Universidad Nacional Mayor de San Marcos
Universidad del Perú. Decana de América
Facultad de Química e Ingeniería Química
Escuela Académico Profesional de Ingeniería Química

Planta de procesamiento de gas natural – descripción del proceso problemas operativos y soluciones de campo

TRABAJO MONOGRÁFICO

Para optar el Título Profesional de Ingeniero Químico

AUTOR

José Antonio VILLAFANA CHAUCA

ASESOR

Ing. Jorge Luis CÁRDENAS RUIZ

Lima, Perú

2013

ÍNDICE **PÁGINA**

1.- RESUMEN 1

2.- INTRODUCCIÓN 2

3.- LA INDUSTRIA DEL GAS NATURAL 4

3.1. Antecedentes 4

3.2. Características del Gas Natural 5

3.3. Acondicionado y Procesamiento del Gas Natural 7

3.3.1. Acondicionado del Gas 8

3.3.2. Procesamiento del Gas 9

3.3.3. Productos de la Planta de Gas 10

3.3.4. Procesos de recuperación de hidrocarburos 11

3.3.4.1. Compresión y enfriamiento 12

3.3.4.2. Absorción 13

3.3.4.3. Expansión criogénica 13

3.4. La Tecnología de la Planta del Expansor Criogénico. 15

3.**4.1. Antecedentes** 15

3.4.2. Las Ventajas de la Tecnología del Turboexpansor 15

3.4.3. Aplicaciones de la Tecnología del Turboexpansor 16

3.4.4. Proceso de gas pobre 18

3.4.5. Proceso de gas rico 23

3.4.6. Consideraciones de diseño del Turboexpansor 24

3.4.7. Métodos de absorción de potencia 27

3.4.8. Selección del Turboexpansor 28

4.- LA PLANTA DE PROCESAMIENTO DE GAS 33

4.1. Gas de pozo 33
4.2. Colector (manifold) de Ingreso 35
4.3. Enfriador del gas de entrada (Inlet Gas Cooler) 36
4.4. Separador de tres fases (Three Phase Separator) 37
4.5. Calentador del gas de entrada (Inlet Gas Heater) 39
4.6. Separador con filtro del gas de entrada (Inlet Gas Filter Separator) 41
4.7. Deshidratadores de gas (Gas Dehydrators) 43
4.8. Filtro de polvo del gas (Gas Dust Filter) 45
4.9. Deshidratadores de condensado (Condensate Dehydrators) 46
4.10. Coalescedor del condensado (Condensate Coalescer) 47
4.11. Filtro del polvo del condensado (Condensate Dust Filter) 49
4.12. Bombas de incremento de presión (Booster Pumps) 50
4.13. Intercambiador del gas de entrada (Inlet Gas Exchanger) 51
4.14. Separador en frío (Cold Separator) 53
4.15. Condensador de reflujo (Reflux Condenser) 54
4.16. Desetanizadora (Deethanizer) 55
4.17. Turboexpansor (Turboexpander) 58
4.18. Compresor expansor (Compressor – Expander) 61
4.19. Rehervidor (Reboiler) 62
4.20. Enfriador del producto (Product Cooler) 64
4.21. Bomba de producto de fondo (Product Bottom Pump) 66
4.22. Compresor de gas de residuo (Residue Gas Compressor) 66
4.23. Compresor de reinyección de gas (Reinjection Gas) Compressor) 68
4.24. Sistema de regeneración (Regeneration System) 69

4.25. Sistema de Aceite Térmico (Hot Oil System) 73
4.26. Lavadora de gas combustible (Fuel Gas Scrubber) 76
4.27. Generador (Generator) 77
4.28. Compresor de aire (Air Compressor) 79

5.- TRATAMIENTO DE RESIDUOS 81

6.- PLANES DE CONTINGENCIAS 85

7.- ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS 88

8.-CONCLUSIONES 90

9.-RECOMENDACIONES 92

10.- BIBLIOGRAFÍA 93

11.- APÉNDICE 94

11.1-Glosario de Términos 96

11.2-Enfriador de Gas de Ingreso – Diseño 100

11.3-Deshidratador de Gas – Diseño 115

11.4-Diagrama de Flujo de la Planta de Gas Natural 124

1. RESUMEN

Un proyecto de gas es un esfuerzo de inversionistas privados y el estado, en la que coinciden intereses financieros del inversionista e interés por parte del estado de potenciar el desarrollo de la nación a través de la disponibilidad de energía.

Físicamente, un proyecto gasífero debe articular cuatro unidades operativas conectadas por tuberías:

1. Planta de gas: Unidad operativa que consiste en el equipamiento e infraestructura necesaria para extraer el gas del yacimiento, transportarlo a la planta, separar el agua, fraccionarlo en gas seco y líquidos de gas natural.
2. Planta de fraccionamiento: Unidad que recibe los líquidos de gas natural (NGL) y lo fracciona en gas licuado de petróleo (GLP) y gasolina natural.
3. Central térmica: Unidad de generación de energía eléctrica. Utiliza el gas seco, como combustible, suministrado por la Planta de Gas.
4. Gasoducto y poliducto: Tuberías que transportan el gas y líquidos.

Este trabajo se ocupará de revisar el conjunto de equipos que constituyen una Planta de Gas, función, descripción del equipo, imágenes, consideraciones de diseño, aspectos operativos, sistema de control y seguridad.

En la medida que esta monografía es de carácter descriptivo, procura ilustrar con diagramas, imágenes y comentarios los aspectos operativos recogidos en el campo, que en suma son las labores de un ingeniero de operaciones.

Se incluyen referencias de bibliografía donde se provee el respaldo de ingeniería en las consideraciones de diseño.

2. INTRODUCCIÓN

La explotación del gas natural ha sido considerada históricamente como un negocio marginal. Las empresas petroleras normalmente concentran sus esfuerzos en buscar petróleo y cuando se produce el hallazgo, siempre encontrarán como subproductos, gas natural (básicamente metano) y agua, asociados al petróleo.

