicol.
- ❖ Las temperaturas por debajo de 60 °F a 70 °F puede causar una emulsión estable con los hidrocarburos líquidos en el gas y causar la formación de espuma en la contactora.
- ❖ Un aumento en la temperatura del gas aumenta el volumen de gas, que a su vez aumenta el diámetro de la contactora de glicol.

3.1.3 Temperatura del glicol pobre

- ❖ Las temperaturas del glicol seco que entra al plato de la cima de la contactora (approach Temperature) deben mantenerse bajas (10 a 15 °F) por encima de la temperatura de gas de entrada.
 - Las condiciones de equilibrio entre el glicol y el vapor de agua en el gas se ven afectadas por la temperatura.
 - Glicol que entra al plato superior de la contactora puede elevar la temperatura del gas que lo rodea y evitar que el gas ceda su vapor de agua remanente.
- ❖ Las temperaturas del glicol de entrada de más de 15 °F por encima de la temperatura del gas resulta en pérdidas de glicol elevadas.

- ❖ El diferencial de temperatura drástico también tiene una tendencia a emulsificar el glicol con cuales quiera contaminantes posterior a la perdida de glicol.

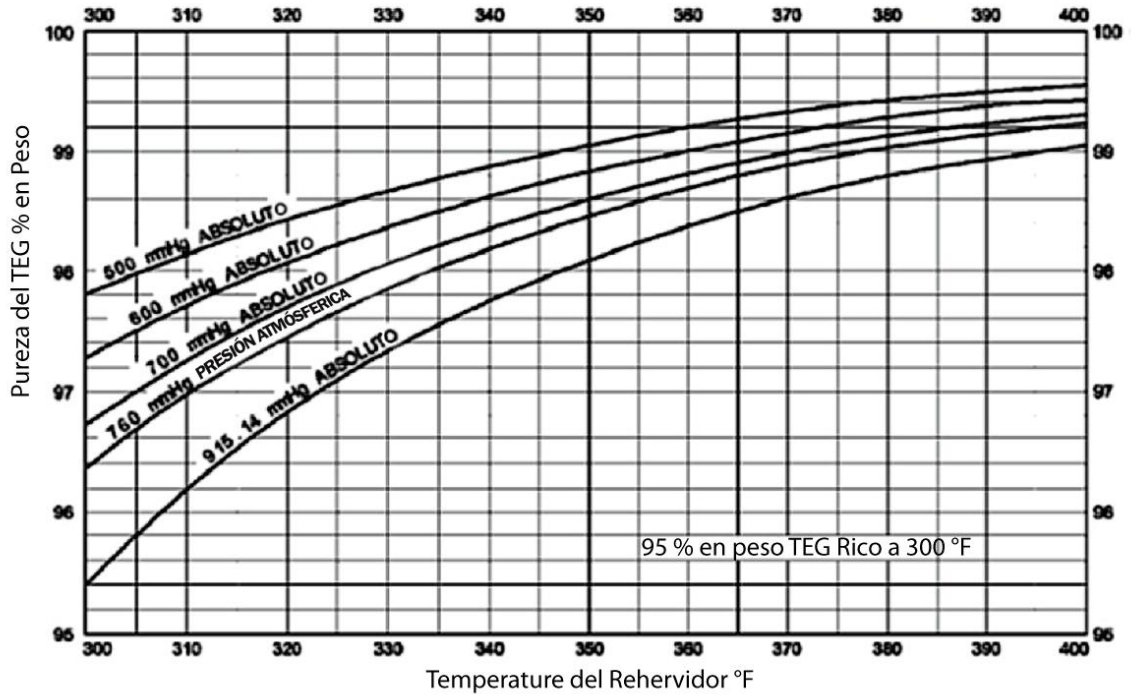
3.1.4 Temperatura de Reconcentración del glicol.

- ❖ La temperatura del reconcentrator controla la concentración del agua en el glicol.
- ❖ Con una presión constante, la concentración de glicol aumenta con la temperatura reconcentrator mayor.
- ❖ La temperatura del reconcentrator debe limitarse entre 350 °F y 400 °F:
 - Minimiza la degradación de TEG lo cual se empieza a 404 °F.
 - Resulta en concentraciones de glicol pobre entre 98,5 y 98,9%.
- ❖ La figura 20, muestra las concentraciones de glicol que se pueden conseguir con diferentes temperaturas del rehervidor.
- ❖ Cuando altas concentraciones de glicol pobre son requeridas:
 - Añadir gas de despojo al reconcentrator, o
 - Operar el reconcentrator y la columna destiladora en un vacío.

3.1.5 Temperatura en la cima de la columna destiladora

- ❖ Una temperatura alta en la cima de la columna destiladora puede aumentar las pérdidas de glicol debido a la vaporización excesiva.
- ❖ Una temperatura del rehervidor en el intervalo de 350 °F a 400 °F asegura la transferencia de calor adecuada al empaque de cerámica en la columna destiladora.
- ❖ La columna destiladora funciona mejor (permite que el vapor escape) cuando la temperatura de salida del vapor está entre 215 °F y 225 °F.
- ❖ Cuando la temperatura alcanza 250 °F y más, las pérdidas por vaporización glicol aumentan.

Figura 20. Pureza glicol Versus la temperatura del reconcentrator a diferentes niveles de vacío.



Fuente: ARNOLD, K. y STEWART. M. Gas Dehydration Field Manual. United States: Gulf Professional Publishing. 2011. P. 112. ISBN. 978-1-85617-980-5

- ❖ La temperatura de la cima de la destiladora se puede bajar mediante el aumento de la cantidad de glicol que fluye a través del serpentín del condensador de reflujo.
- ❖ Si la temperatura en la cima de la columna destiladora cae demasiado bajo, (por debajo de 220 °F) demasiada agua puede condensarse y lavarse de nuevo en el reconcentrador, lo que aumenta la exigencia (duty) de calor en el reconcentrador.
- ❖ Demasiada circulación de glicol frío en el serpentín del condensador de reflujo puede bajar la temperatura de la cima de la destiladora por debajo de 220 °F lo que puede causar que el exceso de agua se condense.

- ❖ Así, los serpentines del condensador de reflujo tienen una válvula bypass, que permite el control manual o automático de la temperatura destiladora despojadora.

3.1.6 Presión de la Contactora

- ❖ A una temperatura constante, el contenido de agua del gas de entrada disminuye con un aumento en la presión.
- ❖ Cuanto menor sea la presión, mayor es el diámetro requerido de la contactora.
- ❖ Una buena deshidratación puede lograrse a cualquier presión por debajo de 3000 psig, siempre y cuando la presión sea constante.
- ❖ Una presión óptima de deshidratación está a menudo en el rango de 550 a 1200 psig.
- ❖ Los cálculos de dimensionamiento debe basarse siempre en la mínima presión de gas de operación esperada.
- ❖ Los cambios rápidos de presión se traducen en cambios de velocidad rápidos en la contactora lo cual:
 - Rompe los sellos del líquido entre los bajantes y los platos.
 - Permite que el gas se canalice a través del bajante y las capsulas de burbujeo.
 - Permite que el glicol sea barrido con el gas.

3.1.7 Presión del Reconcentrador

- ❖ La reducción de la presión en el reconcentrador a una temperatura constante da como resultado mayor pureza de glicol.
- ❖ La mayoría de los reconcentradores operan entre 4 a 12 onzas de presión.
- ❖ En reconcentradores atmosféricos estándar, presiones que exceden 1 psi resultan en:
 - Pérdidas de Glicol en la columna destiladora
 - Reducción de la concentración de glicol pobre

- Reducción de la eficacia de la deshidratación
- ❖ Presiones mayores en 1 psi generalmente están asociados con el exceso de agua en el glicol y crean una velocidad del vapor saliendo de la destiladora suficientemente grande para barrer el glicol afuera.
- ❖ El empaque de la columna destiladora sucio a menudo contribuye a la presión del reconcentrador alta.
- ❖ La columna destiladora debe ser ventilada adecuadamente y el empaque debe ser reemplazado periódicamente a fin de evitar la contrapresión en el reconcentrador.
- ❖ Presiones por debajo de la atmosférica aumentarán la concentración de glicol pobre porque la temperatura de ebullición de la mezcla rica glicol / agua disminuye.
- ❖ Los reconcentradores rara vez son operados en vacío debido a la complejidad añadida y al hecho de que las fugas de aire darán lugar a la degradación del glicol.

3.1.8 Presión del Rehervidor

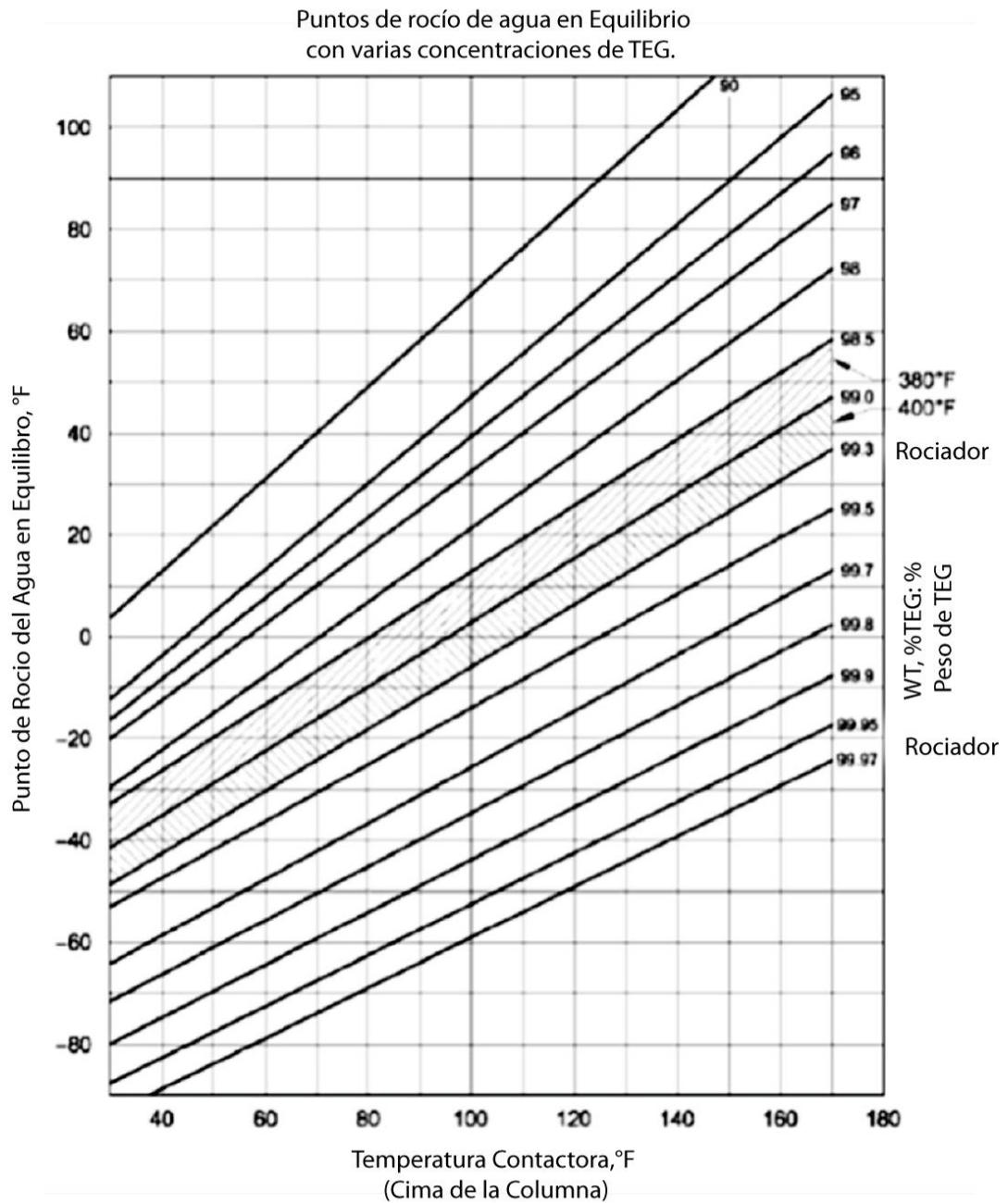
- ❖ Si se requieren concentraciones de glicol pobre en el rango de 99,5%, considerar:
 - Funcionamiento del reconcentrador a una presión absoluta de 500 mm Hg (10 psia), o
 - Uso de gas de despojo
- ❖ La figura 20 se puede utilizar para estimar el efecto de la operación en vacío sobre la concentración de glicol puro.

3.1.9 Concentración del Glicol

- ❖ El contenido de agua del gas deshidratado depende principalmente de la concentración de glicol puro.

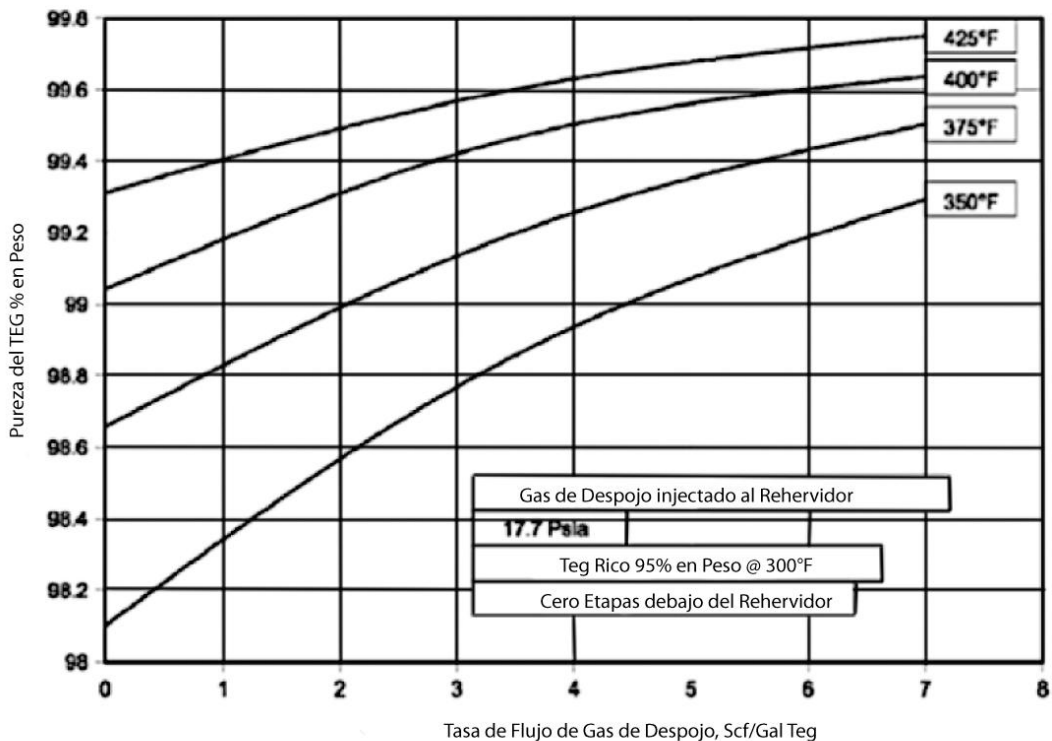
- ❖ Cuanto mayor sea la concentración de glicol puro que entra a la contactora, mayor es la depresión del punto de rocío para una tasa de circulación y el número de platos dado.
- ❖ El aumento de la concentración de glicol por encima de un 99% de pureza puede conducir a resultados dramáticos sobre el punto de rocío de salida (Figura 20). Por ejemplo, con una temperatura de gas de entrada de 100 °F (Temperatura de 110 °F para la bandeja superior), un punto de rocío de salida del:
 - 10 °F se puede obtener con 99,0% TEG
 - -30 °F se puede obtener con 99,8% TEG
 - -40 °F se puede obtener con 99,9% TEG
- ❖ Mayores concentraciones de TEG se puede conseguir mediante:
 - El aumento de la temperatura de reconcentración del glicol.
 - Inyección de gas de despojo en el reconcentrador.
 - La reducción de la presión de operación del reconcentrador.
- ❖ Las temperaturas de reconcentración para el TEG normalmente están entre 380 °F y 400 °F, lo que resulta en purzas de glicol del 98% al 99%. Las figuras 21 y 22 ilustran el efecto del gas de despojo.
- ❖ Si el gas se inyecta directamente en el reconcentrador (a través de un tubo rociador), la concentración de TEG aumenta significativamente de 99,1% a alrededor de 99,6% cuando la cantidad de gas se incrementa desde 0 hasta 4 SCF / gal.
- ❖ Cuando el método de Stahl se utiliza (gas de despojo contra corriente después del reconcentrador), se pueden alcanzar concentraciones tan altas como 99,95% TEG a una temperatura reconcentrador de 400 °F.

Figura 21. Puntos de rocío de agua en Equilibrio con varias concentraciones de TEG.



Fuente: ARNOLD, K. y STEWART. M. Gas Dehydration Field Manual. United States: Gulf Professional Publishing. 2011. p. 115. ISBN. 978-1-85617-980-5

Figura 22. Efecto de gas despojo en la concentración de TEG.

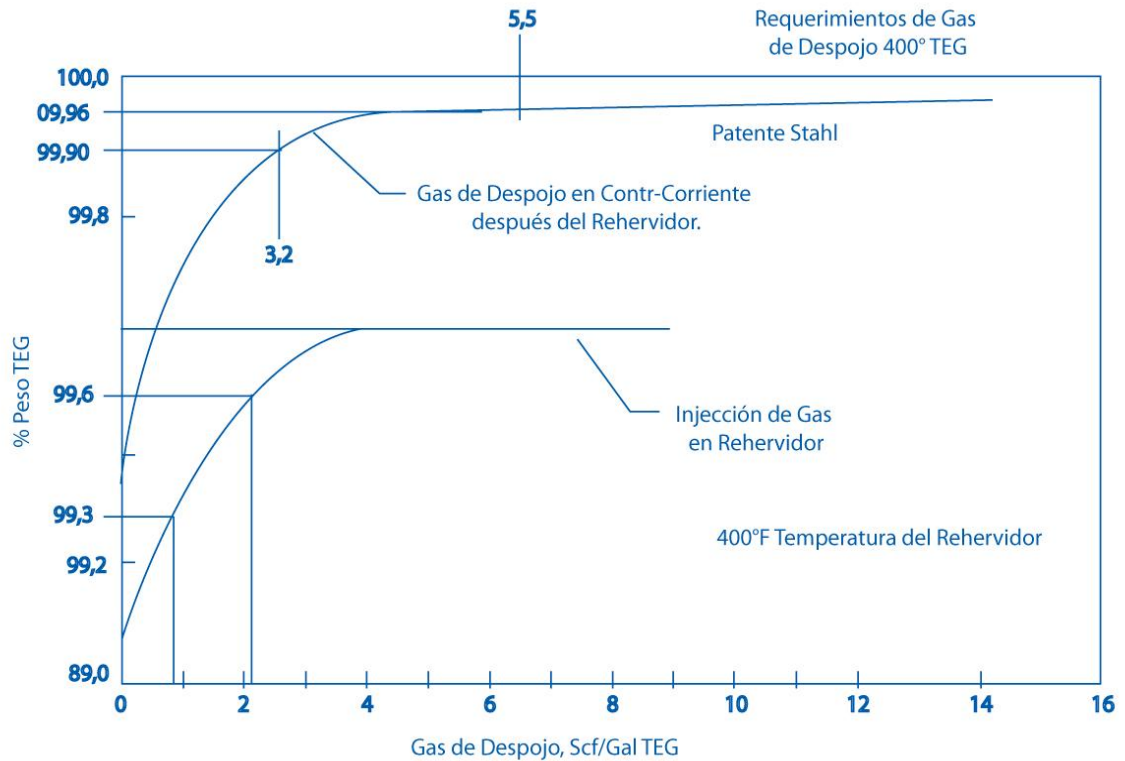


Fuente: ARNOLD, K. y STEWART. M. Gas Dehydration Field Manual. United States: Gulf Professional Publishing. 2011. P. 116. ISBN. 978-1-85617-980-5

3.1.10 Tasa de Circulación del Glicol. Cuando el número de platos de la absorbidora y la concentración de glicol pobre se mantienen constantes, la depresión del punto de rocío de un gas saturado se incrementa cuando la tasa de circulación de glicol se incrementa

- ❖ Cuando mayor sea el glicol pobre que entra en contacto con el gas, mayor vapor de agua es absorbido del gas.
- ❖ Mientras que la concentración de glicol afecta principalmente el punto de rocío del gas seco, la tasa de glicol controla la cantidad total de agua que se puede remover.
- ❖ El nivel de funcionamiento normal en un deshidratador estándar es de 3 galones de glicol por libra de agua removida (rango 2-7).

Figura 23. Efecto del gas de despojo en la concentración utilizando una columna Stahl.