Las tecnologías fueron desarrolladas para separar el agua de la manera más eficiente posible, entendiéndose como eficiente a la forma más económica de realizar la separación.

El gas asociado a la extracción del petróleo, metano y etano, normalmente era quemado, por un tema de control de la operación en las refinerías. Posteriormente se recuperaba butano y propano en las columnas fraccionadoras. Desde hace unos 20 años esta situación se ha revertido por las siguientes razones:

- La dificultad cada vez mayor de encontrar y explotar el petróleo. Por tanto más costoso.
- El avance de la tecnología en el uso del gas como combustible.
- La necesidad de emplear combustibles menos contaminantes.

A partir de allí, las empresas petroleras empezaron a interesarse en la ubicación y explotación de yacimientos de gas. En el Perú, la experiencia del uso del gas es reciente, teniendo al proyecto Aguaytia como la primera iniciativa integrada de explotación de gas, obtención de combustibles y generación de energía eléctrica.

La tecnología del procesamiento de gas consiste en separar el agua de formación que aflora con el gas en los pozos y recuperar la máxima cantidad de propano como líquido condensado. Los productos de este fraccionamiento son el gas residual (metano – etano) que se empleará como

combustible, y los líquidos de gas natural (propano – butano – pentano – hexano) que serán materia prima para obtener gas licuado de petróleo (propano – butano) y gasolina (pentano y más pesados).

3.- LA INDUSTRIA DEL GAS NATURAL

3.1. Antecedentes

El gas natural se ha usado comercialmente como combustible por más de ciento treinta años en EUA y por siglos en la China. La producción y distribución de gas natural se ha convertido en un segmento importante de la economía mundial. Se han desarrollado métodos de ingeniería en el diseño de instalaciones para producir gas: extraerlo del yacimiento y separarlo de los hidrocarburos líquidos, para entregar al mercado como combustible.
El gas natural está compuesto principalmente de metano (CH_4) con cantidades menores de hidrocarburos de la familia parafínica: etano (C_2H_6), o (C_3H_8), y butanos (C_4H_{10}). Dentro de los componentes que no son hidrocarburos se incluyen al nitrógeno, sulfuro de hidrógeno, dióxido de carbono, helio y vapor de agua. Aunque el gas se encuentra como gas bajo presión en rocas debajo de la superficie terrestre, se encuentra disuelto con el petróleo crudo. Entonces, se le puede describir como el componente volátil del petróleo.

Desde su descubrimiento, el gas natural ha servido como combustible en las áreas geográficas circundantes inmediatas a los yacimientos de gas. En el siglo diecinueve, antes de la aparición de la lámpara eléctrica, el gas se usó como alumbrado y combustible en hogares.

En los EUA durante las décadas de 1920 y 1930, se instalaron pocas tuberías largas, de 56 cm (22 pulg) y 61 cm (24 pulg) de diámetro, y operaban a una presión de 28 a 41 bar (400 a 600 psi), para transportar el gas a las zonas industriales remotas del yacimiento. El mayor avance ocurrió inmediatamente después de la Primera Guerra Mundial, cuando se construyeron líneas de mayor longitud. Para entonces los avances en soldadura y fabricación de tuberías permitieron presiones de hasta 69 bar (1,000 $lb_f/pulg^2$) y diámetros de 76 cm (30 pulg).

Hoy día, prácticamente todo el mundo industrializado, EUA, Canadá, los países europeos y asiáticos tienen suministro de gas natural.

Una combinación de factores contribuyó al crecimiento fantástico de la industria de gas en años recientes. Estos incluyen el bajo precio de un combustible superior, la seguridad de un suministro continuado de gas por la conservación y descubrimiento, un aumento gradual en el precio de los combustibles competidores, y las rentas financieras satisfactorias que dan a los inversionistas pioneros de tuberías.

3.2. Características del Gas Natural

El gas natural es una mezcla de gases de hidrocarburos con algunas impurezas que son el resultado de materia orgánica descompuesta. Cuando el gas natural crudo se extrae de los yacimientos para abastecer las demandas de energía, las impurezas se consideran objetables y usualmente se retiran con varios métodos de procesamiento. Los gases de hidrocarburos, encontrados normalmente en el gas natural son el metano, etano, propano, butanos, pentanos y pequeñas cantidades de hexanos, heptanos, octanos.

Usualmente el etano y las fracciones más pesadas se retiran para procesamiento adicional debido a su alto valor comercial como materia prima para la gasolina y para las plantas químicas. Lo que usualmente llega a la línea de distribución para venta como gas natural es una mezcla de metano y etano con un porcentaje de propano. El metano representa el mayor porcentaje (95 a 98 por ciento).

El gas natural ha sido definido como una mezcla de gases de hidrocarburos e impurezas. Cada corriente de gas tiene su composición propia. Aun dos líneas de gas del mismo yacimiento pueden tener

composiciones diferentes. En la **Tabla 1** se dan ejemplos de corrientes típicas de gas para mostrar la variación de composición de producirse naturalmente.

Tabla 1

Typical Natural Gas Analysis

	Well No. 1		Well No. 2		Well No. 3	
Component	**Mol. %**	**GPM**	**Mol. %**	**GPM**	**Mol. %**	**GPM**
Methane	27.52	-	71.01	-	91.25	-
Ethane	16.34	4.36	13.09	3.50	3.61	0.96
Propane	29.18	8.02	7.91	2.18	1.37	0.38
i-Butane	5.37	1.76	1.68	0.55	0.31	0.10
n-Butane	17.18	5.41	2.09	0.66	0.44	0.14
i-Pentane	2.18	0.80	1.17	0.43	0.16	0.06
n-Pentane	1.72	0.62	1.22	0.44	0.17	0.06
Hexane	0.47	0.19	1.02	0.42	0.27	0.11
Heptanes & Heavier	0.04	0.02	0.81	0.37	2.42	1.12
Total	**100.00**	**21.16**	**100.00**	**8.55**	**100.00**	**2.93**

Note: Production from many wells may contain quantities of Carbon Dioxide, Hydrogen Sulfide and Nitrogen

La corriente de pozo 1 es típica de un gas asociado, es decir, gas producido con petróleo las corrientes de pozo 2 y 3 son típicas de baja y alta presión de tipo no asociado, hay una amplia variedad de composiciones natural, sino cada corriente de gas natural de un yacimiento de gas natural puede cambiar de composición a medida que el yacimiento se agote. El análisis del pozo debe realizarse periódicamente, ya que puede ser necesario cambiar el equipo utilizado para la producción, a fin de satisfacer la composición nueva del gas.

Un método conveniente de expresar la “riqueza” de un gas es expresándolo en galones por mil pies cúbicos estándar (G/MP^3 de gas). Este método permite comparación de las composiciones de gas con un solo

número, y se multiplicando el porcentaje de molécula-gramo cada componente por los factores que se muestran en la **Tabla 2**, basados en la presión base de 1bar (14.65 $lb_f/pulg^2$) manométricas y 15,6 ºC (60°F). Un gas "rico" de cabezal de pozo tiene un contenido en galones/mil $pies^3$ estándar de gas (gpm) de 9, mientras que un gas "pobre" de la costa fuera de los EUA, típicamente tiene un contenido de gpm de 0.8.

Tabla 2

GPM Factors for Natural Gas Liquids

Component	Multiplication Factor
Ethane	0.267
Propane	0.275
i-Butane	0.327
n-Butane	0.315
i- Pentane	0.366
n-Pentane	0.362
Hexanes	0.411
Heptanes	0.461

Note: Based on the Pressure Base of 14.65 PSIA and 60°F. These items must be adjusted for other pressure bases.

3.3. Acondicionado y procesamiento del Gas Natural

La industria del gas natural puede dividirse en cuatro subdivisiones principales:

- Perforación
- Acondicionado y procesamiento
- Producción
- Transporte

3.3.1. Acondicionado del Gas

El acondicionado del gas se refiere a los procesos requeridos para acondicionar el gas para hacerlo comercial, es decir, quitarle las impurezas, el agua, líquidos de hidrocarburos en exceso, control de la presión de entrega por medio de reguladores de presión, compresores, etc.

Usualmente las impurezas que se encuentran en el gas natural deben eliminarse porque causan dificultades en el manejo y procesamiento. Los componentes tales como el sulfuro de hidrógeno, dióxido de carbono, mercaptanos, vapor de agua, gases no combustibles (como el nitrógeno y helio), pentanos y los hidrocarburos más pesados generalmente se consideran impurezas ya que el gas natural procesado se quema usualmente como combustible y estos compuestos causan condiciones de combustión peligrosas para el consumidor.

El retiro del sulfuro de hidrógeno, el dióxido de carbono y el vapor de agua eliminan los problemas de toxicidad, corrosión y la formación de hidratos en los sistemas de distribución y transmisión. El valor comercial de algunas de estas impurezas puede hacer atractivo que el productor las separe y comercialice separadamente, de esa manera la operación del procesamiento del gas natural, se hace más económica.

Las plantas de procesamiento y acondicionado del gas son algo únicas por cuanto la materia prima debe alimentarse a la planta a la presión, caudal y composición a la que se produce, la demanda del gas residual usualmente determina el caudal que está limitado por la capacidad de producción del yacimiento y la composición, que varían ampliamente de un yacimiento a otro, por consiguiente la mayoría de las plantas se diseñan a medida; las plantas “estándar“ son raras, debido a las diferencias de composición, especificaciones del cliente o a los cambios realizados para mejorar la tecnología.

3.3.2. Procesamiento del Gas

Las plantas de procesamiento del gas usualmente se diseñan para retirar ciertos productos valiosos además de aquellos necesarios para comercial el gas; es decir la gasolina natural, butano, propano, etano y en algunos casos hasta el metano. Para ello, los procesos de la planta incluyen muchas funciones realizadas ordinariamente por el equipo de acondicionar el gas tales como la deshidratación y retirar el sulfuro de hidrogeno.

Usualmente las plantas proporcionan equipos de fraccionamiento para separar los hidrocarburos líquidos recuperados en productos puros o mezclas especificadas. Cuando se separa el sulfuro de hidrogeno del gas, una planta puede incluir instalador para recuperar el azufre en la condición original de esta impureza.

La decisión de si va a instalarse o no una planta, a menudo es influenciada grandemente por la cantidad de acondicionamiento que necesite el gas. Ya que un sistema de transmisión de gas no puede tolerar los líquidos de hidrocarburos condensables es obligatorio que se retiren estos productos del gas, antes de que entre a la línea de distribución.

Una planta puede retirar más eficientemente estos líquidos y recuperar una mayor cantidad de ellos de lo que es posible con una instalación de separación más pequeña, el aumento de producción de líquido puede justificar económicamente la instalación de la planta de procesamiento de gas, resultando así en una renta económica substancialmente mayor de la que sería del acondicionado simple de gas con las instalaciones de campo usuales.

Para un yacimiento retrogrado el propósito de la operación es recuperar la máxima cantidad de líquidos mientras se mantiene la presión del yacimiento.

Las plantas pueden justificarse simplemente por la recuperación de ciertos componentes de hidrocarburos aun si estos componentes signifiquen una parte muy pequeña de la corriente de gas. Por ejemplo, puede instalarse una planta para procesamiento de gas de un sistema de transmisión para la recuperación de un porcentaje muy pequeño de propano - etano. El caudal de gas de una línea de transmisión usualmente es grande, entonces la cantidad de etano o propano líquido recuperados pueden ser substanciales. En tal caso los volúmenes grandes son esenciales para que proyecto sea económico.