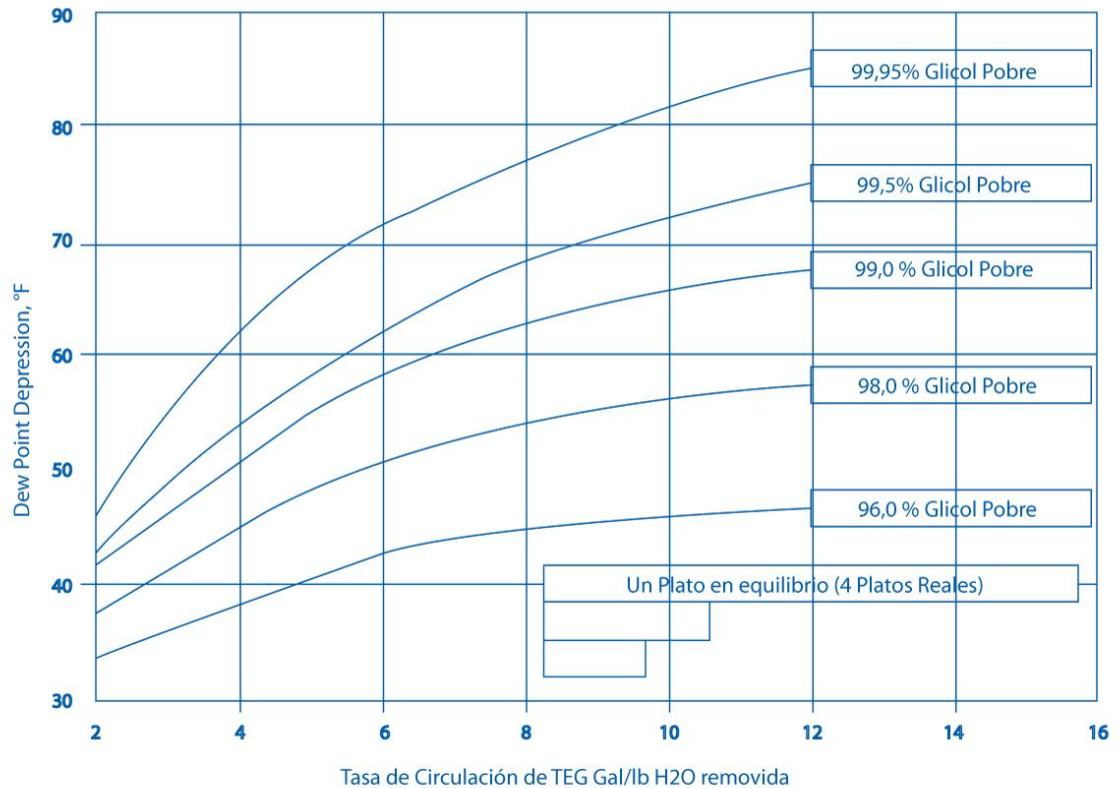


Fuente: ARNOLD, K. y STEWART. M. Gas Dehydration Field Manual. United States: Gulf Professional Publishing. 2011. P. 116. ISBN. 978-1-85617-980-5

- ❖ La Figura 23, muestra que una depresión del punto de rocío mayor es más fácil de lograr mediante el aumento de la tasa de concentración de glicol.
- ❖ Tasas excesivas de circulación:
 - Sobrecargan el reconcentrador
 - Evita la buena regeneración de glicol
 - Evitar un contacto adecuado glicol - gas en la absorbidora
 - Aumenta los problemas de mantenimiento de la bomba
 - Incrementa las pérdidas del Glicol
- ❖ El calor requerido por el rehervidor es directamente proporcional a la tasa de circulación. Un aumento de la tasa de circulación puede:
 - Disminuir la temperatura reconcentrador

- Disminuir la concentración de glicol pobre
- Disminuir la cantidad de agua que es removida del gas por el glicol.

Figura 24. Depresión del punto de rocío calculado respecto a la tasa de circulación (1 plato en equilibrio (4 platos reales)).



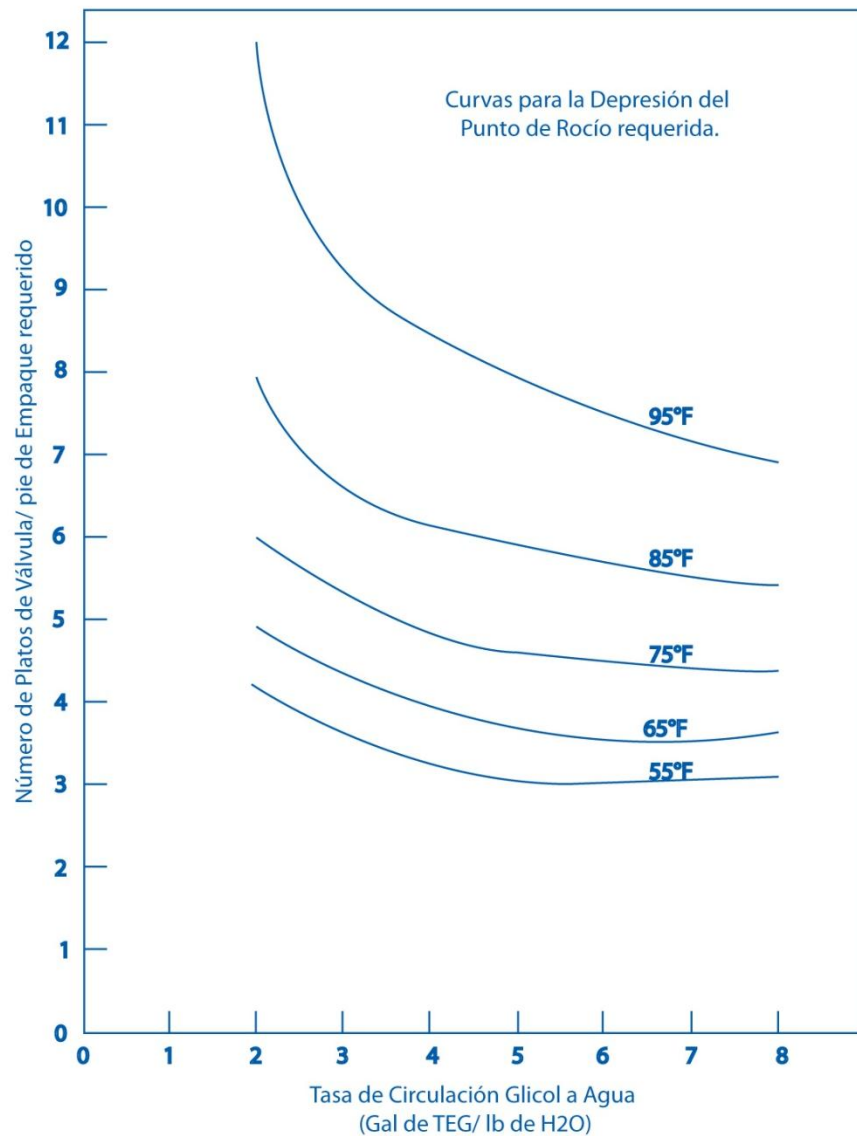
Fuente: ARNOLD, K. y STEWART. M. Gas Dehydration Field Manual. United States: Gulf Professional Publishing. 2011. P. 117. ISBN. 978-1-85617-980-5

3.1.10 Número de Platos de la Absorbedora

- ❖ Cuando la tasa de circulación de glicol y la concentración de glicol pobre se mantienen constantes, la depresión del punto de rocío de un gas saturado se incrementa cuando el número de bandejas se incrementa.
- ❖ Los platos reales no alcanzan el equilibrio, y su aproximación a éste se expresa como una fracción de un plato teórico.
- ❖ Una eficiencia de plato de 25% se utiliza comúnmente para el diseño.

- Cuatro platos reales con eficiencias del 25% cumpliría el trabajo de un plato teórico.
- ❖ El número de platos reales en un diseño varía de 4 a 12.
- ❖ Una aproximación de la cantidad real de platos de válvula por pie de empaque se puede obtener de la figura 25.

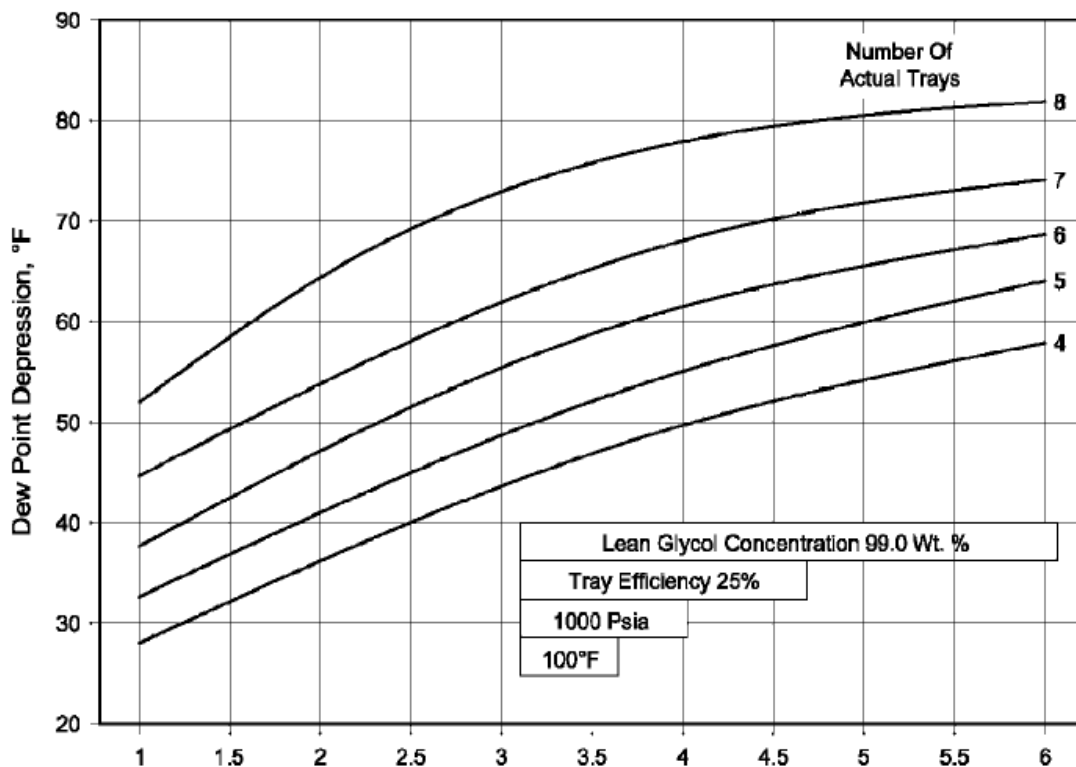
Figura 25. Platos de empaque requeridos para el deshidratador de glicol.



Fuente: ARNOLD, K. y STEWART. M. Gas Dehydration Field Manual. United States: Gulf Professional Publishing. 2011. P. 119. ISBN. 978-1-85617-980-5

- ❖ Para las unidades de alto rendimiento, la especificación de más de 4 platos en un diseño nuevo puede lograr un ahorro de combustible (para la misma depresión del punto de rocío) debido a:
 - Menor tasa de circulación
 - Menor temperatura de Reconcentración
 - Menor tasa de gas de despojo
- ❖ Figura 26, muestra que especificar algunos platos adicionales en la contactora es mucho más eficaz que aumentar la tasa de circulación del glicol. La inversión adicional para una contactora más alta a menudo se justifica por el ahorro de combustible.

Figura 26. Efecto del número de platos de la absorbidora sobre la depresión del punto de rocío.



Fuente: ARNOLD, K. y STEWART. M. Gas Dehydration Field Manual. United States: Gulf Professional Publishing. 2011. P. 120. ISBN. 978-1-85617-980-5

3.2 EFECTO DE LAS VARIABLES DEL PROCESO DE ADSORCIÓN⁴⁰

Varias variables de proceso pueden tener un efecto importante en el dimensionamiento y la eficiencia operativa de la deshidratación con lecho seco:

3.2.1 Calidad de gas de entrada

- ❖ El rendimiento de deshidratador con lecho seco se ve afectada por:
 - Contenido de humedad del gas de entrada
 - Los componentes en la corriente de gas natural producido.
- ❖ La saturación relativa del gas de entrada:
 - Determina el tamaño de un lecho de desecante dado.
 - Afecta la transferencia de agua al adsorbente.
- ❖ Capacidades más altas se pueden esperar cuando se seca gas saturado (100% de humedad relativa) para la mayoría de los desecantes (excepto tamiz molecular), que cuando se seca gases parcialmente saturados.
- ❖ En la mayoría de las aplicaciones de campos de gas, el gas entrada está saturado con vapor de agua y por lo tanto esta variable no necesita ser considerada.
- ❖ Los compuestos de gas natural producidos afectan negativamente el desempeño del deshidratador de lecho seco. Los componentes de interés son:
 - Dióxido de carbono
 - Hidrocarburos pesados
 - Compuestos que contienen azufre
- ❖ Cuanto mayor es el peso molecular de un compuesto, mayor es su potencial de adsorción.

3.2.2 Temperatura

Consideraciones Generales

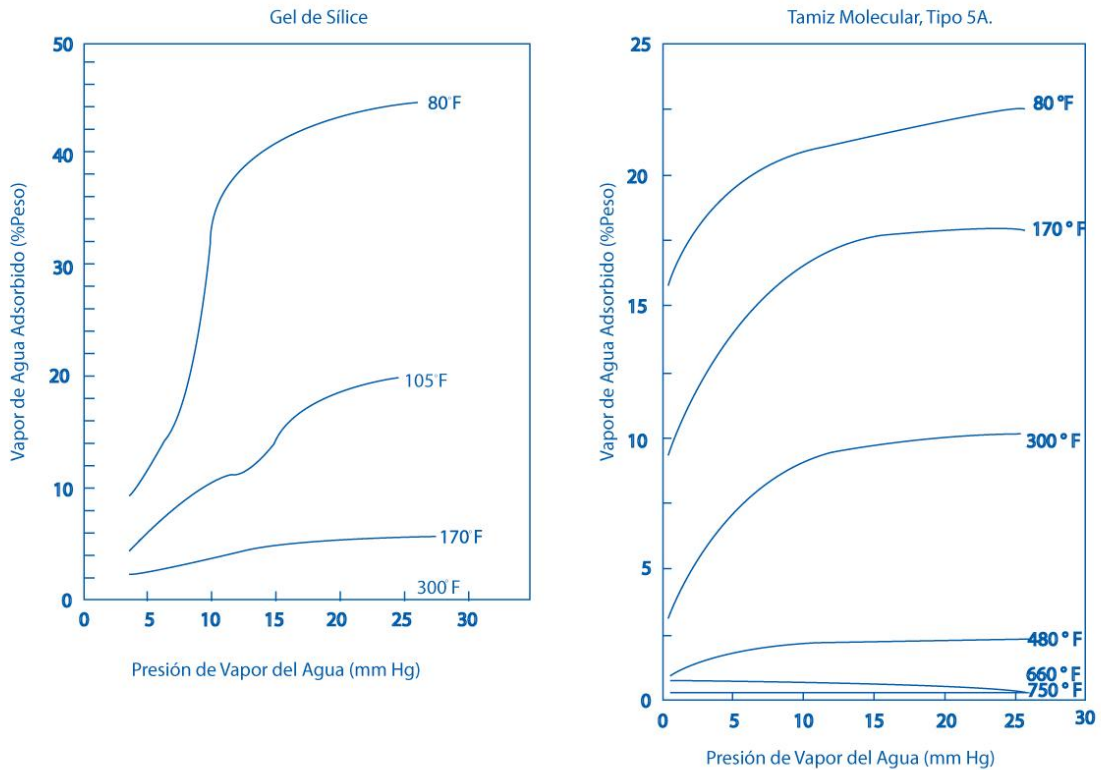
⁴⁰ ARNOLD, K. y STEWART. M. Gas Dehydration Field Manual. United States: Gulf Professional Publishing, 2011. P. 64. ISBN. 978-1-85617-980-5

- ❖ La operación es muy sensible a la temperatura del gas de entrada.
- ❖ La eficiencia disminuye a medida que aumenta la temperatura.
- ❖ Los tamices moleculares y la mayoría de los otros adsorbentes tienen una capacidad significativamente mayor de adsorción a temperaturas bajas. La Figura 27 indica esta característica para gel de sílice y un tamiz molecular tipo 5A.
- ❖ La capacidad de agua del gel de sílice a 80 °F aumenta a más del doble que para el tamiz molecular a presiones parciales más altas de agua.
- ❖ La temperatura del gas de regeneración que se mezcla con el gas húmedo entrante delante de los deshidratadores es importante.
- ❖ La temperatura debe permanecer dentro de 10 °F a 15 °F, de otro modo el agua y los hidrocarburos líquidos se condensarán cuando la corriente de gas caliente se enfríe.
- ❖ Los líquidos condensados que golpean el lecho pueden acortar la vida del desecante sólido.
- ❖ La temperatura del gas caliente que entra y sale a una torre de desecante durante el ciclo de calentamiento afecta la eficiencia de la planta y la vida del desecante.
- ❖ La temperatura alta del gas de regeneración, asegura una buena eliminación (desorción) de agua y contaminantes del lecho.

Temperatura Máxima

- ❖ La temperatura máxima depende de:
 - El tipo de contaminante
 - "Holding power" o afinidad del desecante a los contaminantes
- ❖ Típicamente se utiliza de 450 °F a 600 °F.
- ❖ La temperatura del desecante alcanzada durante el ciclo de refrigeración es importante.

Figura 27. Efecto de la temperatura sobre la capacidad de adsorción.



Fuente: ARNOLD, K. y STEWART. M. Gas Dehydration Field Manual. United States: Gulf Professional Publishing. 2011. P. 65. ISBN. 978-1-85617-980-5

- ❖ Si el gas húmedo se utiliza para enfriar el desecante:
 - Terminar el ciclo de enfriamiento cuando el lecho alcanza 125 °F.
 - El enfriamiento adicional puede causar que el agua sea adsorbida de la corriente de gas húmedo y precargue (presature) el lecho antes de que el siguiente ciclo de adsorción comience.
- ❖ Si el gas seco se utiliza para enfriar el desecante:
 - Terminar el ciclo de refrigeración dentro de 10 °F a 20 °F de la temperatura del gas entrante.
 - Maximiza la capacidad de adsorción de la cama.

- ❖ La temperatura del gas de regeneración que va a través del scrubber del gas de regeneración debe mantenerse lo suficientemente baja para condensar y remover el agua y los hidrocarburos sin causar problemas de hidratos.

3.2.3 Presión

- ❖ La capacidad de adsorción de una unidad de lecho seco disminuye a medida que la presión se reduce y con el uso.
- ❖ Operar los deshidratadores de lechos secos muy por debajo de la presión de diseño requiere que el desecante trabaje más para:
 - Eliminar el agua adicional
 - Mantener el punto de rocío deseado del efluente
- ❖ Con el mismo volumen de gas entrante, el incremento de la velocidad del gas que ocurre a la presión más baja podría:
 - Afectar el contenido de humedad del efluente
 - Dañar el desecante
- ❖ A presión por encima de 1300 a 1400 psia, los efectos de co-adsorción de los hidrocarburos son muy significativos.

3.2.4 Tiempo del Ciclo

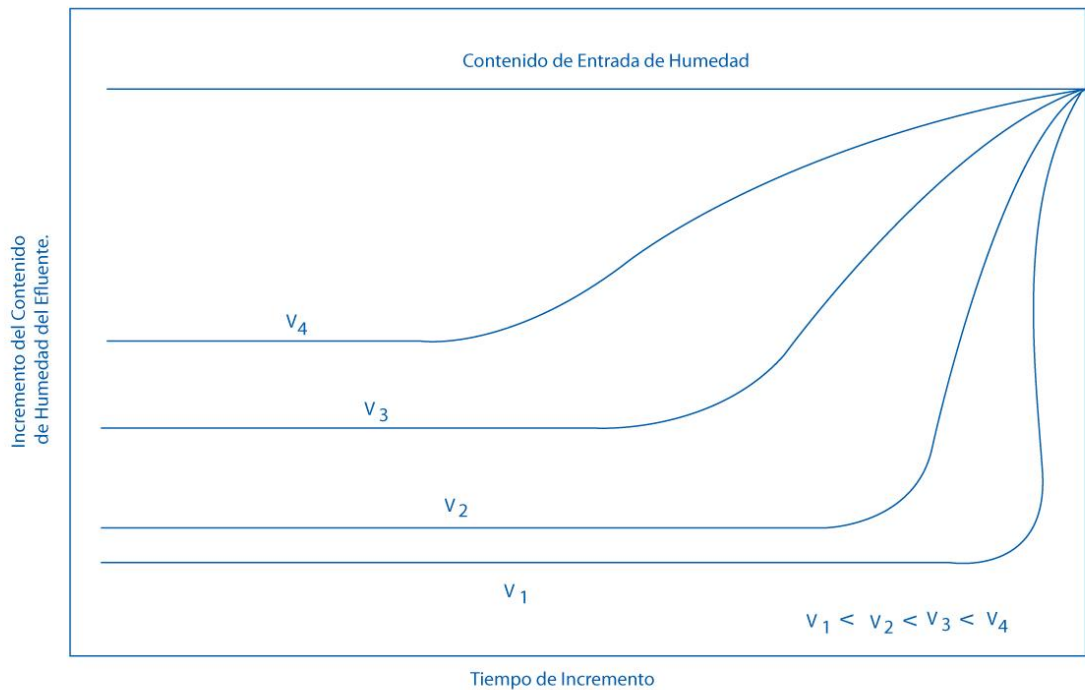
- ❖ La mayoría de los adsorbentes operan en un tiempo de ciclo de secado fijo que con frecuencia se establece para las peores condiciones.
- ❖ La capacidad adsorbente no es un valor fijo y disminuye con el uso.
- ❖ Para los primeros meses de operación, un desecante nuevo normalmente tiene una alta capacidad de remoción de agua.
- ❖ Si un analizador de humedad se utiliza en el gas efluente, un ciclo de secado más prolongado puede lograrse.
- ❖ A medida que el desecante envejece, el tiempo del ciclo se puede reducir para ahorrar costos de regeneración de combustible y mejorar la vida desecante.