El tamaño de la planta es regido por muchos factores. Las plantas pequeñas de 2 a 10 MMP^3/ día pueden ser rentables cuando procesan gas bastante rico de un yacimiento de petróleo, o el gas del yacimiento de gas contiene condensado rico. Las plantas de este tamaño a menudo son semiportátiles y pueden operar en gran parte sin contar con operadores. Como se indicó, donde las recuperaciones son pequeñas, deben procesarse volúmenes grandes de gas. Estas plantas pueden manejar varios cientos de millones de pies cúbicos por día.

3.3.3. Productos de la Planta de Gas

Los productos de la planta que normalmente se consideran, son aquellos componentes recuperados de la corriente de gas natural que tienen valor además del gas residual mismo. El tipo de operación determina el producto a recuperarse.

Las plantas de procesamiento de gas del cabezal del pozo, pueden producir etano, propano, butano, pentanos y gasolina natural. Las plantas fraccionadoras pueden producir propano y butano. Los pentanos e hidrocarburos más pesados proporcionan una fuente de materia prima de mezclas para la producción de gasolina.

Con el crecimiento del mercado mundial para los líquidos de gas natural (LGN), se han desarrollado procesos adicionales para maximizar la recuperación de las fracciones de propano, butanos, pentanos y C_{6+} que constituyen el LGN. Estos componentes son valiosos para la industria petroquímica de materias primas. El azufre, por tanto, se puede producir en plantas que manejen gas que contenga sulfuro de hidrógeno.

La cantidad y clases de productos producidos por una planta dependerán de la composición del yacimiento y de las especificaciones contractuales del gas residual entregado al consumidor. Así, la producción de etano y propano puede estar limitada a fin de mantener el contenido calorífico del gas residual. En algunas plantas, el gas residual es licuado para el transporte, donde no se dispone o no son posibles productos. Esto se conoce como gas natural licuado (GNL). El proceso de producción requiere operaciones a intervalos temperaturas criogénicas muy bajas (aprox. -260°F).

3.3.4. Procesos de recuperación de hidrocarburos

La recuperación de hidrocarburos líquidos de gas natural en una planta se logra cambiando las condiciones del gas, de manera que se alcancen distintos equilibrios de fases (líquido – vapor) provocando la separación de los componentes. Algunos componentes se condensan y otros se mantienen en fase vapor en el intento de alcanzar un equilibrio nuevo.

El primer método de recuperación de hidrocarburos líquidos del gas natural fue por compresión y enfriamiento. Al comprimir el gas natural a presiones más altas y enfriarlo a casi la temperatura ambiente, ciertos hidrocarburos líquidos se forman y pueden ser separados de la corriente del gas. Esta recuperación puede predecirse usando las constantes de equilibrio de vaporización y el análisis del gas natural.

3.3.4.1. Compresión y enfriamiento

El proceso de compresión y enfriamiento es en gran medida el método más simple. Originalmente este método estaba limitado al enfriamiento por el aire ambiental o por el uso de agua de enfriamiento. Una evolución lógica del método de compresión y enfriamiento fue el uso de refrigeración para reducir todavía más la temperatura de la corriente del gas y recuperar más producto. Los sistemas de recuperación mecánica, usando amoníaco o propano como refrigerante fueron los primeros tipos de refrigeración utilizados.

Los primeros intentos encontraron varios problemas asociados con la formación de hidratos. Ocurría congelación en el enfriador del gas y en el separador aguas abajo del enfriador. La inyección de metanol o una solución de glicol en la corriente de gas ayudaron a solucionar este problema. En algunos casos había problemas con la parafina por la formación de sólidos en el enfriador.

En el trabajo normal de la planta, los separadores de baja temperatura usualmente operan en un intervalo de -29ºC a -7ºC (-20° F a 20° F). Los sistemas de refrigeración incluyen el uso de freón, absorción de amoníaco, o propano. Cada sistema existe para el mismo propósito, que es, enfriar la corriente del gas a una temperatura que hará que los hidrocarburos licuables se condensen.

3.3.4.2. Absorción

El sistema de absorción de recuperación de hidrocarburos emplea el principio de introducir un material diferente en contacto con la corriente del gas. La absorción de aceite, que tiene un peso molecular e intervalo de destilación particular, se hace fluir contra la corriente al gas húmedo en una torre de absorción llena de bandejas. Los componentes más pesados del gas alimentado se condensan y fluyen al fondo de la torre con el aceite de absorción. El gas residual seco fluye fuera del tope de la torre.

El aceite de absorción rico se calienta en una columna de destilación, donde las fracciones del líquido recuperado del gas se destilan del aceite de absorción. El aceite pobre se devuelve a la torre de absorción. Los líquidos recuperados luego se fraccionan en los productos deseados: propano, butano, gasolina natural, etc.

Aplicando refrigeración tanto al aceite de absorción como al gas alimentado, pueden obtenerse recuperaciones de 40 a 60 por ciento de etano y de 100 por ciento de propano y productos más pesados.

3.3.4.3. Expansión criogénica

El desarrollo más reciente en las plantas de alta recuperación y bajas temperaturas, es la planta criogénica que utiliza el turboexpansor.

En esta planta, el gas se expande a través de una turbina de donde sale a temperatura en el intervalo entre -107ºC a -118ºC (-160° a -180° F). A estas bajas temperaturas, la mayoría de los gases, excepto el metano, se condensan. Los líquidos luego se fraccionan para recuperar los productos deseados.

3.4. LA TECNOLOGÍA DE LA PLANTA DEL EXPANSOR CRIOGÉNICO.

3.4.1. Antecedentes

El desarrollo de las plantas de aceite de absorción refrigerada proporcionó la habilidad de recuperar el etano que fue absorbido incidentalmente. El mercado para el etano aumentó al aumentar el mercado de los plásticos.

Un sistema de tubería de "productos" se desarrolló en los EUA para traer LGN desmetanizado a plantas de fraccionamiento central grandes, donde podía separarse el etano y transportarse por tubería a las plantas de producción de etileno. El etano entregado de esta manera suplemento y suplantó al propano que estaba siendo craqueado para producir etileno.

Ya que los mercados de plástico y etano aumentaron más rápidamente que el suministro de etano, unas pocas plantas de aceite de absorción refrigerada se construyeron en base a la economía de recuperar etano adicional. Pero la economía era marginal, debido al aumento del capital y costos de operación de estas plantas. El aumento en la circulación de aceite requerido resultó en caudales de equipos grandes en toda la planta con el resultado de los aumentos en servicios y otros costos de operación.

Mientras tanto, la primera planta de expansor se construyó para recuperar "propano-plus" del gas natural en base a la "caída de presión libre", en una aplicación donde el gas de admisión estaba siendo entregado a 41 bar mano. (600 psig) y se requería sólo a 14 bar mano. (200 psig) para fines de combustible. La opinión era que los expansores eran aplicables solamente cuando estaba disponible la caída de presión libre.

El éxito de esta operación llevó al concepto de recuperar etano por refrigeración profunda obtenible económicamente por el proceso del expansor. Los estudios técnicos adicionales mejoraron suficientemente el diseño de modo que las recuperaciones de etano se pudieron obtener económicamente, aun cuando se requería y se incluía el gasto de la recompresión para devolver el gas procesado a la presión de admisión. En dos años, la gran mayoría de las plantas de recuperación de etano que se estaban construyendo fueron del tipo de turboexpansor criogénico. El diseño de recuperación de etano había aumentado a un nivel que había alcanzado la recuperación superior al 90 por ciento de etano en el gas de admisión. Con raras excepciones, usualmente debido a los problemas de transporte con los productos, todas las plantas de recuperación de LGN que se construyen en los EUA desde 1973, han sido del tipo expansor.

3.4.2. Las ventajas de la tecnología del Turboexpansor

Los atributos principales de la planta de tipo expansor sobre los procesos alternativos incluyen:

- **La simplicidad mecánica:** el número de elementos del equipo rotatorio disminuye substancialmente.
- **La simplicidad del proceso**: el número de recipientes e instrumentos se reduce a cerca de un tercio.
- **La disminución del mantenimiento**: la simplicidad mecánica mejorada disminuye el mantenimiento.
- **La disminución de los servicios**: Aunque pueda no resultar en la disminución substancial de los requerimientos de consumo de combustible, el requerimiento de potencia eléctrica se reduce en alrededor de un tercio.
- **La seguridad:** una disminución significativa en la cantidad de líquido presente en el equipo de proceso y los elementos reducidos del equipo resultan en una instalación más segura.

- **Trabajo**: los factores de simplicidad mencionados arriba resultan en la disminución de los requerimientos de trabajos de mantenimiento operación.

Aun los cambios drásticos en los regímenes de flujo del gas de admisión y las presiones se pueden instrumentar para permitir la operación automática.

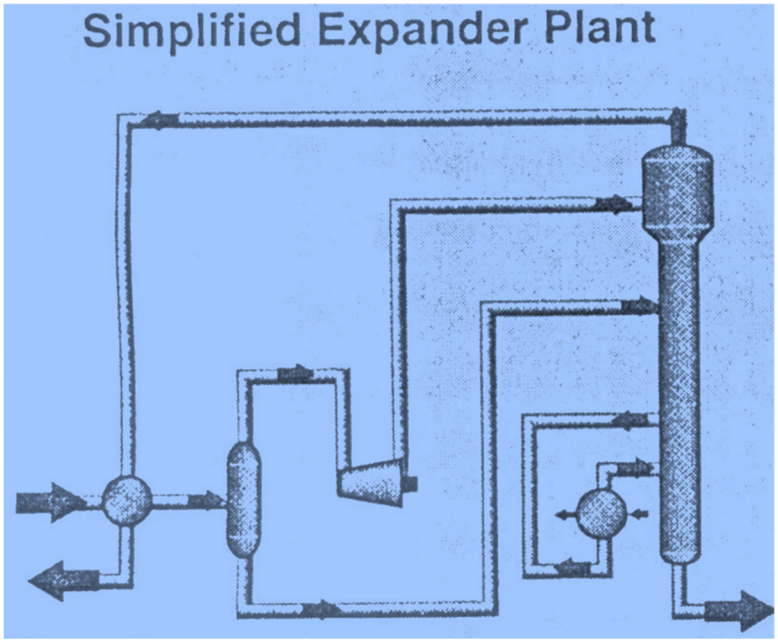
Considerando estos atributos, el proceso de absorción refrigerada se ha vuelto obsoleto para la recuperación alta de propano y etano, y raramente recibe consideración. Un número de estas plantas de absorción en los EUA han sido reemplazadas con plantas criogénicas del tipo expansor en base a la economía de una mayor recuperación de etano y costos de operación más bajos.

3.4.3. Aplicaciones de la Tecnología del Turboexpansor Criogénico

La planta consigue la expansión del gas sacando trabajo del gas por medio del expansor. Esto disminuye la temperatura y presión licuándose algunos componentes en el gas.

La **Figura 1** ilustra una planta de expansor.