- ❖ Los tiempos de ciclo más comunes
 - 8 horas en la corriente
 - 5 a 6 horas de calentamiento
 - 2 a 3 horas de enfriamiento

3.2.5 Velocidades del Gas

- ❖ A medida que la velocidad del gas durante el ciclo de secado disminuye, la capacidad del desecante para deshidratar el gas aumenta al:
 - Reducir el contenido de humedad de efluentes
 - Tiempos más largos del ciclo secado
- ❖ La figura 28, muestra el efecto general de la tasa de gas sobre el grado de deshidratación.

Figura 28. Serie de curvas de adsorción que muestran efectos de la tasa de flujo sobre la capacidad de adsorción de un solo desecante.



Fuente: ARNOLD, K. y STEWART. M. Gas Dehydration Field Manual. United States: Gulf Professional Publishing. 2011. P. 68. ISBN. 978-1-85617-980-5

- ❖ En la superficie, parecería conveniente operar a tasas de flujo mínimas para utilizar plenamente el desecante. Sin embargo las velocidades lineales bajas.
 - Requieren torres con grandes áreas de sección transversal para manejar un flujo de gas dado.
 - Permiten al gas húmedo canalizarse a través del lecho desecante y por lo tanto no será deshidratado adecuadamente.
- ❖ Un ajuste debe ser hecho entre el diámetro de la torre y la utilización máxima del desecante, tal como se ilustra en la figura 29. Velocidades superficiales máximas de 1.
- ❖ A altas velocidades lineales:
 - Baja eficiencia de adsorción
 - Puede causar daños al desecante
- ❖ El diámetro mínimo de la torre puede determinarse a partir de lo siguiente:

$$d^2 = 3600 \left(\frac{Q_g T Z}{V P} \right)$$

Donde:

d = diámetro interno de la torre, pulg

Q_g = caudal de Gas, MMSCFD

T = temperatura del gas, °R

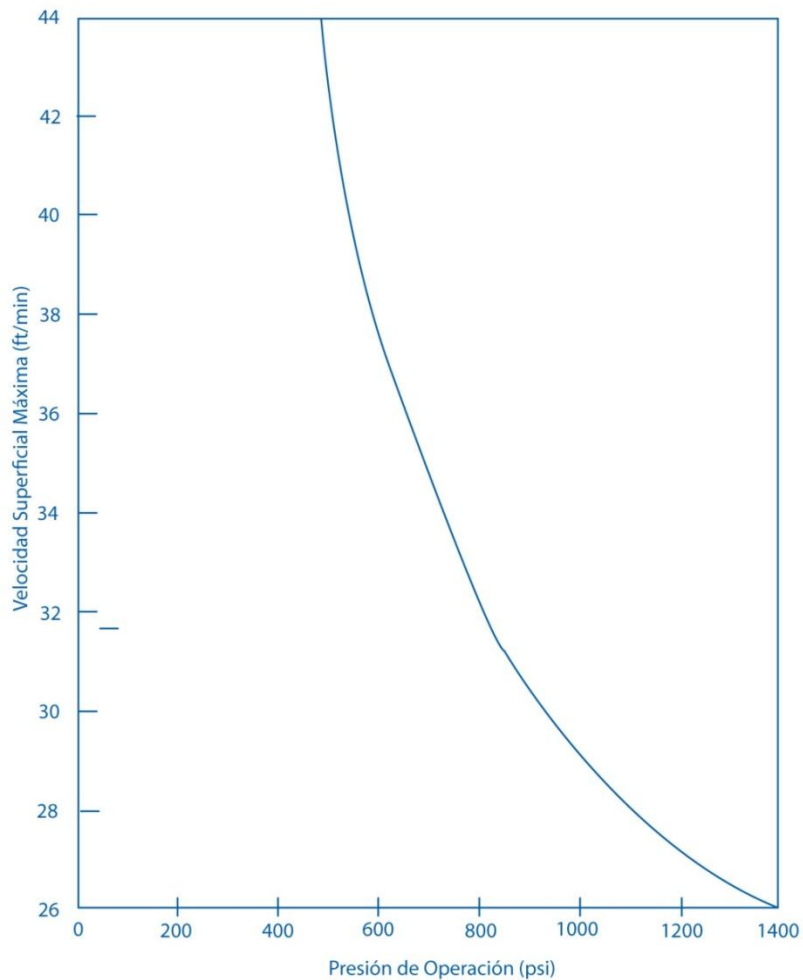
Z = factor de compresibilidad

V = velocidad superficial del gas, ft. / Min. (Tabla 8)

P = presión de operación de la torre, psia

- ❖ La velocidad del gas de regeneración es importante, especialmente cuando se necesitan contenidos de humedad del efluente por debajo de 1 ppm.
- ❖ A velocidades menores de 10 ft/seg, el gas caliente se canalizará a través del lecho, dejando el agua en exceso en el lecho después de la regeneración lo cual se traduce en pobre deshidratación.

Figura 29. Máxima velocidad de flujo descendente de gas como una función de la presión de operación.



Fuente: ARNOLD, K. y STEWART. M. Gas Dehydration Field Manual. United States: Gulf Professional Publishing. 2011. P. 69. ISBN. 978-1-85617-980-5

Tabla 8. Velocidades superficiales Máximas.

Presión de Operación de la Torre (psig)	Velocidad Superficial Máx. (pies/min)
14.7	110
400	60
600	55
1000	40

Fuente: ARNOLD, K. y STEWART. M. Gas Dehydration Field Manual. United States: Gulf Professional Publishing. 2011. P. 69. ISBN. 978-1-85617-980-5

3.2.6 Fuente de Gas de Regeneración

- ❖ La Fuente de gas de regeneración depende de:
 - Los requerimientos de la planta.
 - La disponibilidad de una corriente de gas adecuada.
- ❖ El gas de regeneración debe estar seco cuando se requieren bajos contenidos de humedad del efluente (en el intervalo de 0,1 ppm).
 - El gas de la compuerta inferior de la planta se puede utilizar normalmente.
 - Si sólo se requiere un secado moderado, una parte del gas de alimento húmedo se puede utilizar.

La Figura 29, es un diagrama de equilibrio que muestra las líneas de carga de agua constante. Por ejemplo:

- Un lecho de tamiz molecular en 100 °F en equilibrio con un gas que tiene un punto de rocío de agua de 80 °F contendrá alrededor de 4% en peso.
- ❖ Las curvas de equilibrio para un adsorbato-adsorbente dado, se pueden utilizar para estimar las condiciones de regeneración necesarios para proporcionar las condiciones de salida requeridas. Por ejemplo,
 - Si el gas de regeneración es tomado del gas de entrada con un punto de rocío de 40 °F y se calienta a 450 °F, el tamiz molecular contendrá 3% en peso de agua después de la regeneración.
 - Si el gas a tratar está a 100 °F, la intersección de la línea de 3% en peso con una temperatura de adsorbente de 100 °F da el punto de rocío mínimo alcanzable en 95 °F.
- ❖ Si este punto de rocío no es satisfactorio, el gas de regeneración se debe calentar por encima de 450 °F, o un gas de un punto de rocío más alto (por ejemplo, gas de residuo) debe ser utilizado para gas de regeneración.

3.2.7 Dirección del Flujo de Gas

- ❖ Influencias de la dirección del caudal:

- Pureza del Efluente

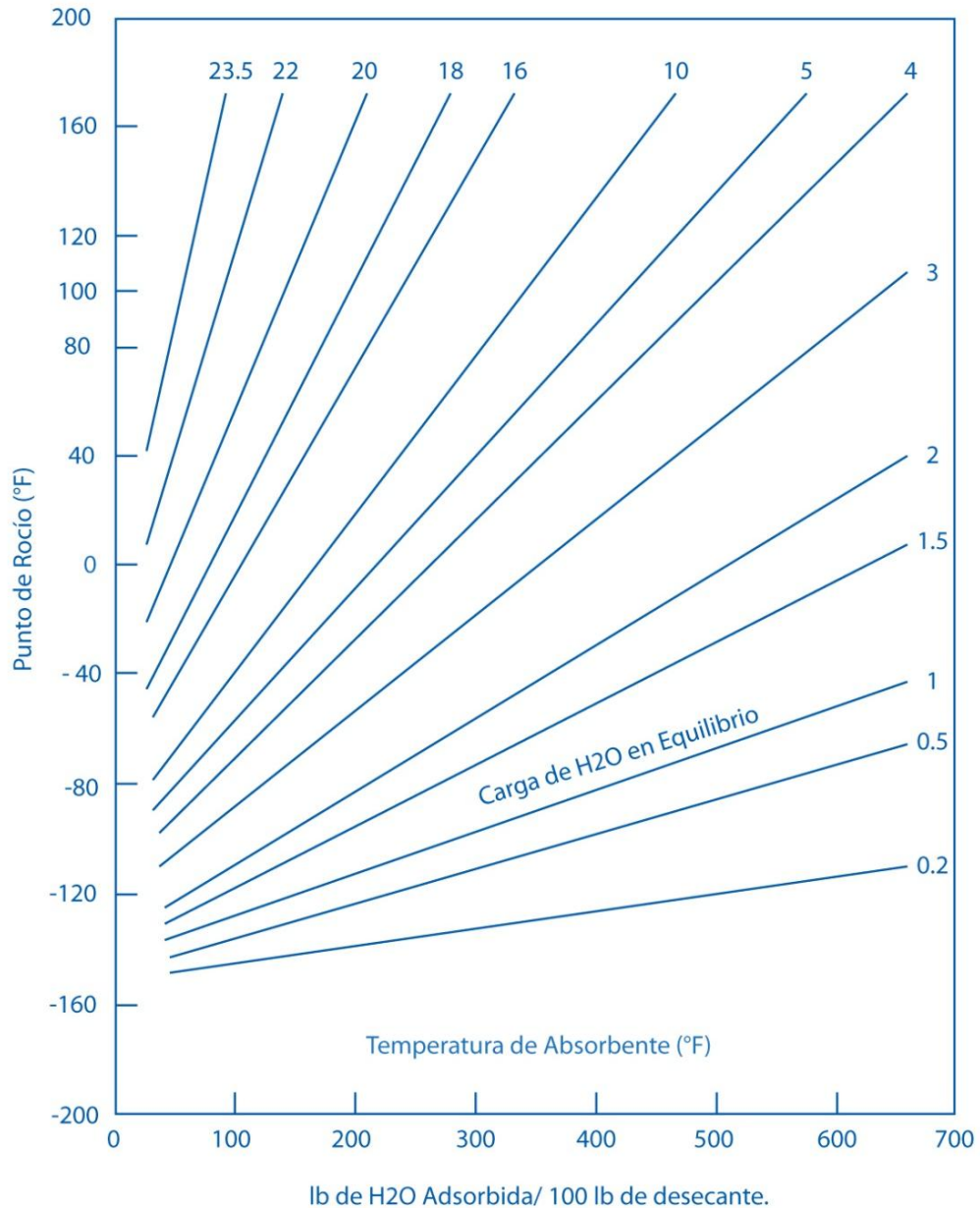
Requerimiento de gas de regeneración

Vida del desecante.

- ❖ La dirección del flujo durante el ciclo de secado es hacia abajo, lo cual:
 - Permite velocidades más altas sin levantar o fluidificar el lecho del desecante.
 - Medios de fluidización pueden dañar gravemente el desecante.
- ❖ La dirección del flujo durante el ciclo de calentamiento es en contracorriente a la dirección del flujo de adsorción:
 - Permite una mejor reactivación de la porción inferior del lecho desecante, el cual debe llevar a cabo la super-deshidratación durante el ciclo de secado, especialmente en las plantas criogénicas.
 - Si el flujo es a favor de la corriente, toda el agua y/o otros contaminantes deben moverse a través de todo el lecho, lo que causa contaminación adicional del desecante y requiere largos tiempos de regeneración.
- ❖ La dirección del flujo durante el ciclo de enfriamiento:
 - Cuando el gas seco se utiliza, la dirección de flujo es en contracorriente al flujo de adsorción, lo que simplifica la configuración de la válvula y la tubería.
 - Cuando el gas húmedo se utiliza, la dirección de flujo es en la misma dirección que el flujo de adsorción de manera que el agua adsorbida durante el ciclo de enfriamiento cuando el desecante se enfría precarga al final de la entrada del lecho.
 - Si el flujo en contracorriente se utiliza, el agua se deposita en el extremo de la salida del lecho:
 - Cuando el siguiente ciclo de adsorción comienza, el gas húmedo se seca inmediatamente.
 - A medida que el gas seco continúa moviéndose hacia abajo a través del lecho, recoge parte del agua depositada durante el ciclo de enfriamiento y a veces pone demasiada humedad en la corriente del efluente.

- Si el gas húmedo se utiliza, la carga adicional de agua, depositada durante el ciclo de enfriamiento, debe ser incluida cuando se calcula la cantidad de desecante necesario para la deshidratación.

Figura 30. Diagrama de Equilibrio que muestra las líneas de carga constante de agua para un tamiz molecular tipo 4A.



Fuente: ARNOLD, K. y STEWART. M. Gas Dehydration Field Manual. United States: Gulf Professional Publishing. 2011. P. 70. ISBN. 978-1-85617-980-5

3.2.8 Selección del Desecante

- ❖ Ningún desecante es el mejor para todas las aplicaciones.
- ❖ La selección del desecante se basa en:
 - Economía
 - Las condiciones del proceso
- ❖ Los desecantes son generalmente intercambiables. El equipo diseñado para un desecante a menudo pueden operar eficazmente con otro.
- ❖ Ningún producto desecante se mantendrá vigente con masivos arrastres de líquidos.
- ❖ Todos los desecantes se dañan por las impurezas pesadas arrastradas hacia el lecho con gases. Estas incluyen:
 - El petróleo crudo y condensado
 - Glicoles y aminas
 - La mayoría de los inhibidores de corrosión
 - Fluidos de tratamiento de pozo.
- ❖ Todos los desecantes muestran una disminución en la capacidad (carga de diseño) con un aumento de la temperatura.
 - Los tamices moleculares son los menos afectados.
 - Alúminas son los más afectados.
- ❖ Las alúminas y tamices moleculares actúan como un catalizador con H_2S para formar COS, el cual deposita azufre sobre el lecho de desecante durante la regeneración.
- ❖ Las Geles de sílice, alúminas activadas, y tamices moleculares son químicamente atacados por ácidos minerales fuertes y por lo tanto disminuyen su capacidad de adsorción.
- ❖ Desecantes especiales de tamices moleculares resistentes a los ácidos están disponibles.

La Tabla 9, proporciona ciertas características físicas de los desecantes sólidos más comunes.

Tabla 9. Propiedades de varios adsorbentes.

	GEL DE SÍLICE	ALUMINA ACTIVADA	TAMIZ MOLECULAR 4A
Forma	Esférica	Esférica	Cilindros extruidos (pellets) a esferas (beads)
Densidad, lb/pie³	49 (785)	48 (769)	40 – 45 (640 – 720)
Tamaño de partícula	4 -8 mesh 5 - 2 mm	7 – 14 mesh, 1/8 inch, 3/16 inch, 1/4 inch diámetro (3 mm, 5 mm, 6 mm)	Cilindros de diámetro de 1/16 pulg., 1/8 pulg., ¼ pulg. (1,6 mm, 3,2 mm, 6 mm)
Porosidad de lecho, %	35	35	35
Calor específico, Btu/Lb°F	0,25 (1,05)	0,24 (1,00)	0,24 (1,00)
Temperatura de regeneración, °F (°C)	375 (190)	320 a 430 (160 a 220)	400 a 600 (200 a 315)
Diámetro de poro promedio (Å)	22	NA	3, 4, 5,10
Mínima temperatura de rocío de efluente, °F (°C)*	-80 (-60)	-100 (-75)	-150 (-100)
Contenido de polvo promedio en el gas efluente, ppmv	5 -10	10 -20	0,1
*Reportado por Blachman y McHugh (2000)			

Fuente: KINDNAY, A. y PARRISH, W. Fundamentals of natural gas processing. Columbus, Ohio. United States.: Taylor and Francis group. 2006. p 168

Tamices Moleculares

- ❖ Ofrecen la más alta capacidad de adsorción de todos los desecantes cuando el gas de alimento está a muy altas temperaturas o a baja saturación relativa.
- ❖ Únicamente los desecantes capaces de deshidratar el gas a menos de 1 ppm de contenido de agua son los requeridos para temperaturas criogénicas (rocío puntos abajo a -150 °F).

Gel de Sílice

- ❖ El gel de sílice puede ser regenerado a un contenido de agua menor que los tamices moleculares y a temperaturas mucho más bajas (400 °F para geles en comparación con 500 °F a 600 °F para tamices).
- ❖ Se destruye en presencia de agua libre o líquidos de hidrocarburos ligeros.
- El problema se reduce al mínimo mediante el uso de un lecho amortiguador de 4 a 6 pulgadas de bola de mullita (o equivalente) para proteger el gel de sílice del contacto directo.

Características idóneas de los desecantes sólidos

- ❖ Alta capacidad de adsorción (lb/lb), que reduce el tamaño de la contactora.
- ❖ Fácil regeneración, por simplicidad y economía de la operación.
- ❖ Alta tasa de adsorción, lo que permite mayores velocidades de gas y por lo tanto reduce el tamaño de la contactora.
- ❖ Baja resistencia al flujo de gas, para minimizar la caída de presión de gas a través de la unidad.
- ❖ Alta capacidad de adsorción conservada después de la regeneración repetida, lo que permite menor costo inicial y mayor tiempo de servicio antes de la sustitución.
- ❖ Alta resistencia mecánica, para resistir al aplastamiento y la formación de polvo.
- ❖ Químicos inertes, para prevenir las reacciones químicas durante la adsorción y regeneración.
- ❖ Volumen invariable cuando el producto está húmedo, que de otro modo requeriría ajuste de costos para la expansión.
- ❖ Propiedades no corrosivas y no tóxicas, lo que elimina la necesidad de aleaciones especiales y costosas medidas para proteger la seguridad del operador.
- ❖ Bajo costo, para reducir los costos iniciales y los de reemplazo.

3.2.9 Efecto del gas de regeneración sobre la calidad de salida de gas.

- ❖ El gas de regeneración desadsorbe los lechos del tamiz molecular cromatográficamente en el orden de reserva en el lecho de adsorción. Por ejemplo:
 - El Metano y Etano adsorbidos, se desorben primero, luego los propanos e hidrocarburos más pesados, después el dióxido de carbono, seguido de cualquier sulfuro de hidrógeno que podría haber estado en el gas de entrada, y por último, el agua.
 - El efecto de la concentración de estas impurezas en la corriente de gas de regeneración puede ser importante cuando el gas de regeneración es el 10 a 15% del gas de entrada neto.
 - ❖ En el circuito de regeneración, la mayor parte del agua y algunos hidrocarburos pesados se condensan y se elimina del sistema:
 - Puede hacer que el gas de venta quede fuera de especificación durante un corto período.
 - El pico de etano o CO_2 podría hacer que el gas de venta exceda su valor calorífico.
 - Las concentraciones de 3 a 4 ppm de H_2S se puede concentrar hasta 20 veces esa cantidad, y por lo tanto dejar a la composición de la corriente lejos de especificación.
- La Figura 9, muestra la corriente de gas de regeneración enfriada que se recombina con la entrada de gas principal a ser procesada.
- Este reciclaje elimina esencialmente el problema de que el gas de venta quede fuera de especificación.
 - Pero añade costo en la medida en que la capacidad de procesamiento de gas principal debe incrementarse adecuadamente.
- ❖ Si los valores límite del gas de venta no son un problema, o si hay otro procesamiento aguas abajo, el gas de regeneración depurado (scrubbed)

enfriado, puede ser admitido directamente a la salida del gas de secado sin este reciclo.

3.2.10 Consideraciones de caída de presión

- ❖ Para lograr deshidratación aceptable y extender la vida del desecante, la caída de presión a través de la torre de deshidratación no debe exceder de 8 psi.
- ❖ La caída de presión a través de la torre se puede estimar a partir de cualquiera de los dos:
 - Curvas de caída de presión de desecantes suministradas por el fabricante (Figura 31), o
 - Ecuación de caída de presión

La caída de presión a través de una torre desecante se puede estimar a partir de la siguiente ecuación:

$$\frac{\Delta P}{L} = B\mu V + C\rho V^2$$

Donde:

ΔP = Caída de presión a través de la torre, psi (típicamente de tamaño de 5 psi)

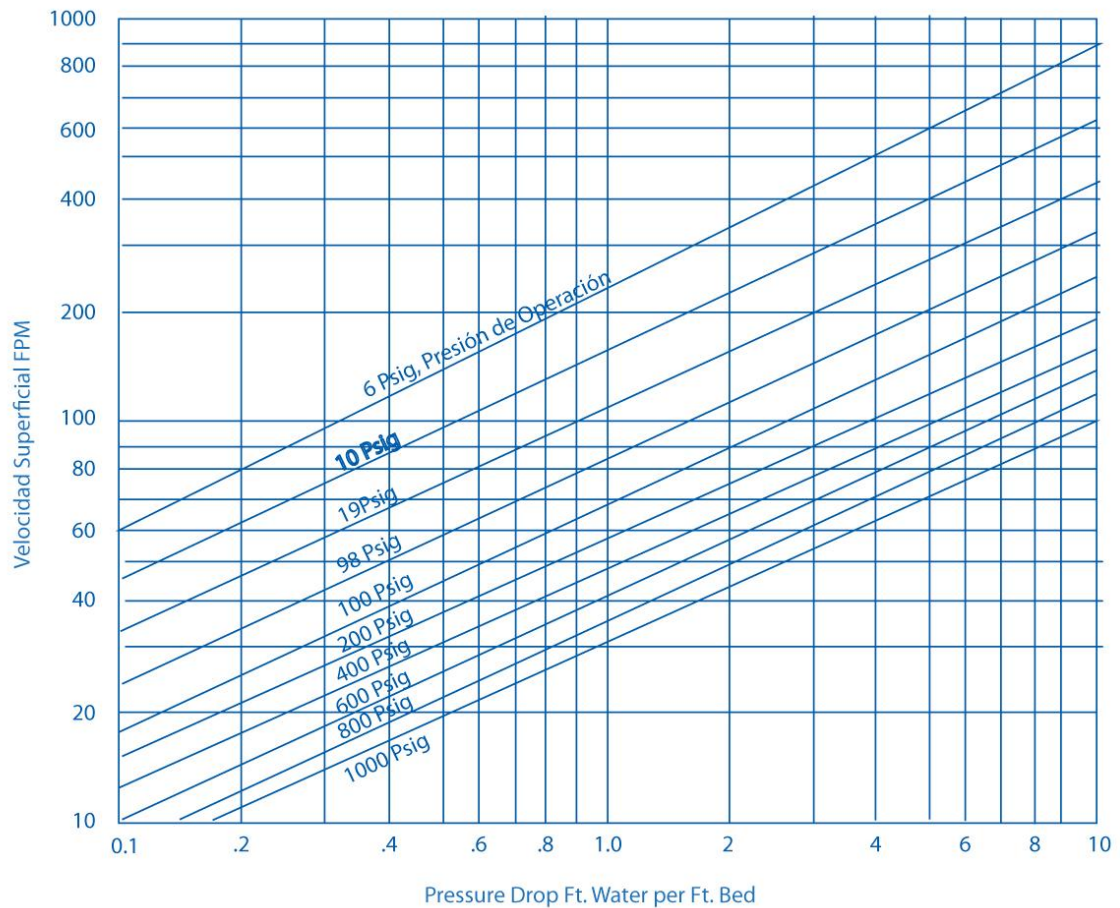
μ = Viscosidad del gas, cp

ρ = Densidad del gas, lb/ft³

V = Velocidad superficial del gas, ft/min

B, C = constantes proporcionados en la Tabla 10.

Figura 31. Curva típica de caída de presión para los desecante tipo gel de sílice, esferas de 0,15 pulgadas de diámetro.



Fuente: ARNOLD, K. y STEWART. M. Gas Dehydration Field Manual. United States: Gulf Professional Publishing. 2011. P. 76. ISBN. 978-1-85617-980-5

Tabla 10. Constantes B y C para diferentes desecantes.

TIPO DE PARTICULA	B	C
1/8 inch (3 mm) bead	0,0560	0,0000889
1/8 inch (3 mm) pellets	0,0722	0,000124
1/16 inch (1,5 mm) bead	0,152	0,000136
1/16 inch (1,5 mm) pellets	0,238	0,000210

Fuente: GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION (GPSA). Engineering Data Book [Electronic]. 12 ed. [Tulsa, Oklahoma, United States]: GPSA Global, oct. 2004. [cited 29 aug., 2012]: Available from internet: <URL: <http://www.gpsa.gpaglobal.org>> Cap. 20. p 37.

4 ESTUDIO DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN CON TRIETILENGLICOL (TEG) Y TAMIZ MOLECULAR.

Este estudio se enfoca en los diseños de las unidades de deshidratación de Agua de una corriente de gas natural con TEG y de la misma manera con lecho desecante de Tamiz Molecular, que fueron los procesos seleccionados del análisis técnico para las condiciones dadas, para finalmente poder compararlos y tomar una decisión definitiva mediante un análisis financiero.

4.1 DISEÑO DE LA UNIDAD DESHIDRATADORA CON TEG

La tabla a continuación presenta los rangos típicos de operación de los diferentes equipos que componen una planta de deshidratación de gas natural con TEG, los cuales serán tomados en cuenta para el diseño de dicha unidad.

Tabla 11. Rangos de valores utilizados para el diseño preliminar de un sistema de deshidratación empleando TEG.

Condiciones de Operación de un Proceso de Absorción Usando TEG		
Contactora	Temperatura de Entrada	60 a 120 °F
	Presión de Entrada	Menores de 2000 Psig
	Caída de presión	5 a 10 Psi
	Tasa de circulación del Glicol	2 a 7 gal TEG/Lb Agua
	Punto de rocío	Mayores a - 25 °F
	Eficiencia de Platos	25 - 30%
Glicol	Temperatura de Entrada	10 a 15°F > °T gas de Entrada
	Temperatura de Regeneración	Entre 375 - 400°F
	Temperatura de Degradación	404 °F
	Concentración del glicol Resultante	Entre 98,5 - 98,9 %
	Pérdidas por vaporización	Aprox. 0,012 gal/ MMscf
	Pérdidas Totales	0,025 gal/MMscf

	Temperatura de Reconcentración	380 - 400 °F
	Presión de reconcentración	10 Psi (Recomendada)
Columna Still	Temperatura de vaporización de agua	215 - 225°F
	Perdidas por vaporización de Glicol	T° > 250 °F
	Condensación de Agua	T° < 220 °F
	Temperatura de Reconcentración Glicol	380 - 400°F
	Columna Interna	Equivalente de empaque de 3 a 4 platos
Rehervidor	Temperaturas	375 a 400 °F
Flash Tank	Presión	Entre 50 a 70 Psig
	Temperatura	150°F
Tiempos de Retención	C4+ Gas Pobre	Aprox. 10 Minutos
	C4+ Gas Rico	Aprox. 20 Minutos (Usando un separador trifásico) TEG absorbe cerca de 1 scf gas/gal TEG a 1000 Psig y 100°F

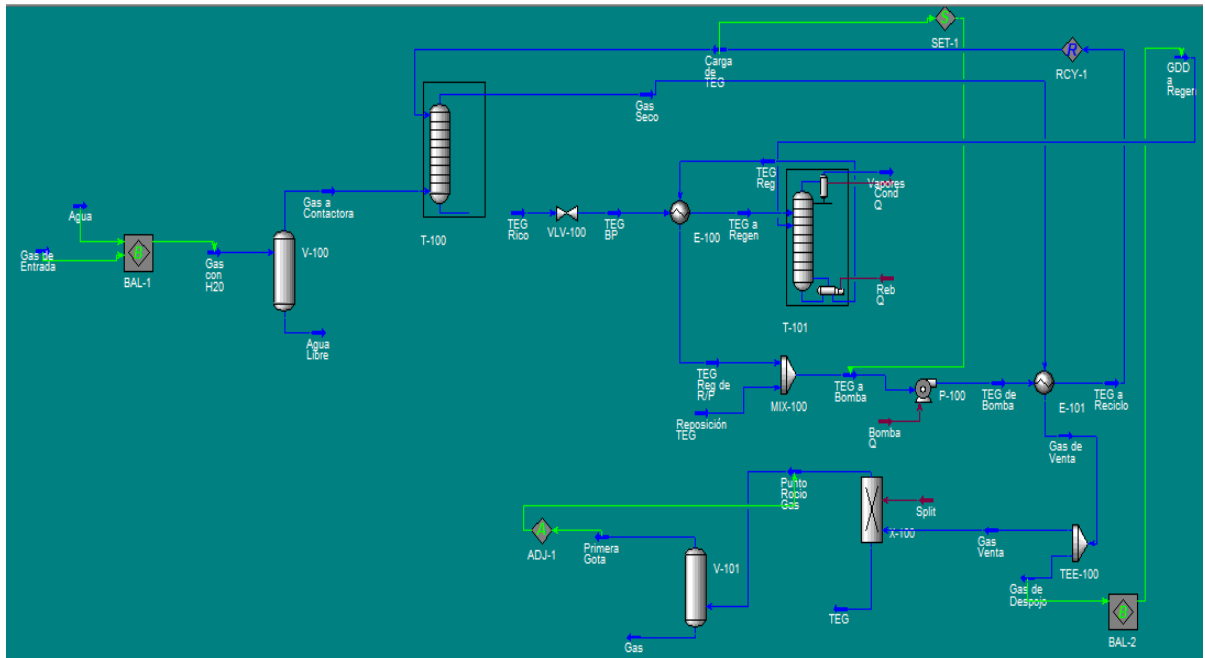
Fuente: Tomado de varias fuentes bibliográficas: KIDNAY Arthur, PARRISH William. Fundamentals of Natural Gas Processing. 2006. p 142. STEWART Maurice, KEN Arnold. Gas Dehydration Field Manual. 2011. Cap.2.

4.1.1 Simulación del Proceso de Deshidratación con TEG. Para realizar el diseño del proceso de deshidratación de la corriente de gas natural con TEG, se empleó el Software HYSYS, que es una herramienta de simulación de procesos químicos desarrollado por la firma Hyprotech.

Hysys usa el diseño orientado a objetos junto con un ambiente de eventos gráficos, que permite entregar al usuario un ambiente de simulación completamente interactivo, cuyo objetivo es la integración del diseño conceptual, diseño de proceso, diseño detallado, entrenamiento, optimización y automatización. Para ello todas las aplicaciones trabajan con modelos termodinámicos comunes y con una topología común de diagramas de flujo. Este software está diseñado para desarrollar cálculos detallados de balances de calor y de materiales para problemas relacionados con el gas natural y la industria petroquímica, entre otras.

4.1.2 Diagrama De Flujo. Hysys de Aspentech, es una herramienta informática que nos permite, mediante un diagrama de flujo, obtener los resultados simulados de un proceso real.

Figura 32. Diagrama de Flujo del proceso de deshidratación de gas natural, empleando la herramienta Hysys.



Fuente: Simulación Aspentech Hysys.

Deshidratación

El gas proveniente del separador V-100 ingresa a la torre contactora por el fondo, mientras que por el tope ingresa una solución de TEG “Carga de TEG”, proveniente de la unidad de regeneración. La corriente de TEG seco “TEG Reg” fluye en contracorriente del gas húmedo, atrayendo y reteniendo el agua de la corriente de gas. De la torre absorbidora salen dos corrientes: por el tope sale el gas deshidratado “Gas Seco”, el cual se acondiciona térmicamente mediante la corriente de glicol proveniente de la regeneración, y por el fondo sale glicol rico “TEG Rico” (con mayor cantidad de agua) el cual ingresa al sistema de regeneración.

Regeneración de TEG

El TEG rico en agua fluye a través del intercambiador de calor TEG Reg/TEG a Regen y luego hacia la columna regeneradora. En ella fluye en contracorriente al flujo ascendente del vapor generado en el rehervidor de TEG, este vapor despoja el agua que aún contiene la corriente de glicol.

El TEG seco “TEG Reg”, es pre enfriado en el intercambiador glicol/glicol y luego enfriado en el intercambiador de calor gas/glicol antes de la introducción en lo alto de la torre de absorción. El enfriamiento del glicol seco es una condición importante debido a que la capacidad del TEG de atraer y retener agua aumenta a temperaturas inferiores, por lo que es importante mantener un diferencial de temperatura entre el TEG pobre y la corriente de gas que entra en el fondo de la columna.

4.1.3 Ambiente de Simulación. Cuando se da inicio al programa, el primer paso es seleccionar un nuevo caso “New Case”. Luego se fija el conjunto de preferencias, con base en los sistemas de unidades disponibles como el sistema Internacional, Europeo y Británico o unidades de campo “Field”. En este caso se usan las unidades “Field” y variaciones de usuario con base en este conjunto, puesto que tienen un uso generalizado en la industria del petróleo.

Al entrar al “Simulation Basis Manager”, se crea un paquete de propiedades. En éste se selecciona EOS's para escoger una Ecuación de Estado. El modelo recomendado en aplicaciones de procesamiento de gas natural que contiene agua es el de Peng Robinson.

El siguiente paso es seleccionar los componentes, en “component List-1”.

A continuación se enuncian las especificaciones y los componentes que se van a tomar en cuenta para la corriente de entrada, ver Tabla 12 y Tabla 13

Tabla 12. Características de la Corriente de gas.

Tasa de Flujo del gas (MM scfd)	54,507814
Peso Molecular	18,75828
Presión (Psia)	850
Temperatura (°F)	100

Tabla 13. Composición Molar de la Corriente de Gas de Entrada.

Componente	Fracción Molar
Metano	87,025
Etano	8,529
Propano	2,221
i-Butano	0,328
n-Butano	0,175
i-Pentano	0,195
n-Pentano	0,155
Hexano+	0,325
Nitrógeno	0,206
Dióxido de Carbono	0,841
TEGlycol	0,000
Agua	0,000
Total	100,00

4.1.4 Modelado de los Equipos Principales. El proceso de deshidratación general que utiliza TEG se divide en dos zonas, deshidratación, la cual se refiere a la limpieza del gas húmedo que entra a la torre de absorción y la regeneración que corresponde a la descontaminación del glicol.

En estas dos etapas los equipos que tienen mayor relevancia son, la torre contactora, regeneradora, intercambiadores de calor y bomba de glicol.

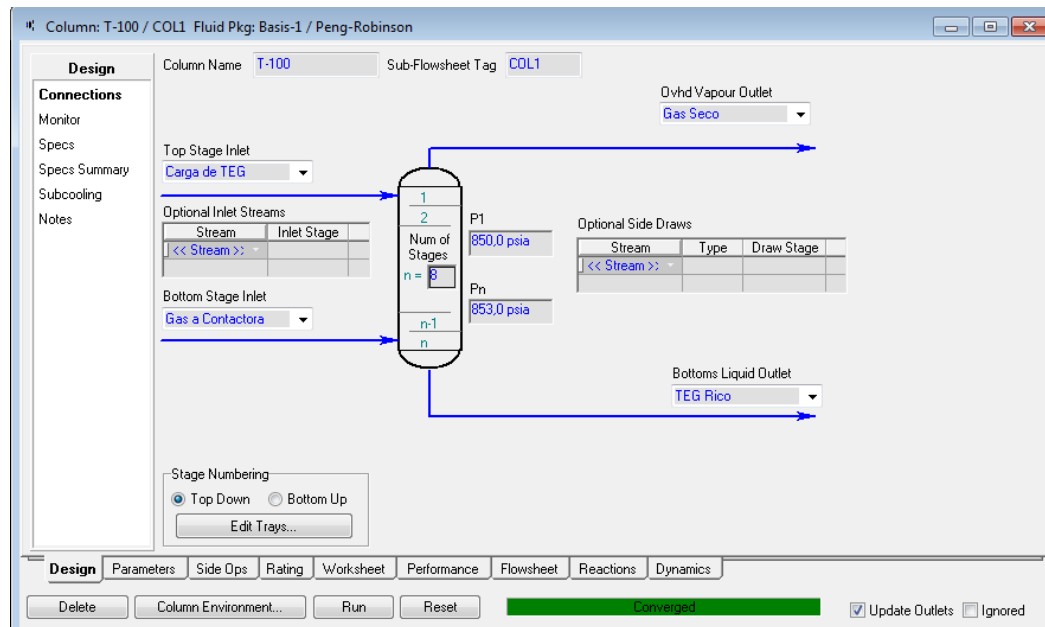
- **Torre Contactora.**

A partir de la concentración mínima de TEG requerida para lograr la remoción de agua y la eficiencia de remoción de agua, junto con la tasa de circulación de TEG,

la cual se asume 3 Gal Teg/Lb de H₂O, (valor recomendado para diseño y operación, ver tabla 11), se obtiene el Número de platos teóricos y a partir de este se tiene que el Num of Stage es 8 (n=8).

Luego de definir las diferentes corrientes, se le asignan los valores de presión y Temperatura de la cima (120 °F) y del fondo de la contactora (100 °F).

Figura 33. Diagrama de la Torre contactora de Platos con Capsulas de Burbujeo.



Fuente: Simulación del Proceso de absorción en Hysys de Aspentech.

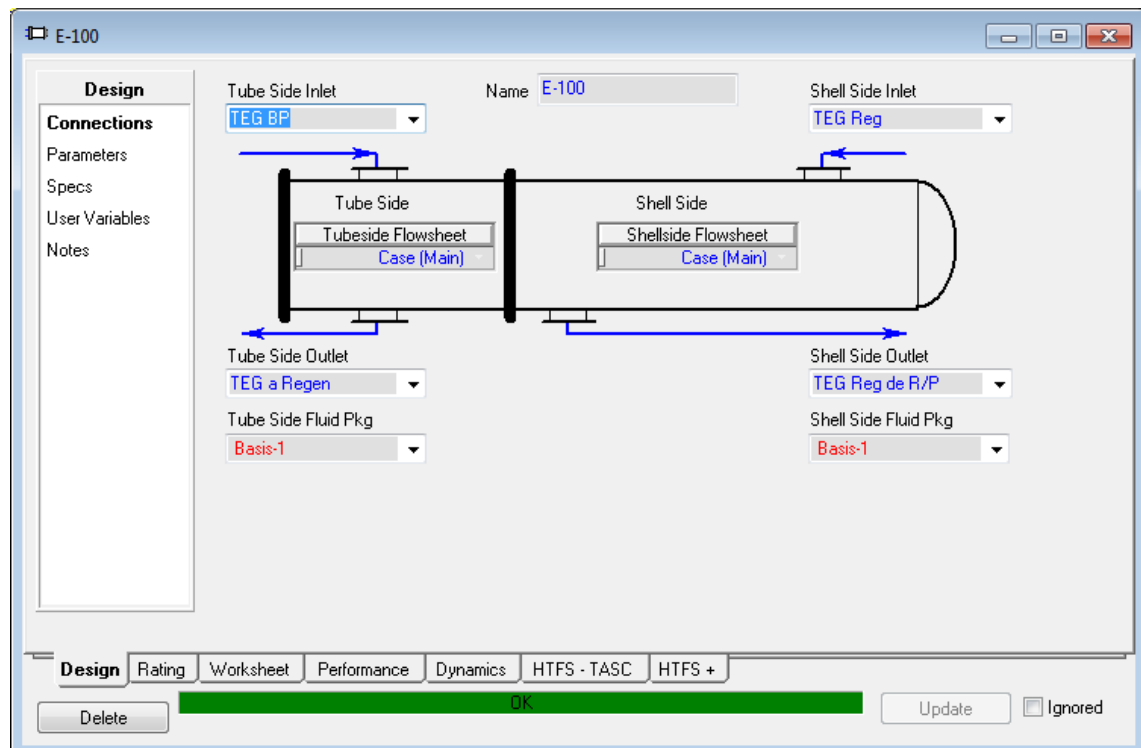
- **Intercambiador de Calor.**

Para el Heat Exchanger en la opción “parameters” se ingresa Tube Side –Delta P= 10 Psi y un Shell Side – Delta P= 0,10. Para la corriente “TEG a Reg” se edita una temperatura de 240 °F.

- **Torre Regeneradora de TEG.**

Con base en guías de diseño y operación, la Regeneradora de TEG (Distillation Column), se simula como un plato ideal, más condensador y rehervidor. La Temperatura del condensador se fija en 210 °F y la del rehervidor en 400 °F.