Figura 1



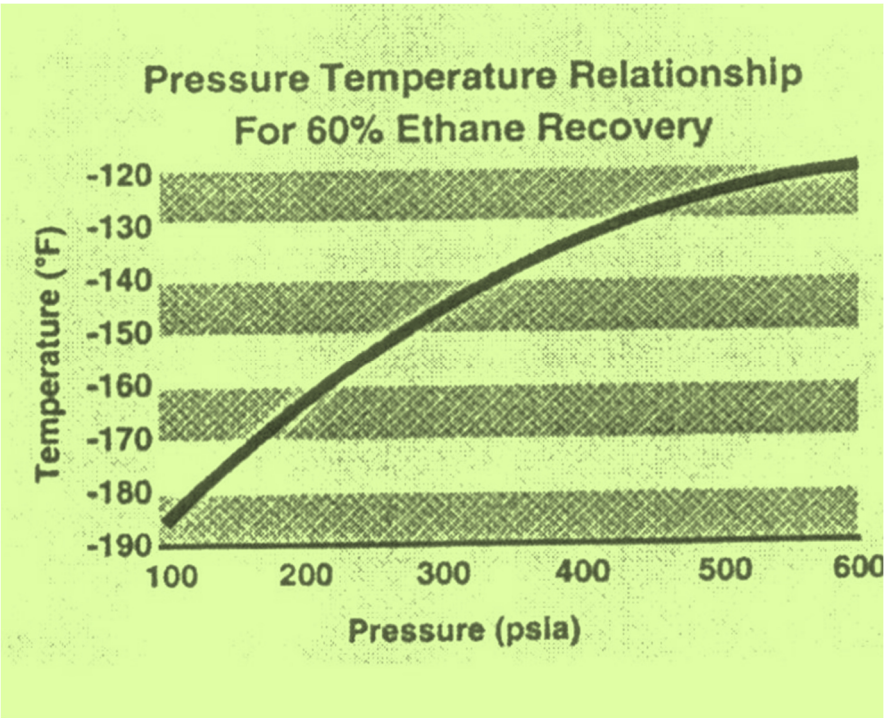
El turboexpansor es simplemente una turbina eficiente funcionando como una turbina a vapor, con el objetivo primario es reducir la temperatura antes de obtener potencia. La potencia producida es un subproducto valioso y frecuentemente se usa para comprimir el gas después de que haya sido expandido. Esta recuperación de potencia puede tomar la forma de generación de potencia eléctrica o como el motor en accionar otros tipos de maquinarias.

La criogénesis es una rama de la ciencia que trata de la producción y efectos de las temperaturas muy bajas. Para los científicos, el intervalo de temperatura criogénica usualmente se considera que es el inferior a -101ºC (-150°F), sin embargo, la industria de procesamiento de gas, normalmente considera que las temperaturas criogénicas son inferiores a -46ºC (– 50°F) esta es aproximadamente la temperatura mínima de un sistema de refrigeración de propano.

El procesamiento criogénico requiere la combinación adecuada de presión y temperatura para lograr la recuperación deseada del producto. La

Figura 2 muestra la combinación apropiada de presión y temperatura para la recuperación del 60 por ciento de etano de un gas natural pobre de la costa del golfo. Se requieren temperaturas muy bajas, y las técnicas de proceso involucran técnicas especiales.

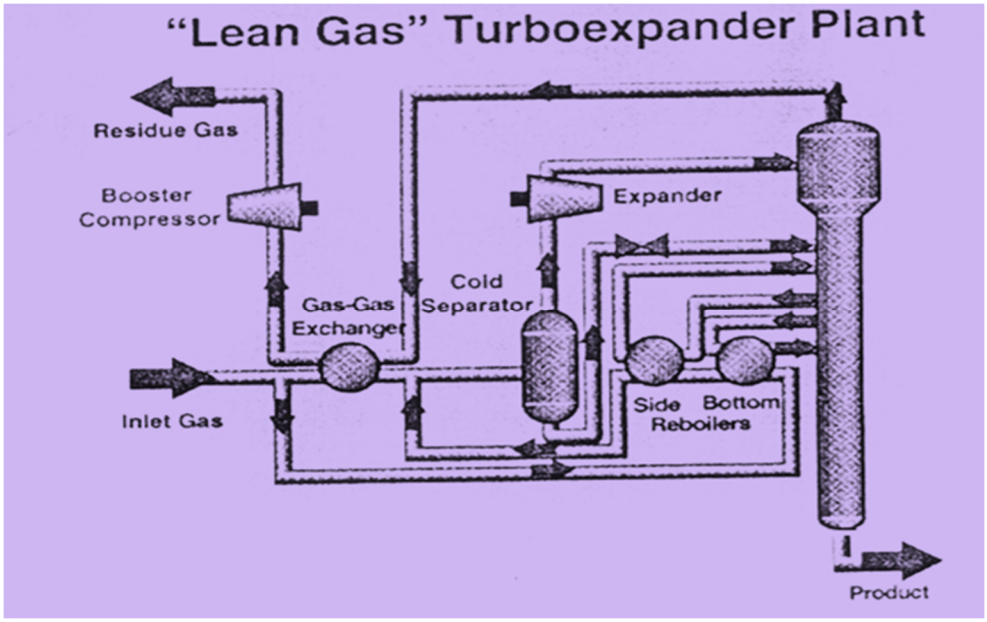
Figura 2



3.4.4. Proceso de gas pobre

La Figura 3 ilustra el flujo para un "gas pobre" (0.8 a 3.5 gpm) tipo proceso expansor. El gas de admisión se prepara primero para el procesamiento retirándole el agua y otros contaminantes para evitar problemas aguas abajo. El enfriamiento del gas de admisión se logra usando gas residual frío del tope de la desmetanizadora para enfriar el Inlet Gas en el Gas-Gas Exchanger. El líquido condensado se separa en el Cold Separator. Los vapores ingresan al Expander, expandiéndose en la columna desmetanizadora. Una parte del Inlet Gas se emplea para mantener la temperatura de fondos, calentando el Reboiler.

Figura 3

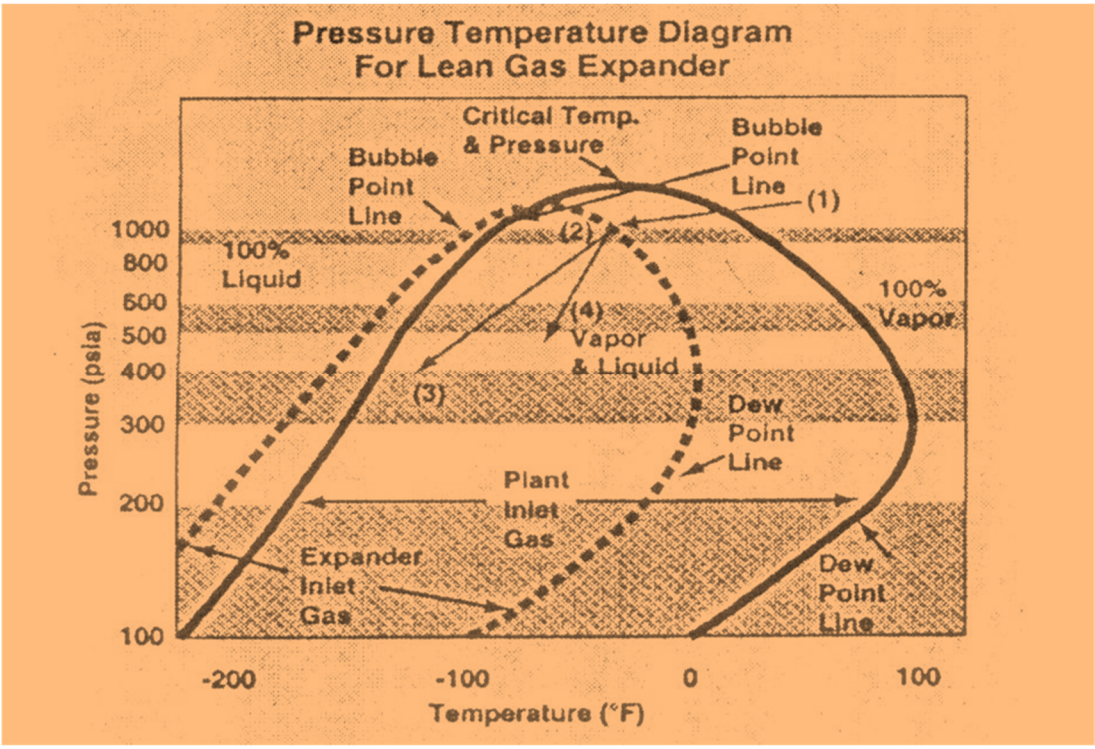


El Reboiler lateral del desmetanizador cumple dos funciones: (1) asiste al enfriamiento del gas de admisión, y (2) agrega parte del calor necesario para desmetanizar propiamente el producto de la planta.

El gas residual frío del tope del desmetanizador se usa primero para enfriar el gas de admisión. El gas residual luego se comprime por el compresor-expansor que es accionado por el expansor.

La **Figura 4** representa el diagrama de temperatura-presión para este proceso del expansor. La línea sólida representa el gas de admisión de la planta. La línea sólida, a la derecha, es la línea del punto de rocío. A una presión fija, y si la temperatura del gas está a la derecha de esta línea del punto de rocío, el gas es 100 por ciento vapor. Si el gas se enfría, el líquido empieza a condensarse cuando la temperatura alcanza la línea del punto de roclo. A medida que continúa el enfriamiento, más líquido se condensa hasta que se alcance el punto de burbuja -la línea sólida a la izquierda. En este punto, todo el gas está líquido. El enfriamiento adicional resulta en líquido más frío.

Figura 4



El punto 1 en la **Figura 4** representa el gas de admisión antes del enfriamiento. A medida que el gas se enfría por los intercambiadores de gas/gas y rehervidores de desmetanizador, la temperatura se mueve sobre la línea de puntos al punto 2. En el punto 2 el gas entra al separador de admisión del expansor donde el líquido condensado se separa del vapor.

Este vapor, ahora tiene su propio diagrama de temperatura-presión, como se representa por la curva de línea de puntos. En la admisión del expansor, el gas está en su línea del punto de roclo.

A medida que el gas fluya a través del expansor, el recorrido de temperatura-presión se muestra por la línea de puntos 2 al punto 3. El punto 3 representa la salida del expansor. La importancia de usar el expansor como un accionador para un compresor se puede ver en la Figura 4.

Si el gas ha sido recién expandido sin realizar ningún trabajo accionador, el recorrido de expansión sería de punto 2 al punto 4 (expansión de Joule-Thompson). Tanto la presión de salida como la temperatura serían más altas, resultando en disminución de la recuperación del producto. La presión de salida es superior porque el compresor-expansor no está disponible para compresión. Los problemas principales encontrados con el proceso expansor son: (1) preparación del gas, (2) la desmetanización del producto, y (3) la condensación de metano.

El gas debe prepararse adecuadamente en el procesamiento. Usualmente el problema más difícil es remover el agua. Un analizador de humedad puede utilizarse para monitorear el contenido de agua del gas que entra al intercambia calor y equipos relacionados. También es necesaria la vigilancia de la caída de presión de admisión a través de varios intercambiadores de calor. Un aumento en la caída de presión de gas admisión indica atasco en la línea del gas de admisión debido al congelamiento o alguna materia extraña, tal como partículas desecadores de la unidad de deshidratación.