Figura 34. Diagrama del Intercambiador de Calor.



Fuente: Simulación del Proceso de absorción en Hysys de AspenTech.

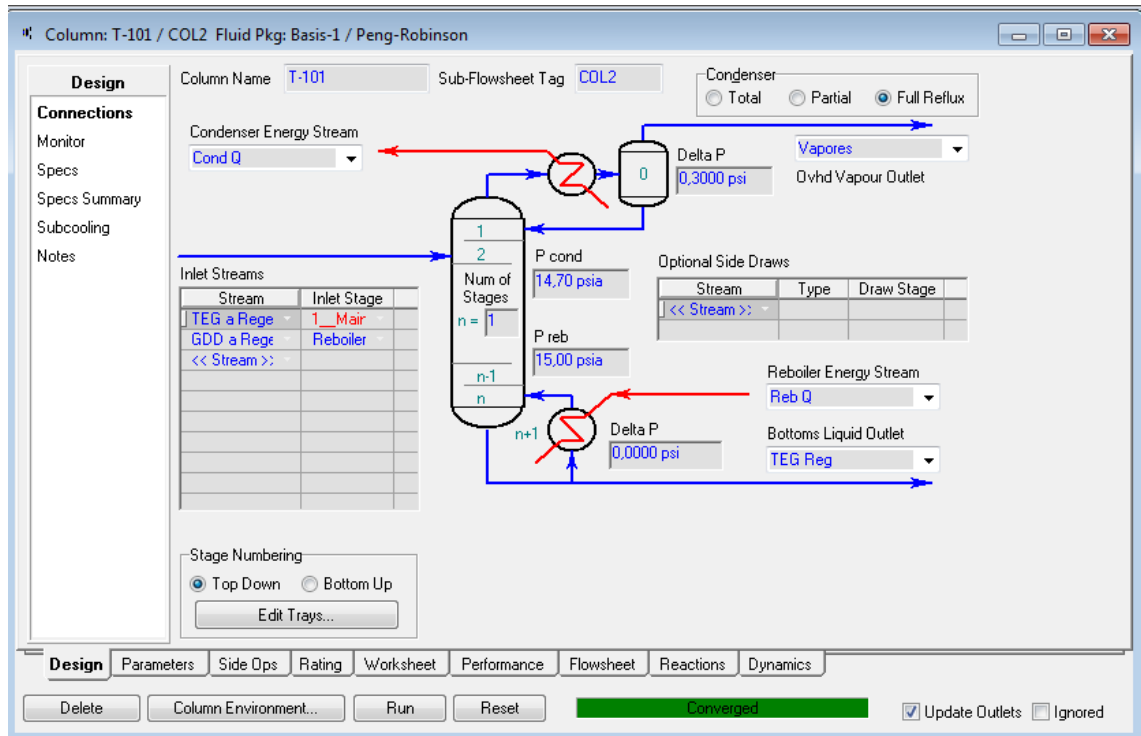
Luego de haber relacionado las corrientes, se asigna una Presión del Condensador (Condenser Pressure =14,7 psia y una Condenser Pressure Drop= 0,3 psi).

Al dar click en “Next”, se asigna Vapour Rate = 1.0 lbmole/h, Reflux Ratio= 1,0 y Flow Basis= Molar. Después click en “Done”.

En la pestaña Design, seleccionar “Specs” y luego se asigna lo siguiente:

- Name=Temperatura Condensador
Stage = Condenser
Spec Value= 210 °F
- Name=Temperatura Rehervidor
Stage = Reboiler
Spec Value= 400 °F

Figura 35. Diagrama de la Torre de Regeneración.

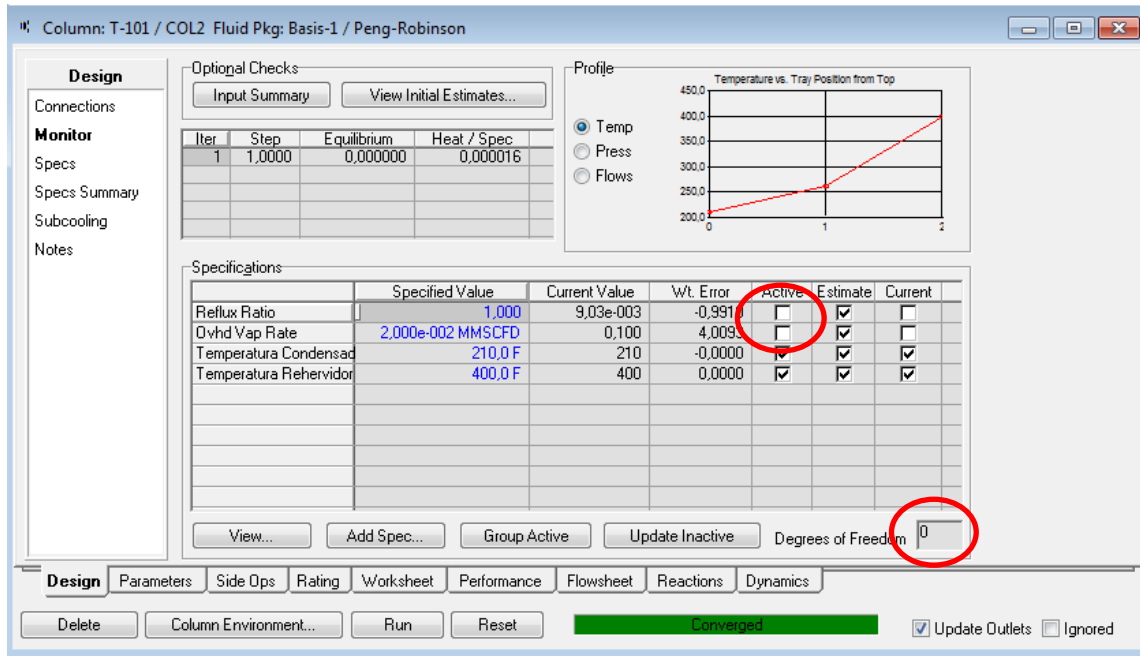


Fuente: Simulación del Proceso de absorción en Hysys de Aspentech.

En la pestaña “Monitor” se deben desactivar las dos especificaciones correspondientes a “Reflux Ratio” y a “Ovhd Vap Rate”. Esto hace que los grados de libertad queden en 2. Así que de vuelta al cuadro “Specs” se activan las especificaciones para “Temperatura Condensador” y “Temperatura Rehervidor”, de esta manera los grados de libertad son 0. Finalmente la columna converge.

En esta parte de la simulación se tiene que la concentración de TEG en fracción masa para la corriente de TEG Regenerado es de 99,38%, este valor es menor que la concentración mínima de TEG en la solución pobre requerida para cumplir la especificación de agua en el gas de salida, la cual se ha establecido que debe ser de 99,6% para lograr un contenido de agua a la salida de 3,1 lb de H₂O/MMscf.

Figura 36. Especificación de las variables para convergencia de la torre Regeneradora.



Fuente: Simulación del Proceso de absorción en Hysys de Aspentech.

Para mejorar la eficiencia de la operación de deshidratación, se adiciona una pequeña corriente del gas de venta como gas de despojo a la torre regeneradora. Con un flujo másico de gas de despojo de 192 lb/hr se obtiene una temperatura punto de rocío por agua para la corriente de "Gas de Venta" de 5°F.

4.1.5 Resultados Obtenidos. En las tablas 14 y 15, se muestran los resultados obtenidos de la simulación del proceso de deshidratación de la corriente de gas natural empleando TEG.

Tabla 14. Balance de las corrientes de masa y energía para el diagrama de flujo en la Figura 32.

Name	Gas de Entrada	Agua	Gas con H2O	Gas a Contactora	Agua Libre	Carga de TEG
Vapour Fraction	1,000	0,000	1,000	1,000	0,000	0,000
Temperature [°F]	100,000	100,000	100,000	100,000	100,000	120,000
Pressure [psia]	850,000	850,000	850,000	850,000	850,000	850,000
Molar Flow [lbmol/hr]	5984,5191	8,881438113	5993,400538	5992,829585	0,570953402	11,48301602
Mass Flow [lb/hr]	112258,7389	160	112418,7389	112408,4511	10,28779387	1694,031957
Liquid Volume Flow [USGPM]	688,8443145	0,320184716	689,1644992	689,1439103	0,020588916	3,000
Heat Flow [Btu/hr]	-207279236,1	-1088734,777	-208216787,4	-208146793,2	-69994,13036	-3850174,844
Std Gas Flow [MMSCFD]	54,50424694	8,09E-02	54,585135	54,57993501	5,20E-03	0,104582027
Name	Gas Seco	TEG Rico	TEG BP	TEG a Regen	TEG Reg	TEG Reg de R/P
Vapour Fraction	1,000	0,000	0,018	0,059	0,000	0,000
Temperature [°F]	102,468	101,479	109,967	240,000	400,001	253,068
Pressure [psia]	850,000	853,000	25,000	15,000	15,000	14,900
Molar Flow [lbmol/hr]	5984,302965	20,00963621	20,00963621	20,00963621	11,46838199	11,46838199
Mass Flow [lb/hr]	112253,2065	1849,276623	1849,276623	1849,276623	1691,840406	1691,840406
Liquid Volume Flow [USGPM]	688,8056068	3,338303559	3,338303559	3,338303559	2,996121293	2,996121293
Heat Flow [Btu/hr]	-207107539,5	-4891406,493	-4891406,493	-4723733,332	-3556659,515	-3724332,676
Std Gas Flow [MMSCFD]	54,50227848	0,182238562	0,182238562	0,182238562	0,104448747	0,104448747

Fuente: Tomado del Workbook de la Simulación AspenTech Hysys.

Continuación Tabla 14.

Name	Vapores	Reposición TEG	TEG a Bomba	TEG de Bomba	TEG a Reciclo	Gas de Venta
Vapour Fraction	1,000	0,000	0,000	0,000	0,000	1,000
Temperature [°F]	209,999	90,000	252,876	250,443	120,000	104,015
Pressure [psia]	14,700	14,900	14,900	860,000	850,000	845,000
Molar Flow [lbmol/hr]	18,77691881	0,01469946	11,483	11,483	11,483	5984,303
Mass Flow [lb/hr]	349,4362176	2,191328266	1694,032	1694,032	1694,032	112253,206
Liquid Volume Flow [USGPM]	1,520328358	0,003878707	3,000	3,000	3,000	688,806
Heat Flow [Btu/hr]	-1198106,813	-5012,624993	-3729345,301	-3723856,079	-3850180,525	-206981215
Std Gas Flow [MMSCFD]	0,171011539	0,000133876	0,104582623	0,104582623	0,104582623	54,50227848
Name	Gas de Despojo	Gas Venta	TEG	Punto Roció Gas	Gas	Primera Gota
Vapour Fraction	1,000	1,000	0,000	0,988	1,000	0,000
Temperature [°F]	104,015	104,015	50,000	5,000	5,000	5,000
Pressure [psia]	845,000	845,000	843,000	843,000	843,000	843,000
Molar Flow [lbmol/hr]	10,236	5974,067	0,003	5974,064412	5904,899322	69,16509059
Mass Flow [lb/hr]	192,000	112061,206	0,434	112060,7728	109085,9004	2974,87243
Liquid Volume Flow [USGPM]	1,178	687,627	0,001	687,6266932	675,7677908	11,85890237
Heat Flow [Btu/hr]	-354024,5712	-206627190,4	-996,3209047	-214080068,5	-210234660,5	-3845408,008
Std Gas Flow [MMSCFD]	0,093221724	54,40905676	2,63002E-05	54,40903046	53,77910663	0,629923827

Fuente: Tomado del Workbook de la Simulación AspenTech Hysys.

Tabla 15. Corrientes de Energía.

Nombre	Cond Q	Reb Q	Bomba Q	Split Q
Heat Flow [Btu/hr]	10924,56358	322776,5691	5489,222317	-7453874,389

Fuente: Tomado del Workbook de la Simulación AspenTech Hysys.

4.2 DISEÑO DE LA UNIDAD DESHIDRATADORA CON TAMIZ MOLECULAR

En esta sección del trabajo se expondrán los cálculos realizados para el diseño preliminar de un sistema de deshidratación de dos torres con tamiz molecular 4A-1/8" Beads.

Tabla 16. Rangos de valores utilizados para el diseño de preliminar de un sistema de deshidratación empleando Tamiz Molecular.

CONDICIONES DE OPERACIÓN DE UN SISTEMA DE ADSORCION USANDO TAMIZ MOLECULAR	
Adsorción	Rangos
Temperatura de Adsorción	50 a 115 °F
Presión de Adsorción	1500 Psi
Max. Temperatura de Entrada	150°F
Mín. Temperatura de Rocío de agua a la salida	-150 °F
Tasa de Flujo de Gas	10 a 1500 MMscfd
Velocidad superficial	Aprox. 30 a 35 ft/min
Caída de presión	< 8 Psi
Tiempo de Ciclo	4 a 24 Horas
Regeneración	Rangos
Temperatura de Regeneración	400 a 600 °F
Presión de Regeneración	Presión de adsorción o menor
Temperatura a la cual el agua empieza a vaporizarse	240 a 250 °F
Temperatura de salida del gas	350 a 550 °F

De acuerdo a los procedimientos propuestos por la GPSA, se calcula el Factor de Compresibilidad, la densidad y la viscosidad de la corriente de gas de entrada.

Tabla 17. Datos del gas natural de Entrada a la contactora.

Tasa de Flujo del gas (MM scfd)	54.507,814
Peso Molecular	18,75828
Presión (psia)	850
Temperatura (°F)	100
Punto de Rocío en la Salida (°F)	-150
Factor de Compresibilidad, Z	0,87
Densidad del Gas, (lb/ft³)	3,050
Viscosidad, cp	0,0135

a. **Determinar el diámetro del lecho y la correspondiente $\Delta P/L$ y V .**

- Determinar la máxima velocidad superficial a partir de la ecuación:

$$V_{\max} = \left[\left(\frac{(\Delta P/L)_{\max}}{C \times \rho} \right)^{1/2} - \frac{(B/C) \times (\mu/\rho)}{2} \right]$$

$$V_{\max} = \left[\left(\frac{0,33}{0,0000889 \times 3,050} \right)^{1/2} - \frac{(0,056/0,0000889) \times (0,0135/3,050)}{2} \right]$$

$$V_{\max} = 33,4923 \text{ ft}/\text{min}$$

Flujo másico de gas $\dot{m} = q \times \rho$

$$\dot{m} = \left(54,507 \times 10^6 \frac{\text{scf}}{\text{dia}} \times \frac{1 \text{ lb} - \text{mol}}{379,43 \text{ scf}} \right) \times 18,75 \frac{\text{lb}}{\text{lb} - \text{mol}} \times \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}}$$

$$\dot{m} \approx 112259,285 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$$

$$q = \frac{\dot{m}}{\rho} = \frac{112259,285 \text{ lb/h}}{3,050 \text{ lb/ft}^3} \times \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}} = 613,438716 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}}$$

$$D_{\min} = \sqrt{\frac{4 \times q}{\pi \times V}} = \sqrt{\frac{4 \times 613,438716 \text{ ft}^3/\text{min}}{\pi \times 33,4923 \text{ ft}/\text{min}}} = 4,83 \text{ ft}$$

$$V_{\text{adjusted}} = V_{\max} \left(\frac{D_{\text{minimum}}}{D_{\text{Selected}}} \right)^2 = 33,4923 \left(\frac{4,83}{5} \right)^2 = 31,24 \text{ ft}/\text{min}$$

$$\left(\frac{\Delta P}{L} \right)_{\text{Adjusted}} = \left(\frac{\Delta P}{L} \right) \times \left(\frac{V_{\text{adjusted}}}{V_{\max}} \right)^2 = 0,33 \times \left(\frac{31,24}{33,4923} \right)^2 = 0,2872 \text{ psi}/\text{ft}$$

b. Determinar la cantidad de agua a ser removida por ciclo por cada lecho.

Asumiendo un tiempo de ciclo de 24 horas consistente en 12 horas adsorbiendo y 12 horas regenerando.

$$W_r = \frac{Q_G * (W_i - W_o)}{24}$$

$$W_r = \frac{54,507 * (68 - 0)}{24} = 154,43 \text{ lb de agua removida por hora}$$

$$W_r = 1853,2 \text{ lb de agua removida por cada ciclo de 12 horas}$$

c. Determinar la cantidad de tamiz requerido y la altura del lecho basado en un tamiz de densidad de 45 lb/pie³.

- Masa de desecante en la zona de saturación, ya que el gas de alimento está saturado de agua, la humedad relativa es 100%, así que El factor de corrección por saturación tomado de la figura 20.84 de la GPSA es $C_{SS}=1$ y de la figura 20.85 $C_T \approx 0,93$

$$S_s = \frac{W_r}{(0,13)(C_{ss})(C_T)} = \frac{1853,2}{(0,13)(1)(0,93)}$$

$$S_s = 15328,37 \text{ lb de tamiz por lecho}$$

- Longitud del lecho en la zona de saturación:

$$L_s = \frac{4 \times S_s}{\pi \times D^2 \times \rho_{desecante}} = \frac{4 \times 15328,37}{\pi \times 5^2 \times 45} = 17,348 \text{ ft}$$

- Longitud del lecho en la zona de transferencia, L_{MTZ} :

$$L_{MTZ} = \left(\frac{V}{35} \right)^{0,3} \times Z \quad Z = \begin{cases} 1,70\text{ft} - \frac{1}{8} \text{ inch sieve} \\ 0,85 - \frac{1}{16} \text{ inch sieve} \end{cases}$$

$$L_{MTZ} = \left(\frac{31,24}{35} \right)^{0,3} \times 1,7 = 1,643 \text{ ft}$$

- La altura total del lecho

$$L_T = L_s + L_{MTZ} = 17,348 + 1,643 = 18,991 \text{ ft}$$

- Las libras totales de material de tamiz por cada lecho:

$$\text{The total Sieve} = \frac{L_T}{L_s} \times S_s = \frac{18,991}{17,348} \times 15328,37 = 16780,4283 \text{ lb}$$

- d. Verificar la caída de presión de diseño, $\Delta P/L$, calculada en el paso 1 multiplicada por la altura total del lecho, L_t , calculada en el paso 3

$$5 \leq \left(\left(\frac{\Delta P}{L} \right)_{adjusted} \times L_T \right) \leq 8$$

$$\left(\left(\frac{\Delta P}{L} \right)_{adjusted} \times L_T \right) = 0,2872 \times 18,991 = 5,453 \text{ psi}$$

Si cumple con la condición.

Teniendo en cuenta la condición de la relación de Longitud-Diámetro del lecho.

$$\frac{L}{D} > 2,5$$

$$\left(\frac{L}{D} \right) = \frac{18,991 + 6}{5} = 4,998$$

Si cumple.

- e. Calcular el calor total requerido de des-adsorción del agua basado en el calentamiento del lecho y de la torre a 500 ° F.

- El calor total de regeneración

$$Q_T = 2,5(Q_W + Q_{si} + Q_{st} + Q_{lh})$$

Donde:

Q_T = Calor total de regeneración del lecho, Btu

Q_W = Calor para des-adsorber el agua, Btu

Q_{si} = Calor para calentar el material del lecho, Btu.

Q_{st} = Calor para calentar el acero de la torre, Btu

Q_{lh} = Perdidas de calor a la atmosfera, Btu

Calculando cada Calor requerido:

$$Q_w = \left(1800 \frac{Btu}{lb}\right) (\text{lbs of water on bed}) = \left(1800 \frac{Btu}{lb}\right) (1853,238 \text{ lbs of water on bed}) = 3335828,4 Btu$$

$$Q_{si} = (\text{lb of sieve}) \left(\frac{0,24 Btu}{lb \cdot F}\right) (T_{rg} - T_i) = (16780,4283 \text{ lb of sieve}) \left(\frac{0,24 Btu}{lb \cdot F}\right) (500^\circ - 100^\circ) = 1610921,11 Btu$$

$$Q_{st} = (\text{lb of steel}) \left(\frac{0,12 Btu}{lb \cdot F}\right) (T_{rg} - T_i) = (28187,1597 \text{ lb of steel}) \left(\frac{0,12 Btu}{lb \cdot F}\right) (500^\circ - 100^\circ) = 1352983,66 Btu$$

$$Q_{hl} = (\text{heat loss}) = (Q_w + Q_{si} + Q_{st}) (0,10)$$

$$Q_{hl} = (\text{heat loss}) = 629973,318 Btu$$

Entonces: $QT = 17324266,2 Btu$

Tiempo de calentamiento:

$$ht = (60\%) \times (12h) = 7,2h$$

Características del gas de regeneración

- Peso molecular = 17,629
- Gravedad específica = 0,60852606
- Densidad = 1,38269218 Lb/ft³
- Viscosidad = 0,0195 cp

$$C_p = \left(\frac{\text{Btu}}{\text{Lb}^\circ\text{F}} \right) = \frac{(H_{hot} - H_i)}{(T_{hot} - T_b)}$$

$$C_p = \frac{(525 - 225)}{(550 - 100)} = 0,666 \left(\frac{\text{Btu}}{\text{Lb}^\circ\text{F}} \right)$$

$$\dot{m}_{rg} = \frac{Q_{tr}}{(C_p (T_{hot} - T_b))(ht)}$$

$$\dot{m}_{rg} = \frac{17324266,2}{(0,666(550 - 100))(7,2)} = 8020,49363 \text{ (Lb/hr)}$$

- Tasa de gas caliente de regeneración

$$q = \frac{mrg}{60(\text{min/hr})(\rho)}$$

$$q = 96,6772615 \text{ ft}^3/\text{min}$$

- Revisando que el $\Delta P/L \geq 0.01$ psi/pie a 550°F.

$$D_{\min} = \sqrt{\frac{4 * q}{\pi * V}}$$

$$V = \frac{4 * q}{\pi * D_{\min}^2}$$

$$V = 4,92372098 \text{ ft/min}$$

$$\frac{\Delta P}{L} = B * \mu * V + C * \rho * V^2$$

$$\frac{\Delta P}{L} = 0,056 * 0,0195 * 4,92372098 + 0,000089 * 1,3826 * (4,92372098)^2$$

$$\Delta P/L = 0,00835669 \text{ psi/ft}$$

Es **menor que el valor mínimo** de 0.01 psi/pie necesario para prevenir la canalización. Entonces no cumple la condición, por lo que se ajusta el tiempo del ciclo de adsorción a 14 horas. El aumento en el tiempo del ciclo resulta en:

$$\Delta P/L = 0,01014025 \text{ psi/ft,}$$

$$\frac{\Delta P}{L} = 0,01014 \frac{\text{psi}}{\text{ft}} > 0,01$$

Entonces **Si cumple con la condición**. Los resultados de los cálculos @ 12 Horas y 14 horas se muestran en la tabla 18.

Tabla 18. Resultados de los diseños con tiempos de ciclos diferentes.

Variable	a 12 Horas/ciclo	a 14 Horas/ciclo
Número de Torres	2	2
Presión de diseño [Psia]	935	9350
Temperatura de diseño [°F]	100	100
Peso de tamiz molecular [lb]	16.780,4283	19.335,2091
Tasa de regeneración de gas [ft3/min]	96,6772615	9.234,0671
Temperatura de gas de regeneración [°F]	500	500
Tiempo de Adsorción [Horas]	12	14
Tiempo de calentamiento [Horas]	7,2	7,2
Calor total de regeneración [Btu]	17'324.266,2	19'945.577,6

Fuente: Autores

5 ANALISIS FINANCIERO

El análisis financiero es el estudio de todos los factores que influyen en la viabilidad económica de un proyecto; consiste en un proceso dinámico que se basa en varios criterios económicos para la selección entre diferentes alternativas de inversión.

En la industria del petróleo existen dos términos relevantes para realizar el análisis financiero de un proyecto en particular: los costos capitales CAPEX y los costos de operación OPEX. Los costos Capitales CAPEX están asociados con exploración, perforación, completamiento, sistema de levantamiento artificial, facilidades, instalaciones adicionales para manejo de los residuos de producción, equipos y pozos de inyección. Los costos de operación OPEX incluyen costos de energía, químicos, servicios de reacondicionamiento de pozos productores e inyectores, personal de mantenimiento y ambientales⁴¹.

El estudio de costos de los sistemas previamente seleccionados, se establece como el último criterio para estructurar la metodología que se está desarrollando. Lo que se hace es una comparación de costos entre los procesos más adecuados para deshidratar el gas y así definir económicamente la viabilidad de éstos.

Los costos relacionados con la implementación de las facilidades para el tratamiento del gas son la cantidad de inversión o capital y los costos de operación. En este proyecto se requiere un estudio enfocado a la inversión debido a que se plantea una metodología de selección del mejor método de deshidratación y no la aplicación.

⁴¹AMADO, Cristian Fabián. Ingeniería Conceptual para la Aplicación del Sistema Gas Lift en Campo Escuela Colorado, Trabajo de Grado Ingeniero de Petróleos. Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander. 2012. 146 p.

5.1 CALCULO DE INVERSIÓN Y OPERACIÓN DEL SISTEMA DE ABSORCIÓN CON TEG

a. **Costos de capital e instalación (CAPEX).** En el diseño del proceso de absorción con Trietilenglicol se definen los equipos que se deben instalar para el buen funcionamiento de la planta deshidratadora. Entre los equipos más importantes esta un Scrubber antes de la entrada a la contactora, la torre contactora, flash tank, sistema de regeneración de TEG, intercambiadores de calor, bomba de glicol, filtros y accesorios.

En la tabla 18, se muestran los costos estimados de capital para un proceso de deshidratación con TEG.

Tabla 18. Costos de Capital para Deshidratación con TEG

Planta Deshidratación con TEG	
Qgas (MMSCFD)	54,507
Inversión Inicial Planta ⁴² (MM USD)	10

Fuente: Autores

b. **Costos de operación (OPEX).** La tasa mínima de circulación de glicol calculada es de 427,42 Gal Teg/hora. Se recomienda añadir 15 por ciento sobre la Tasa mínima para la zona de comodidad.

Una tasa de circulación óptima para una unidad de deshidratación por lo general fluctúa de 10 a 30 por ciento por encima de la tasa de circulación mínima, puesto que pueden surgir problemas si la tasa de circulación de trietilenglicol es demasiado baja, por lo tanto se desea cierta cantidad de sobrecirculación. Por ejemplo, una tasa de circulación demasiado restringida puede causar problemas

⁴² CADENA, Cesar. DYPROTEC Ltda. Gas Treatment. Gerente Técnico y de Ingeniería. www.dyprotec.com

con el sistema hidráulico de la bandeja, el desempeño de la contactora y llegar al contacto accidental con los intercambiadores de calor de glicol a glicol.⁴³

Teniendo en cuenta lo anterior la tasa de circulación óptima es:

Tasa de Circulación Óptima= 427,42 Gal Teg/hora * 1.15 = 491,53 gal TEG/hr.

Generalmente las pérdidas de glicol están dadas por vaporización en la contactora. Un estimado de pérdidas de glicol es: 0,125 Gal/MMscf⁴⁴

De la simulación de Hysys de Aspentech se tiene que la tasa de reposición de pérdidas de TEG es 0,003789 USGPM.

Las pérdidas de Glicol por día = 5,45616 Gal/día.

Entonces, el gasto por vaporización de TEG en dólares por año, si se considera que 1 caneca de trietilenglicol vale entre 10 y 13 millones de pesos y contiene 55 galones⁴⁵, será:

$$\text{Perdidas TEG(US\$)} = CvTeg * 365 \text{ (US\$/Gal)}$$

$$\text{Perdidas TEG} \frac{\text{US\$}}{\text{Año}} = 5,45616 \frac{\text{Gal}}{d} * 365d * 120 \frac{\text{US\$}}{\text{Gal}}$$

$$\text{Perdidas TEG} \frac{\text{US\$}}{\text{Año}} = 238979,8 \frac{\text{US\$}}{\text{Año}}$$

⁴³UNITED STATES ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY. Optimización de la circulación de glicol e instalación de depósitos separadores de líquidos en los deshidratadores de glicol. Washington, DC. United States. December 2003. On line: [[http://www.epa.gov/gasstar/documents/spanish/ll_glycol\(sp\).pdf](http://www.epa.gov/gasstar/documents/spanish/ll_glycol(sp).pdf)]. 20th February 2013. 1-16 p.

⁴⁴ VERGARA, Moises; FOUCART, Nicolas. The MEG (Mono Ethylene) Injection Gas Dehydration Process Evaluation for the Margarita Field Development. En: SPE 107292 (Society Petroleum Engineers), 2007., p. 4

⁴⁵ CADENA, Cesar. DYPROTEC Ltda. Gas Treatment. Gerente Técnico y de Ingeniería. www.dyprotec.com

- Costos de Mantenimiento: Para los mantenimientos se fijaron porcentajes de 6, 10 y 15 % del valor de los equipos por un periodo de 5 años a partir de la fecha en que se decida poner en marcha el proyecto y por supuesto la producción de gas respalde el mismo. Al termino de este periodo un mantenimiento mayor considerando el 40% del valor de los equipos y un mantenimiento adicional del 3%.⁴⁶
- Costos totales OPEX:

$$Ct\ Opex \frac{US\$}{Año} = \$Tasa\ óptima\ de\ Circulación + \$Perdidas\ TEG + \$Mantenimiento$$

5.2 CALCULO DE INVERSIÓN Y OPERACIÓN DEL SISTEMA DE ADSORCIÓN CON TAMIZ MOLECULAR

El costo representativo de inversión del sistema de adsorción con tamiz molecular está basado en el diseño del mismo, el cual cuenta con un Scrubber, dos torres de deshidratación (adsorbedora - regeneradora), filtros, calentador, compresor, separador (Water Knockut), enfriador y accesorios.

El tamiz seleccionado es el 4A-1/8" Beads debido a su capacidad de adsorción de agua.

a. Costos de capital e instalación (CAPEX).

Costo del desecante 3 US\$/Lb.⁴⁷

⁴⁶ PEREZ PLATA, Henry Mauricio; Hernandez Tamayo, Watson Marcelo. Optimización de los procesos de Fraccionamiento en la Planta de Gas del Centro a partir del uso de la Herramienta Hysys. Monografía para optar el Título de especialista en Ingeniería de Gas. UIS, 2010.

⁴⁷ PLASTIC PROCESS EQUIPMENT, INC., Molecular sieve desiccant. On line [<http://www.ppe.com/11cat/0118.pdf>]. 20 de Febrero de 2013.

Como la masa de desecante por cada torre es de 19335,2091 Lb, se tiene un volumen total (Vt) de desecante de:

$$Vt = 19335,2091 \text{ Lb} * 2$$

$$Vt = 38670,4182 \text{ Lb}$$

Se obtiene entonces un valor comercial de desecante de:

$$\text{\$Tamiz Molecular} = Vt (\text{Lb}) * 3 \frac{\text{US\$}}{\text{Lb}} \text{\$}$$

$$\text{Tamiz Molecular} = 38670,4182 \text{ Lb} * 3 \frac{\text{US\$}}{\text{Lb}} \text{\$}$$

$$\text{Tamiz Molecular} = 116011,255 \text{ US\$}$$

Tabla 19. Costos de Capital para Deshidratación con Tamiz Molecular.

Planta Deshidratación con TEG	
Qgas (MMSCFD)	54,507
Inversión Inicial Planta ⁴⁸ (MM USD)	13
Tamiz Molecular (USD)	0,116011

Fuente: Autores

b. Costos de operación (OPEX).

Costos de Mantenimiento: Para los mantenimientos se fijaron porcentajes de 6, 10 y 15 % del valor de los equipos por un periodo de 5 años a partir de la fecha en que decida ponerse en marcha el proyecto y por supuesto la producción de gas respalde el mismo. Al termino de este periodo un mantenimiento mayor considerando el 40% del valor de los equipos y otro adicional del 3%.⁴⁹

⁴⁸ CADENA, Cesar. DYPROTEC Ltda. Gas Treatment. Gerente Técnico y de Ingeniería. www.dyprotec.com

⁴⁹ PEREZ PLATA, Henry Mauricio; Hernandez Tamayo, Watson Marcelo. Optimización de los procesos de Fraccionamiento en la Planta de Gas del Centro a partir del uso de la Herramienta Hysys. Monografía para optar el Título de especialista en Ingeniería de Gas. UIS, 2010.

5.3 ANALISIS COMPARATIVO DE COSTOS ENTRE LOS DOS SISTEMAS DE DESHIDRATACIÓN SELECCIONADOS

Para el análisis financiero se realizaron los siguientes supuestos:

- a. Producción constante a lo largo de la ejecución del proyecto.
- b. La ejecución del proyecto incluyendo disponibilidad de energía eléctrica y precio de demás servicios (agua, teléfono, radio, etc), papelería, consultorías, labores administrativas, costo de insumos, transporte de los equipos desde la fábrica, instalación de los equipos: trabajos civiles, mecánicos, eléctricos y locación tiene un costo aproximado para la deshidratación del gas con Planta de TEG y de Tamiz Molecular de 55 \$ MMUSD y de 57⁵⁰ \$ MMUSD, respectivamente. (ver tabla 20), bajo criterios establecidos por empresas prestadoras de servicios del sector de gas natural.
- c. Los problemas de operación y corrosión usualmente se presentan cuando el glicol de circulación se ensucia. Se puede obtener una larga vida (3-5 años), reconociendo estos problemas y previniéndolos, pero para efectos de este análisis se tomará un tiempo de operación normal del glicol de 3 años.
- d. En la zona de saturación se espera que el tamiz molecular retenga aproximadamente 13 lb de agua por 100 lb de tamiz. Tamices nuevos pueden tener una capacidad en equilibrio cercana a 20%, 13% representa una capacidad aproximada para un tamiz de 3-5 años de uso. Por lo cual se asumirá 4 años como tiempo de vida útil.

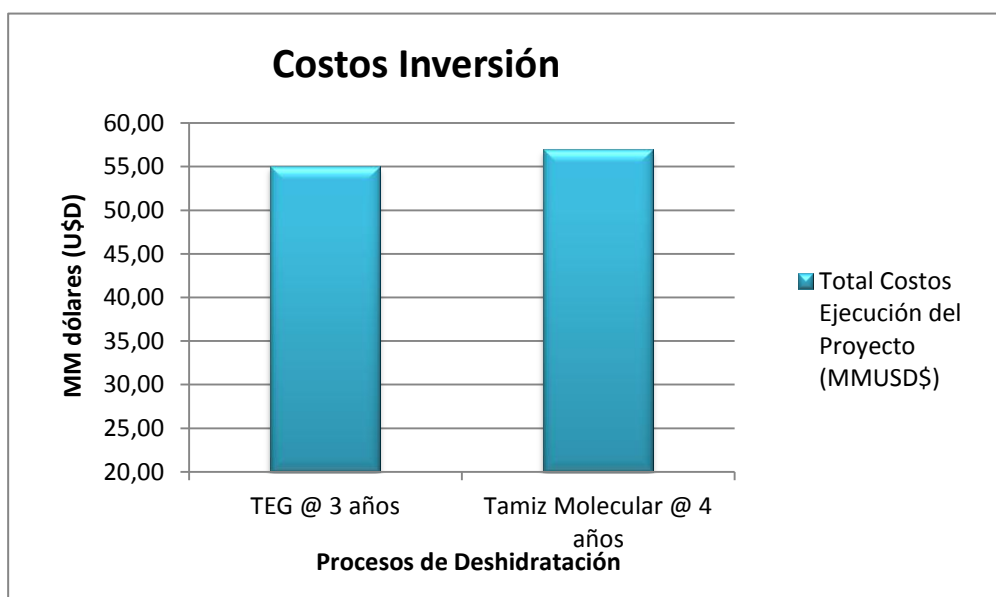
⁵⁰ CADENA, Cesar. DYPROTEC Ltda. Gas Treatment. Gerente Técnico y de Ingeniería. www.dyprotec.com

Tabla 20. Comparación de costos de inversión de los sistemas de deshidratación en función del tiempo de vida útil.

SISTEMA	Total Costos Ejecución del Proyecto (MMUSD\$)
Absorción TEG @ 3 años	55
Adsorción Tamiz Molecular @ 4 años	57

Fuente: Autores

Figura 37. Comparación de costos de inversión de los sistemas de deshidratación.



Fuente: Autores

En la tabla 20 de resultados finales de inversión, mantenimiento, operación y de la ejecución de los dos sistemas en estudio, se destaca el ahorro de dinero al seleccionar el sistema de deshidratación de gas mediante absorción usando TEG. Sin embargo, es necesario tener en cuenta que los cálculos fueron realizados para un tiempo de vida útil de TEG de 3 años, por esta razón, se puede incurrir en gastos adicionales al reemplazar el glicol, por la tasa de reposición por perdidas y de mantenimiento durante un año más de cerca de 1 MMUSD, por lo que sería

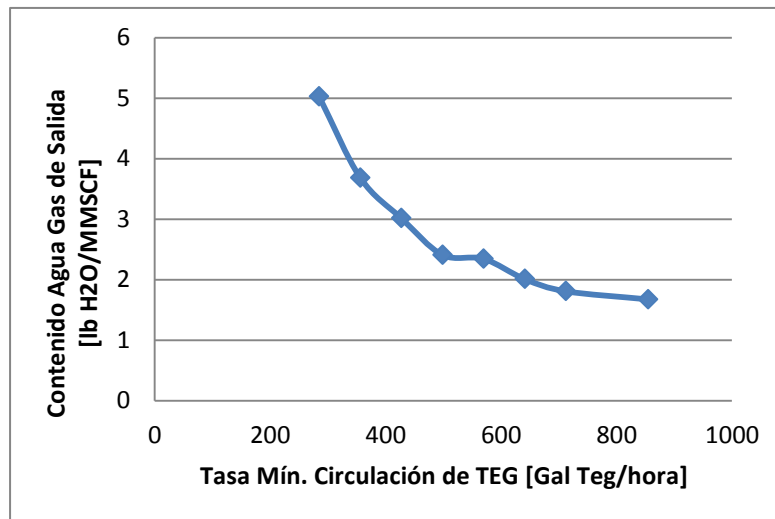
menor la diferencia de los costos entre procesos establecida previamente de 2 MMUSD.

5.4 SENSIBILIDADES DE LAS VARIABLES DE LOS PROCESOS SOBRE LOS COSTOS.

Con el objetivo de visualizar la sensibilidad de ciertas variables de proceso y su efecto sobre los costos, se realizan las siguientes gráficas.

- a) Asumiendo una tasa de remoción de agua constante de 142,47 lb H₂O y un número de platos teóricos, n=2, se determina el contenido de agua del Gas de Salida para diferentes tasas de circulación de glicol, las cuales fueron calculadas para un rango entre 2 y 6 gal TEG/lb H₂O, ver figura 38.

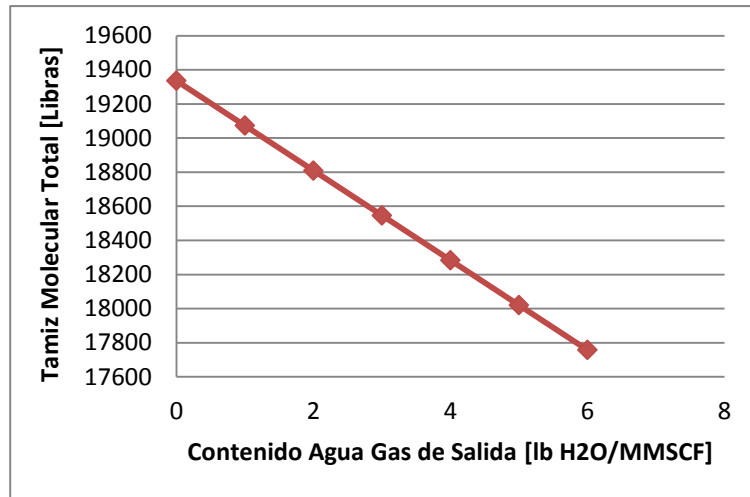
Figura 38. Contenido de Agua del Gas seco Vs Tasa Mínima de circulación de TEG



Fuente: Autores

De manera similar se muestra en la figura 39, las libras totales de Tamiz Molecular requeridas para cumplir con diferentes requerimientos de contenido de agua del gas de salida en el rango entre 0 y 6 lb H₂O/MMSCF.

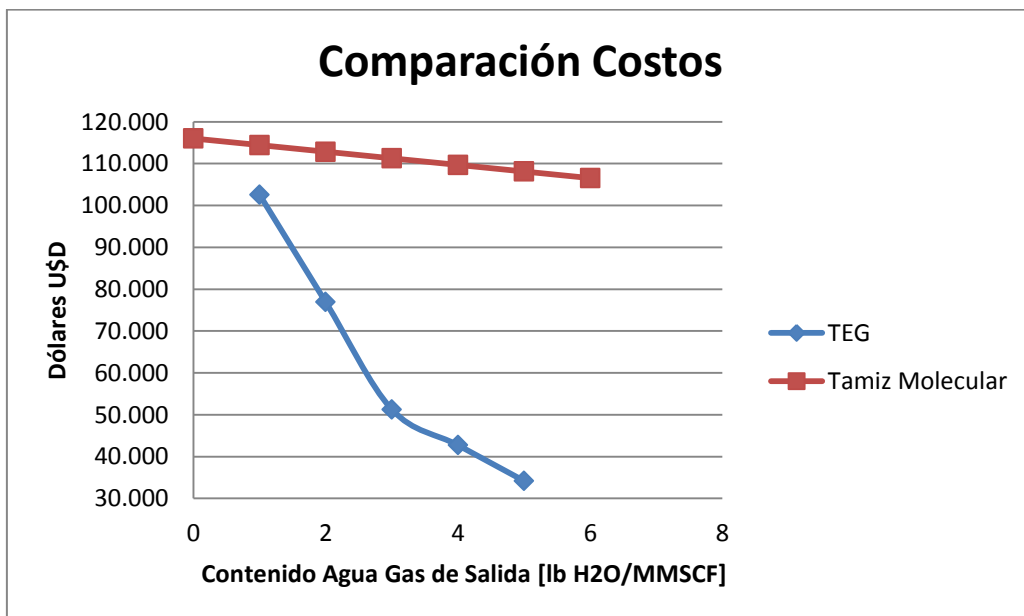
Figura 39. Contenido de Agua del Gas seco Vs Libras de Tamiz Molecular



Fuente: Autores

Finalmente, en la Figura 40, se comparan los costos de los galones de TEG y las libras de Tamiz Moleculares (para las dos torres de adsorción) requeridas para cumplir con cada especificación de contenido de agua en la corriente de gas seco.

Figura 40. Comparación de los costos del TEG y El Tamiz a diferentes contenidos de Agua del Gas seco

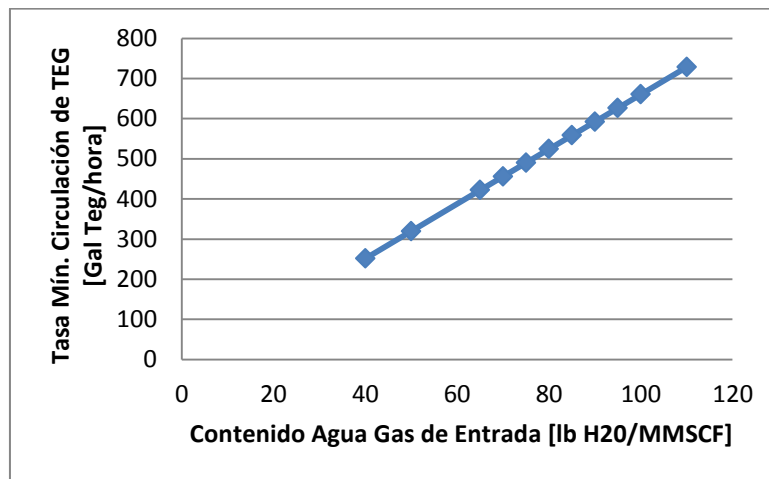


Fuente: Autores

b) El siguiente escenario contempla la posibilidad que las condiciones de saturación de la Corriente de Gas cambien. Es decir, un contenido de agua del gas de entrada menor o mayor y su respectivo impacto en los costos del TEG y del Tamiz Molecular requerido.

Asumiendo un caudal de gas constante y una tasa de 3 Gal TEG/lb H₂O, se grafica en la figura 41, la tasa mínima de circulación de glicol para valores de contenido de agua de gas de entrada entre 40 y 110 lb H₂O/MMSCF.

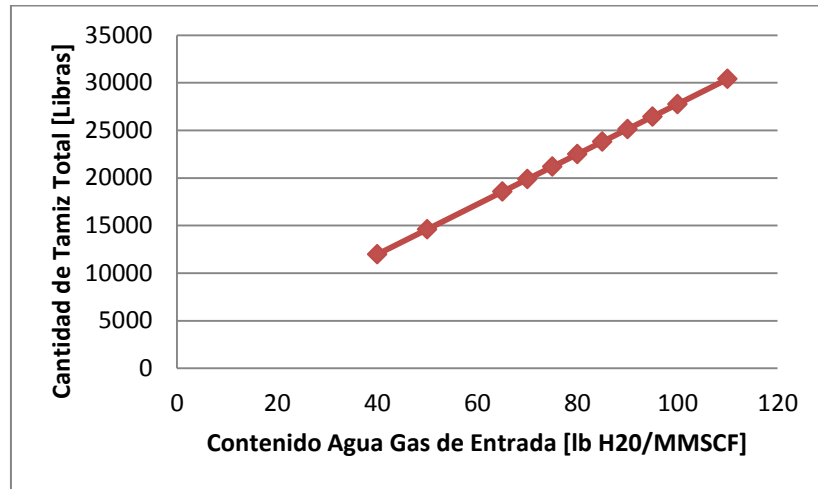
Figura 41. Tasa mínima de Circulación de TEG Vs Contenido de Agua del Gas de Entrada.



Fuente: Autores

Para el tamiz molecular, se calcula las libras totales de tamiz requeridas para los mismos valores de contenido de agua del gas de entrada tomados para el TEG.

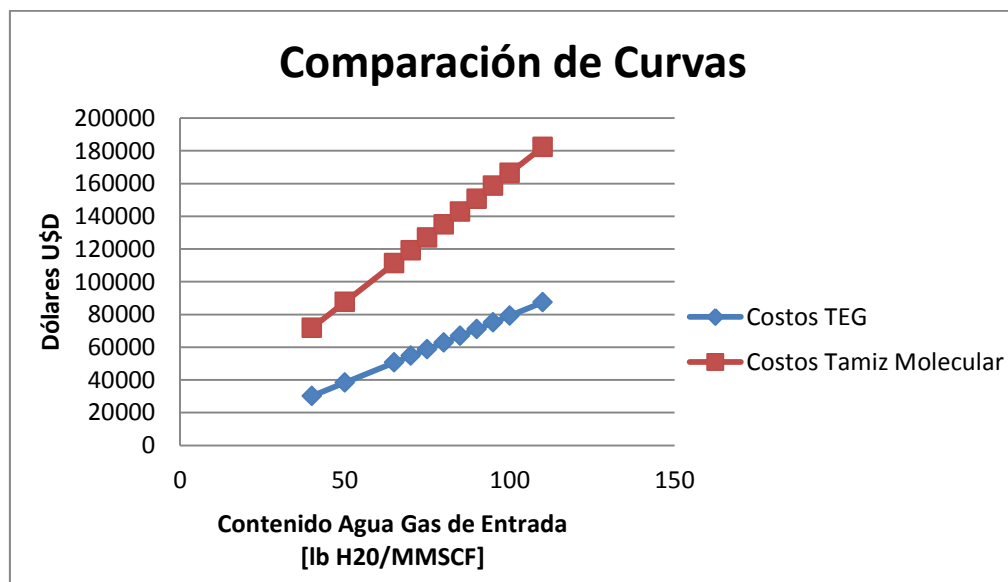
Figura 42. Cantidad de Tamiz Vs Contenido de Agua del Gas de Entrada.



Fuente: Autores

Teniendo en cuenta que el diseño contempla dos torres de adsorción se compara los costos respectivos al TEG o Tamiz requerido de acuerdo a las variaciones del contenido de agua del gas de entrada.

Figura 43. Comparación de los costos del TEG y del tamiz Molecular Vs Contenido de Agua del Gas de Entrada.



Fuente: Autores

6 CONCLUSIONES

- El análisis técnico llevado a cabo mediante la metodología de selección propuesta arroja que los procesos más adecuados de deshidratación para la corriente de gas de estudio son: deshidratación por absorción y adsorción. Los demás métodos también aptos como Expansión-Refrigeración y Separador Supersónico Twister, no fueron tenidos en cuenta ya que su principal objetivo es el control del punto de rocío por hidrocarburo.
- La herramienta software Hysys de AspenTech es efectiva al momento de simular el proceso de deshidratación con TEG y de esta manera lograr el valor de remoción de agua requerido. En este caso para cumplir con el requerimiento de agua del gas de salida de 3,1 lb H₂O/MMscf, se necesitó una corriente de gas de despojo de 192 lb/hora que permitiera incrementar la concentración del TEG hasta 99,6 % wt y obtener un contenido final de agua de 2 lb H₂O/MMscf.
- En términos económicos, se genera una inversión mayor al emplear una unidad de deshidratación con Tamiz Molecular, respecto al capital necesario para una planta de TEG. Sin embargo esta diferencia no es tan representativa considerando que el tiempo de vida útil de TEG es menor que para el Tamiz, por lo que se debe reemplazar.
- La unidad de TEG requiere mucho menos calor de regeneración por libra de agua removida, 496.511,7 Btu/hora, comparado con el calor total requerido de des-adsorción de agua en el Tamiz, el cual es de 19'945.577 Btu/cada 7,2 horas.

- Las consideraciones tenidas en cuenta en la metodología planteada permiten que ésta pueda ser aplicada a cualquier corriente de gas natural, para seleccionar los métodos más adecuados de deshidratación en función principalmente del requerimiento de punto de rocío por agua.

7 RECOMENDACIONES

- Se debe tener en cuenta que el estudio financiero no es definitivo, debido a que se consideraron los costos generales de los procesos. Por lo tanto, se recomienda realizar un estudio más detallado, donde se tengan en cuenta dimensiones, material y los costos de mantenimiento y operación, incluyendo el costo de energía para generar el calor de regeneración del TEG y del tamiz molecular.

BIBLIOGRAFÍA

AGENCIA DE PROTECCIÓN DEL MEDIO AMBIENTE DE LOS ESTADOS UNIDOS. Lecciones Aprendidas: Optimización de la circulación de glicol e instalación de los depósitos separadores de líquido en los deshidratadores de glicol. En línea: [<http://www.epa.gov/gasstar/tools/spanish/lessons.html>]. EPA430-B-03-013, mayo de 2003.

ARNOLD, K. y STEWART. M. Gas Dehydration Field Manual. Elsevier Retrieved from www.knovel.com. United States: Gulf Professional Publishing. 2011. ISBN. 978-1-85617-980-5

ARNOLD, K. y STEWART. M. Surface production operations. Design of gas-Handling systems and facilities. Vol. 2. Ed. 2. Houston, Texas. United States.: Gulf publishing company. 1999. ISBN. 0-88415-822-5

CAMPBELL, John. Technical assistance service for the design, operation, and maintenance of gas plants. Norman, Oklahoma. United States.: John Campbell & company . 2003.

Comisión de Regulación de Energía y Gas (CREG). Reglamento único de Transporte de Gas Natural (RUT). 1999

GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION (GPSA). Engineering Data Book [Electronic]. 12 ed. [Tulsa, Oklahoma, United States]: GPSA Global, oct. 2004. [cited 29 aug., 2012]: Available from internet: <URL: <http://www.gpsa.gpaglobal.org>>

GUO, Boyun and GHALAMBOR, Ali. Natural Gas Engineering Handbook. Dehydration. Houston; Texas, United States.: Gulf Publishing Company, 2005. ISBN 097-65-1133-9

JARAMILLO Alonso., Diseño y Operación de Unidades para Procesamientos de Gas y Aplicaciones de Simulación de Procesos. Trabajo de Grado Especialista en Ingeniería de Gas. Bucaramanga. Universidad Industrial de Santander. 2004.

KINDNAY, A. y PARRISH, W. Fundamentals of natural gas processing. Columbus, Ohio. United States: Taylor and Francis group. 2006. p 161. ISBN-13: 978-0-8493-3406-1.

MOKHATAB, Saied; POE, William and SPEIGHT, James. Natural Gas transmission and processing. Natural Gas Dehydration. Linacre House, Jordan Hill, Oxford, United Kingdom.: Gulf Publishing Company, 2006. ISBN 978-0-1506-7776-9

PLASTIC PROCESS EQUIPMENT, INC., Molecular sieve desiccant. On line [<http://www.ppe.com/11cat/0118.pdf>]. 20 de Febrero de 2013.

RIBON, Helena; SANTOS, Nicolás y ORTÍZ, Olga. Métodos de deshidratación de gas natural. En: Revista Fuentes, el reventón energético. 2010. Vol. 8, No. 2.

SALAMAT, Reza. Choose the Right Gas Dehydration Method and Optimize your Design. En: International Petroleum Technology Conference (7-9 Diciembre 2009: Doha Qatar). IPTC 13321.

TWISTER. Supersonic Gas Solution. Brochures., Factsheet 1. How does Twister work? : Online. <<http://twisterbv.com/resources/>>.

FOUCART Nicolas., VERGARA Alfredo. The MEG (Mono Ethylene) Injection Gas Dehydration Process Evaluation fo the Margarita Field Development. SPE 107292. 2007

TIOLUWANIMI Odunowo. Natural Gas Dehydration: The suitability of Solid Desiccant Technology in Nigeria. (SPE 106975- STU). 2006

ANEXOS

ANEXO A. Solubilidad del agua en hidrocarburos.

La figura a, proporciona solubilidad de agua en hidrocarburos gaseosos, la cual generalmente, es considerablemente menor que la solubilidad de agua en hidrocarburos líquidos. Esta figura se basa en datos experimentales desarrollados en la GPA RR 169. Algunos datos experimentales están disponibles en la GPA RR-62.

Contenido de agua en el gas natural

El contenido de agua de un gas depende de la presión, la temperatura y la composición. El efecto de la composición se incrementa con la presión y es particularmente importante si el gas contiene CO₂ y/o H₂S⁵¹.

Contenido de agua en Gases Dulces

Para un gas natural pobre y dulce, que contiene más del 70% de metano y pequeñas cantidades de hidrocarburos pesados, correlaciones generalizadas de presión – temperatura son adecuadas para muchas aplicaciones⁵².

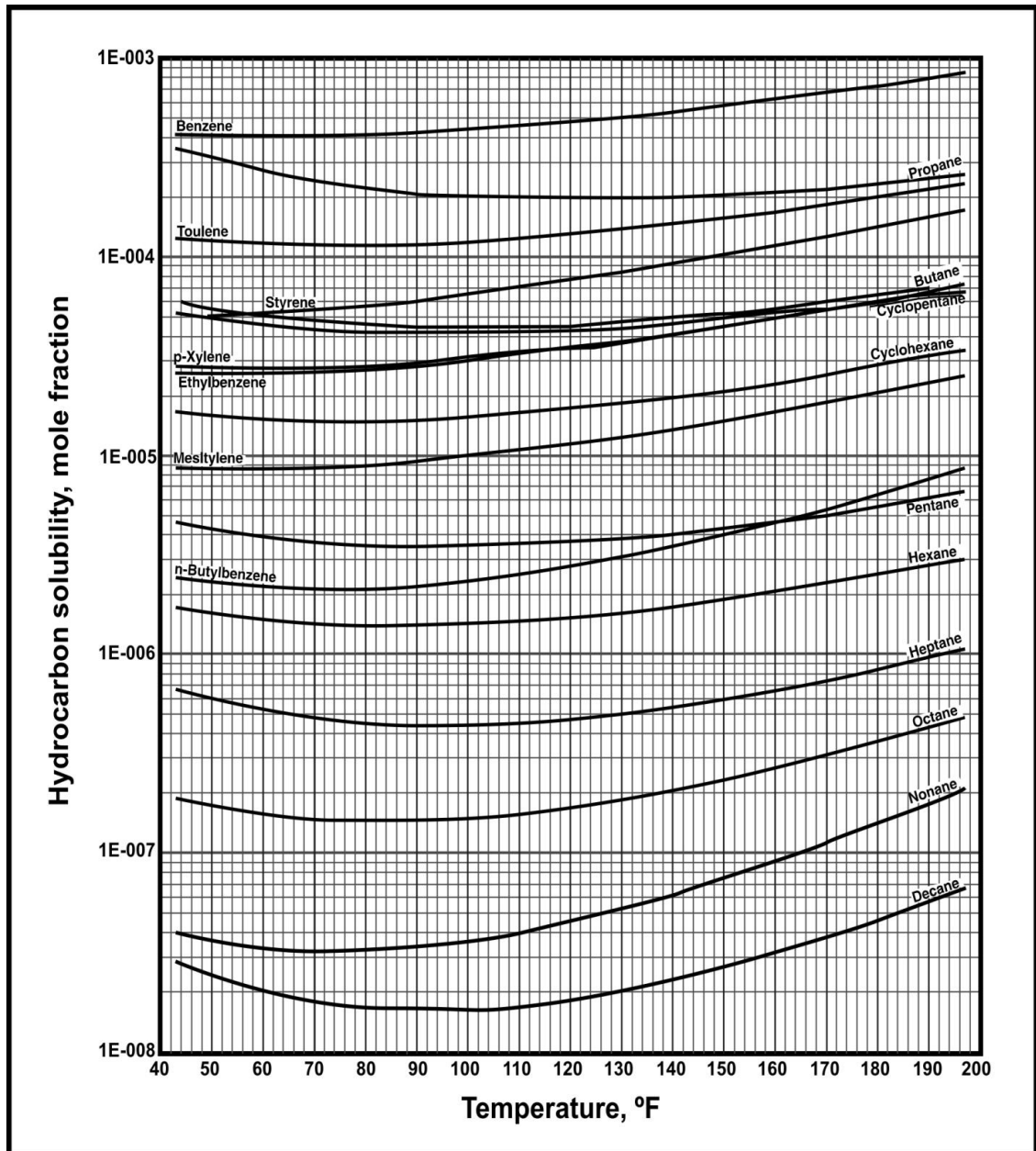
La figura b, es un ejemplo de una de estas correlaciones, la cual ha sido ampliamente usada durante muchos años en el diseño de deshidratadoras de gas dulce. Fue publicada por primera vez en 1958 y se basó en datos experimentales⁵³.

⁵¹ GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION (GPSA). Engineering Data Book [Electronic]. 12 ed. [Tulsa, Oklahoma, United States]: GPSA Global, oct. 2004. [cited 29 aug., 2012]: Available from internet: <URL: <http://www.gpsa.gpaglobal.org>> Cap. 20. p 2.

⁵² Ibid., cap. 20 p. 2

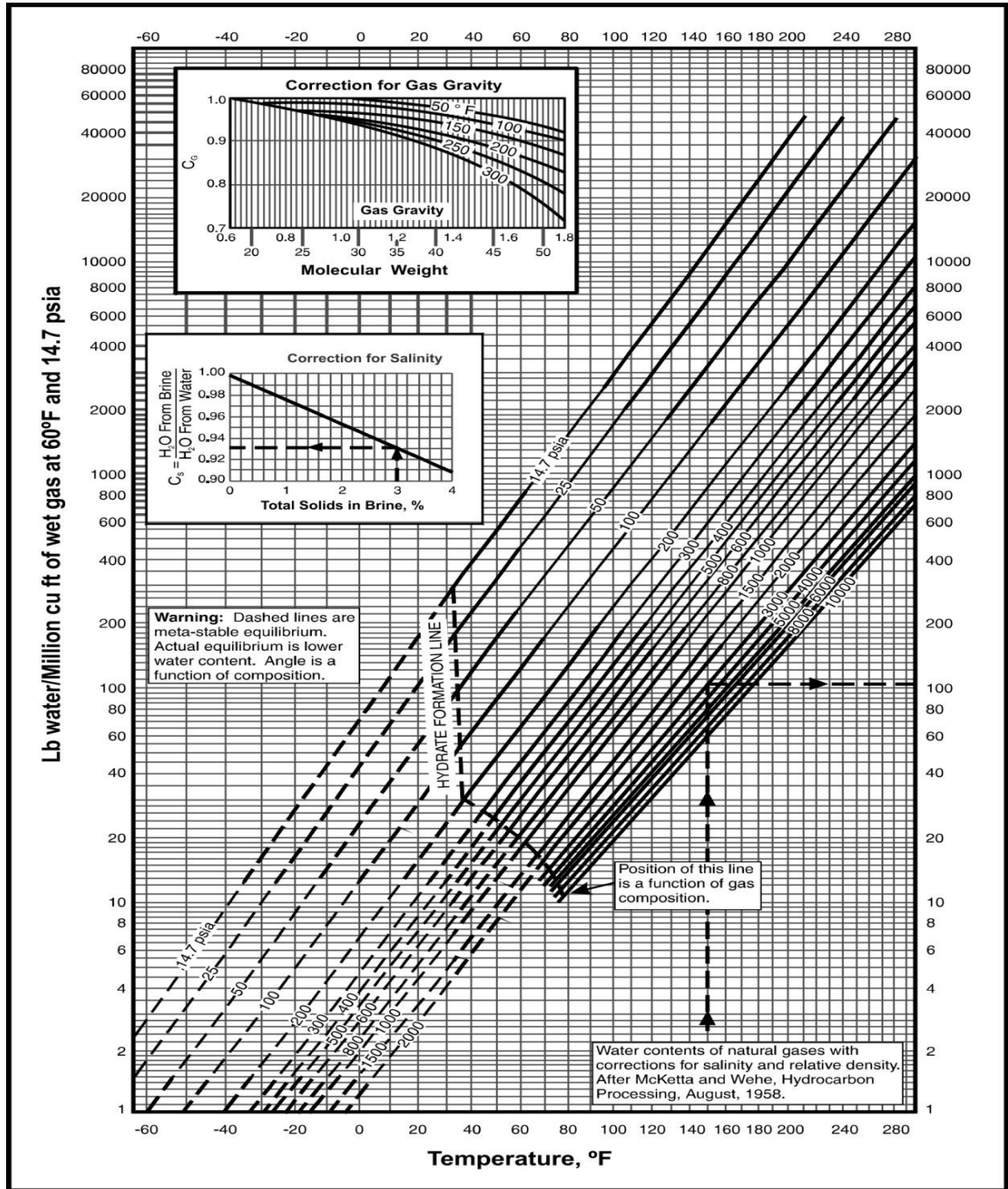
⁵³ Ibid., cap. 20 p. 2

Figura a. Solubilidad de agua en hidrocarburos gaseosos.



Fuente: GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION (GPSA). Engineering Data Book [Electronic]. 12 ed. [Tulsa, Oklahoma, United States]: GPSA Global, oct. 2004. [cited 29 aug., 2012]: Available from internet: <URL: <http://www.gpsa.gpaglobal.org>> Cap. 20. P. 4.

Figura b. Carta de contenido de agua de McKetta y Wehe



Fuente: GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION (GPSA). Engineering Data Book [Electronic]. 12 ed. [Tulsa, Oklahoma, United States]: GPSA Global, oct. 2004. [cited 29 aug., 2012]: Available from internet: <URL: <http://www.gpsa.gpaglobal.org>> Cap. 20. P 5.

La figura b, muestra la temperatura a la cual el agua del gas natural se condensa –Temperatura de Rocío de agua- (abscisa) y el contenido de agua en libras de agua por MMPCS de gas saturado a cualquier presión y temperatura (ordenada).

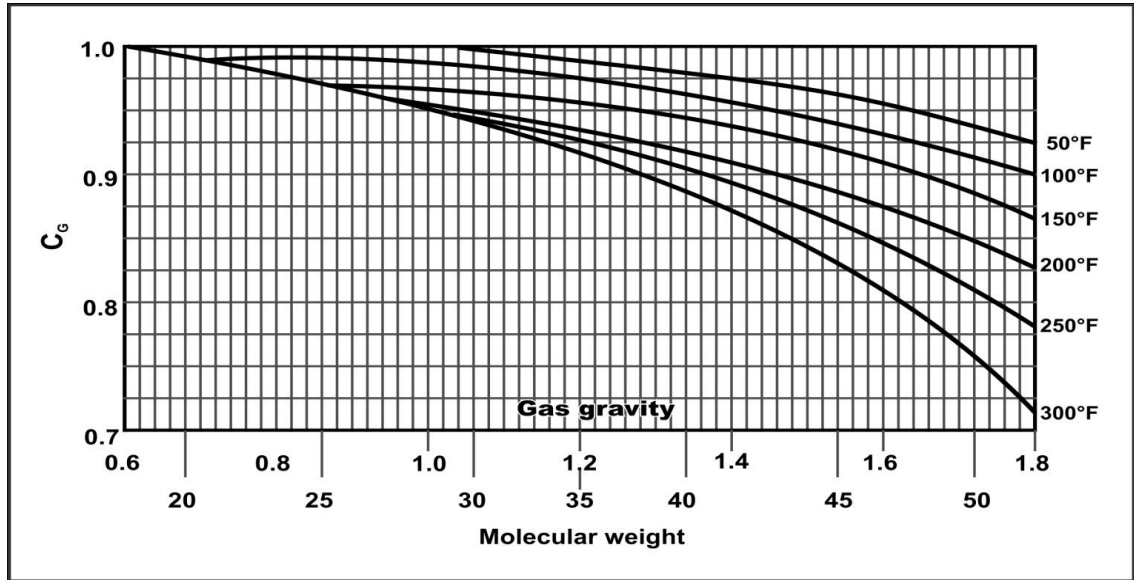
El contenido de agua también depende de la gravedad específica del gas y de la salinidad del agua en el gas, por lo tanto, el cálculo realizado con la figura 5.3 debe ser corregido utilizando las figuras c y d. La figura c, muestra que al aumentar la gravedad específica o peso molecular, el factor de corrección por gravedad disminuye, lo que se acentúa aún más si la temperatura aumenta. Lo anterior permite concluir que un gas seco ($SG = 0.6$) tiene más cantidad de agua a las mismas condiciones de presión y temperatura que un gas rico. La figura d, muestra que a medida que disminuye la cantidad de sal en la corriente de gas natural, el factor de corrección por salinidad se hace más pequeño, por lo que el contenido de agua va ser mucho menor. Entonces, a medida que aumenta la cantidad de sal el contenido de agua será menor.

El contenido de agua del gas natural es indicado indirectamente por el punto de rocío, definido como la temperatura en la cual el gas natural está saturado con vapor de agua a una presión dada.

En el punto de rocío, el gas está en equilibrio con el agua líquida, cualquier decremento en la temperatura o incremento en la presión causará que el vapor de agua comience a condensarse. La diferencia entre la temperatura del punto de rocío de una corriente de gas saturada con agua y la misma corriente que ha sido deshidratada es conocida como depresión del punto de rocío.⁵⁴

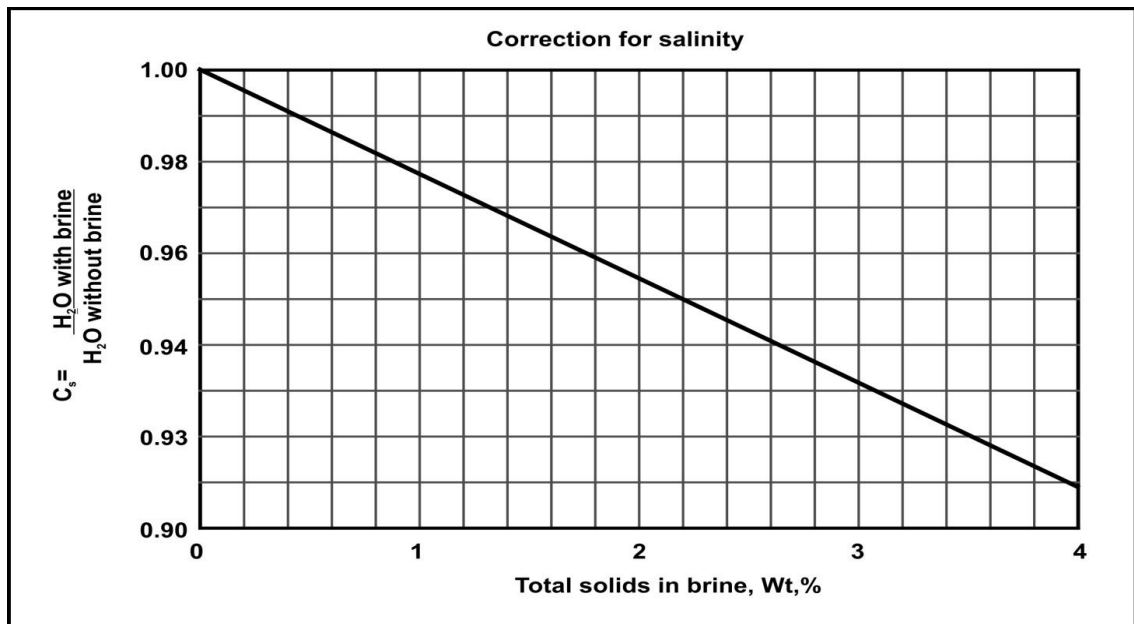
⁵⁴ GUO, Boyun and GHALAMBOR, Ali. Natural Gas Engineering Handbook. Dehydration. Houston; Texas, United States.: Gulf Publishing Company, 2005. pág124. ISBN 097-65-1133-9

Figura c. Corrección del contenido de agua por gravedad específica



Fuente: GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION (GPSA). Engineering Data Book [Electronic]. 12 ed. [Tulsa, Oklahoma, United States]: GPSA Global, oct. 2004. [cited 29 aug., 2012]: Available from internet: <URL: <http://www.gpsa.gpaglobal.org>> Cap. 20. P

Figura d. Corrección del contenido de agua por salinidad.



Fuente: GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION (GPSA). Engineering Data Book [Electronic]. 12 ed. [Tulsa, Oklahoma, United States]: GPSA Global, oct. 2004. [cited 29 aug., 2012]: Available from internet: <URL: <http://www.gpsa.gpaglobal.org>> Cap 20. P

Contenido de agua en Gases Ácidos

Uno de los métodos propuestos por el GPSA consiste básicamente en el promedio aditivo de la fracción molar correspondiente a los contenidos de agua en los constituyentes dulce y ácido. Se aplica a mezclas gaseosas con un contenido de gas ácido por debajo de 40%, mediante el uso de la siguiente ecuación⁵⁵.

$$W = y_{HC} W_{HC} + y_{CO_2} W_{CO_2} + y_{H_2S} W_{H_2S} \quad \text{Ecuación 1}$$

Donde:

W : Contenido de agua total, lb/MMPCS

W_{CO_2} : Contenido de agua en el CO_2 , lb/MMPCS

W_{H_2S} : Contenido de agua en el H_2S , lb/MMPCS

W_{HC} : Contenido de agua en el gas dulce, lb/MMPCS

y : Fracción molar de cada componente.

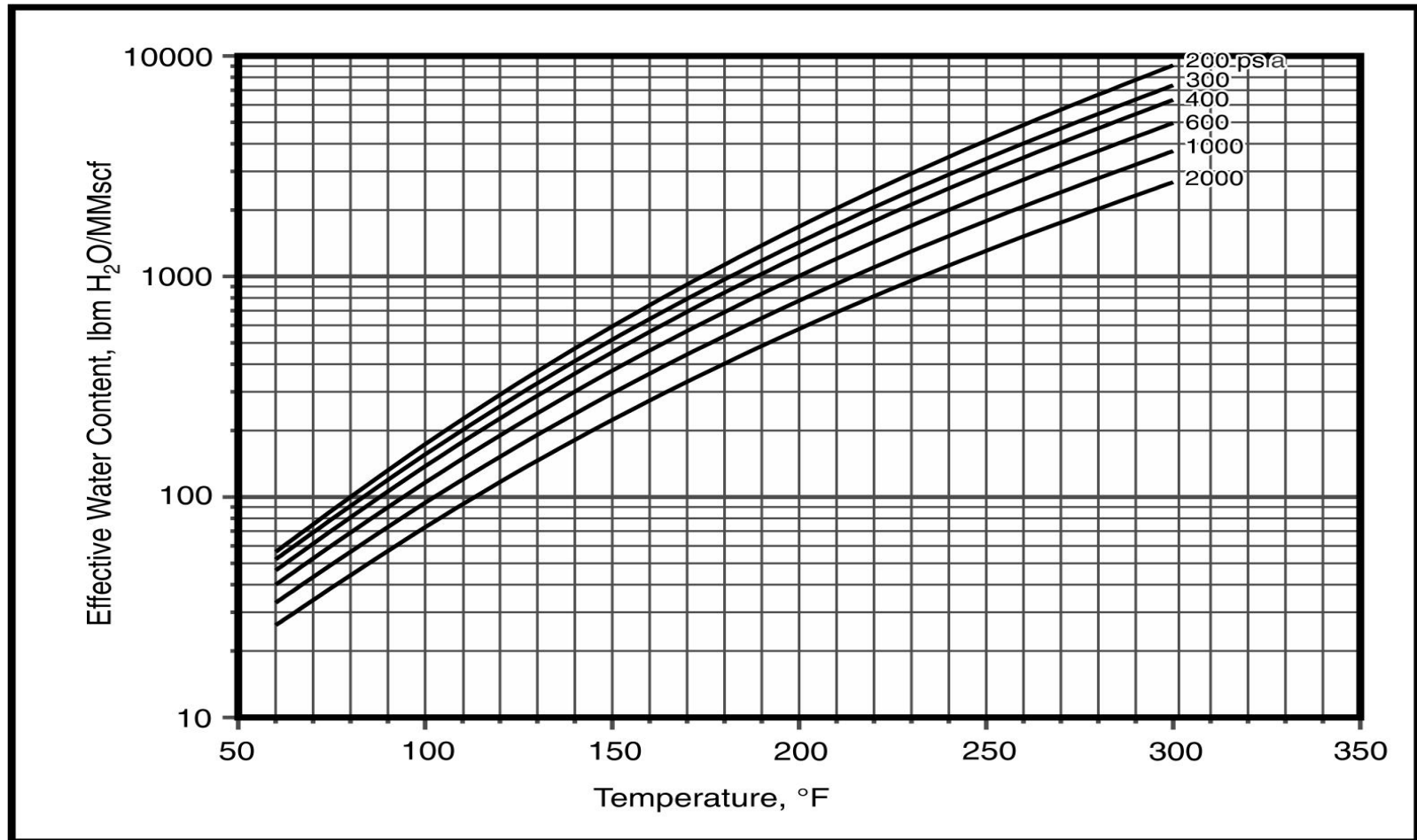
Nótese que las Figs. e y f suministran valores para el término contenido de agua “efectivo” de CO_2 y H_2S en mezcla de gas natural, el cual debe usarse solamente en la Ec. 1. Estos no son contenidos de agua para CO_2 y H_2S puros⁵⁶.

Es muy importante tener en cuenta que los valores de fracción molar de cada componente son datos suministrados por la cromatografía de la corriente de gas natural.

⁵⁵ GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION. Op. cit., cap. 20, p. 2

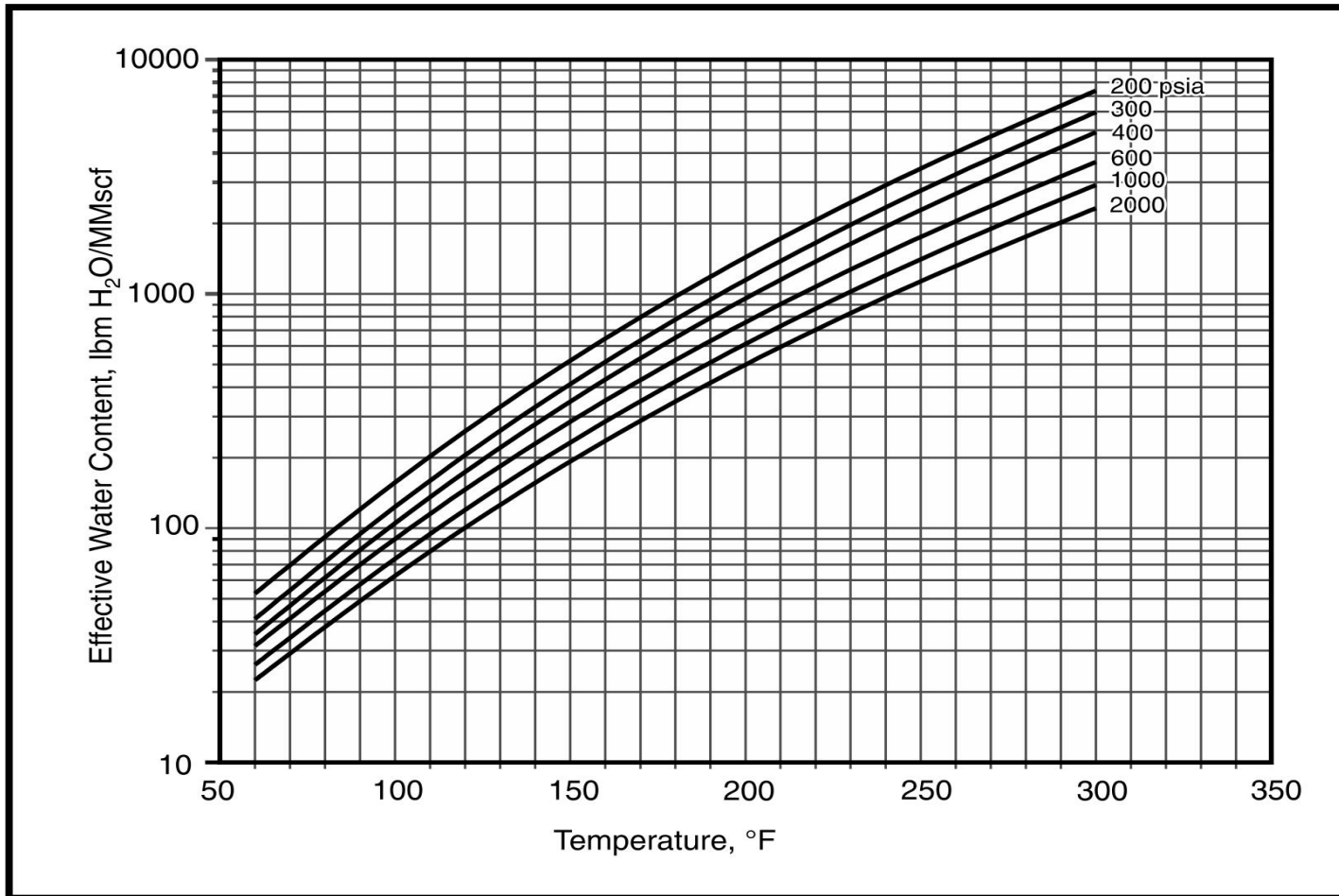
⁵⁶ Ibid., cap. 20 p. 3

Figura e. Contenido efectivo de agua de H₂S en una mezcla de gas natural.



Fuente: GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION (GPSA). Engineering Data Book [Electronic]. 12 ed. [Tulsa, Oklahoma, United States]: GPSA Global, oct. 2004. [cited 29 aug., 2012]: Available from internet: <URL: <http://www.gpsa.gpaglobal.org>> Cap. 20. P 8

Figura f. Contenido efectivo de agua de CO2 en una mezcla de gas natural.



Fuente: GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION (GPSA). Engineering Data Book [Electronic]. 12 ed. [Tulsa, Oklahoma, United States]: GPSA Global, oct. 2004. [cited 29 aug., 2012]: Available from internet: <URL: <http://www.gpsa.gpaglobal.org>> Cap. 20. P 8

Procedimiento de cálculo:

1. Determinar el valor de W_{HC} (contenido de agua de un gas dulce) a las condiciones de operación, con la figura b.
2. Determinar el contenido de agua efectivo del H_2S , a temperatura y presión del sistema, con la figura e.
3. Con la figura f, determinar el contenido de agua efectivo del CO_2 , a temperatura y presión del sistema.
4. Finalmente se calcula el valor de w , reemplazando los valores de W_{HC} , W_{CO_2} , W_{H_2S} y composición de los componentes dulces y ácidos (y) en la ecuación (1)⁵⁷.

⁵⁷ MOKHATAB, Saied; POE, William and SPEIGHT, James. Natural Gas transmission and processing. Natural Gas Dehydration. Linacre House, Jordan Hill, Oxford, United Kingdom.: Gulf Publishing Company, 2006. Pág. 359. ISBN 978-0-1506-7776-9

ANEXO B

Tabla 1. Propiedades de los glicoles usados en la deshidratación.

	ETILEN GLICOL	DIETILEN GLICOL	TRIETILEN GLICOL	TETRA-ETILEN GLICOL	PROPILEN GLICOL
Formula	C ₂ H ₆ O ₂	C ₄ H ₁₀ O ₃	C ₆ H ₁₄ O ₄	C ₈ H ₁₈ O ₅	C ₃ H ₈ O ₂
Peso molecular	62,1	106,1	150,2	194,2	76,1
Punto de ebullición¹ a 760 mmHg, °F	387,3	473,8	550,0	618,1	369,3
Punto de ebullición¹ a 760 mmHg, °C	197,4	245,5	287,8	325,6	187,4
Presión de vapor¹ a 77°F (25°C)	<0,1	<0,01	<0,01	<0,01	0,13
Densidad (g/cc) a 77°F (25°C)	1,110	1,111	1,120	1,123	1,032
(g/cc) a 140°F (60°C)	1,085	1,087	1,093	1,096	1,006
(lbs/gal) a 77°F (25°C)	9,26	9,27	9,35	9,37	8,62
Punto de congelamiento, °F	7,9	16,4	19,0	15,1	Super frío
Punto de congelamiento, °C	-13,4	-8,7	-7,2	-9,4	Super frío
Viscosidad en centipoises A 77°F (25°C)	16,9	25,3	39,4	43,0	48,6
A 140°F (60°C)	5,2	7,3	10,3	11,4	8,42
Tensión superficial a 77°F (25°C), dinas/cm	48	44	45	-	36
Índice de refracción a 77°F (25°C)	1,430	1,446	1,454	1,457	1,430
Calor específico a 77°F (25°C), Btu/Lb.°F	0,58	0,55	0,52	0,52	0,60
Punto de flasheo, °F (PMCC)²	247	281	325	400	220
Punto de fuego, °F (C.O.C.)³	245	290	330	375	220

NOTA : Estas propiedades son resultados de laboratorio en componentes puros o típicas de los productos pero no deberían ser confundidos con o con respecto a sus especificaciones:

¹ Componente puro

² Penskey – Martins Closed Cup (copa cerrada)

³ Cleveland Open Cup (copa abierta)

Fuente: GPSA Engineering Data Book. Modificada