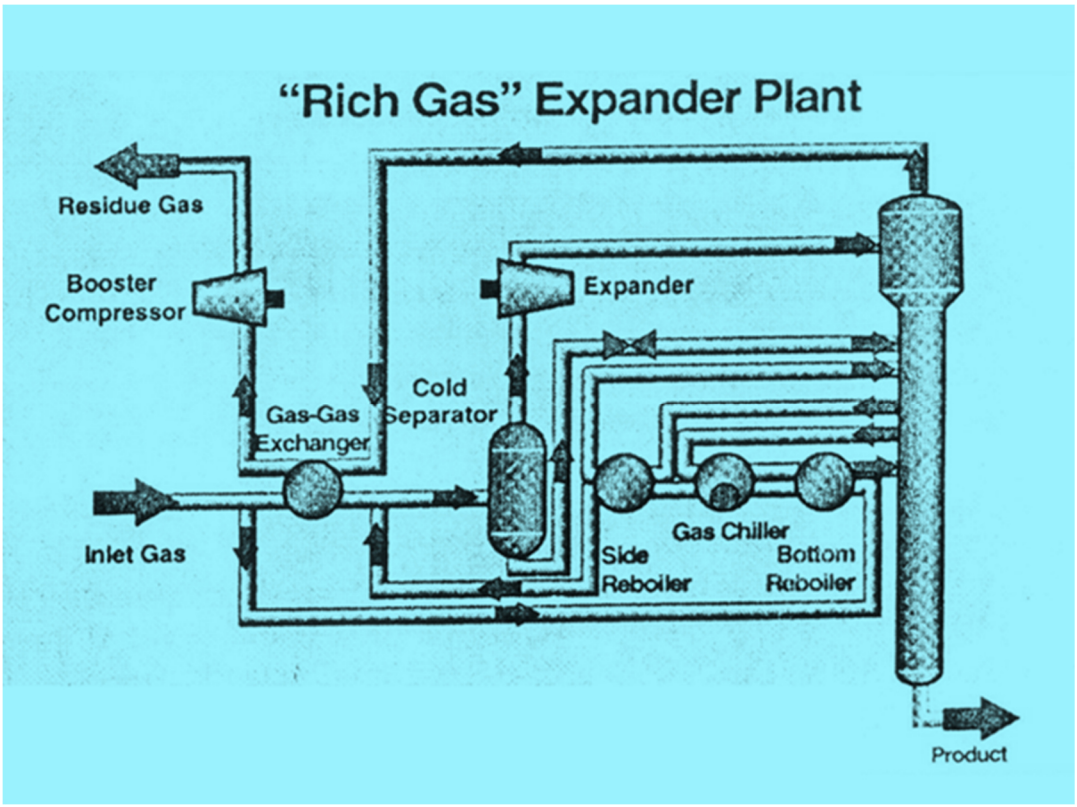
La desmetanización apropiada del producto depende principalmente de la temperatura fondo del desmetanizador. La temperatura fondo correcta depende de la recuperación del producto y de la presión del desmetanizador. Una recuperación baja de etano requiere una temperatura del fondo más alta.

La temperatura más importante para la alta recuperación del producto es la temperatura del vapor del expansor. Una temperatura inferior del expansor aumenta la recuperación del producto. Mientras el proceso expansor condensa el producto a ser recuperado (etano, propano, butanos y gasolina natural), también condensa una cantidad de metano, La excesiva condensación de metano puede sobrecargar el desmetanizador. Una temperatura inferior del expansor aumenta la condensación de metano.

Por consiguiente, la temperatura del vapor al expansor debe ser tan baja como sea posible sin sobre cargar el desmetanizador durante el proceso de gas rico.

La **Figura 5** ilustra un proceso simplificado diseñado para la alta recuperación de etano de una planta de gas rico (3.5 G/MP^3 std.) de admisión. Es impráctico recuperar esta cantidad de producto sin la ayuda de refrigeración mecánica; por consiguiente, un enfriador se inserta en el proceso. Esta transferencia de calor es equivalente a caballos de fuerza adicionales de expansor y seria práctico conseguir con un expansor sencillo aumentando las relaciones adicionales de comprensión de gas. De otro modo, el proceso es similar a aquél para el gas pobre.

Figura 5

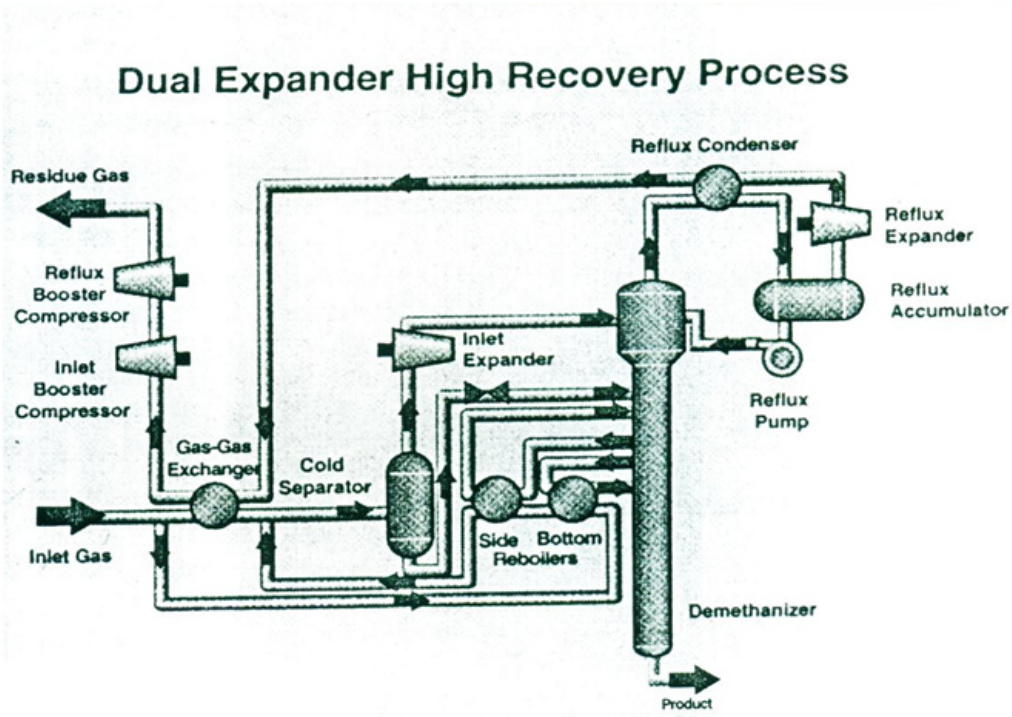


3.4.5. Proceso de gas rico

La **Figura 6** ilustra un proceso para una aplicación en la que se desea una alta recuperación (90%+) de etano. Para lograr este nivel de recuperación se requiere una sección de rectificación en el desmetanizador. Haciendo el reflujo a -96ºC (-140°F), con refrigeración mecánica de cascada es costosa, pero es relativamente económico usando un expansor.

El desmetanizador se opera a una presión intermedia. La refrigeración para el condensador de reflujo se obtiene por expansión del gas de evaporación del desmetanizador para reducir la temperatura de -96ºC a -118ºC (-140°F a -180°F).

Figura 6



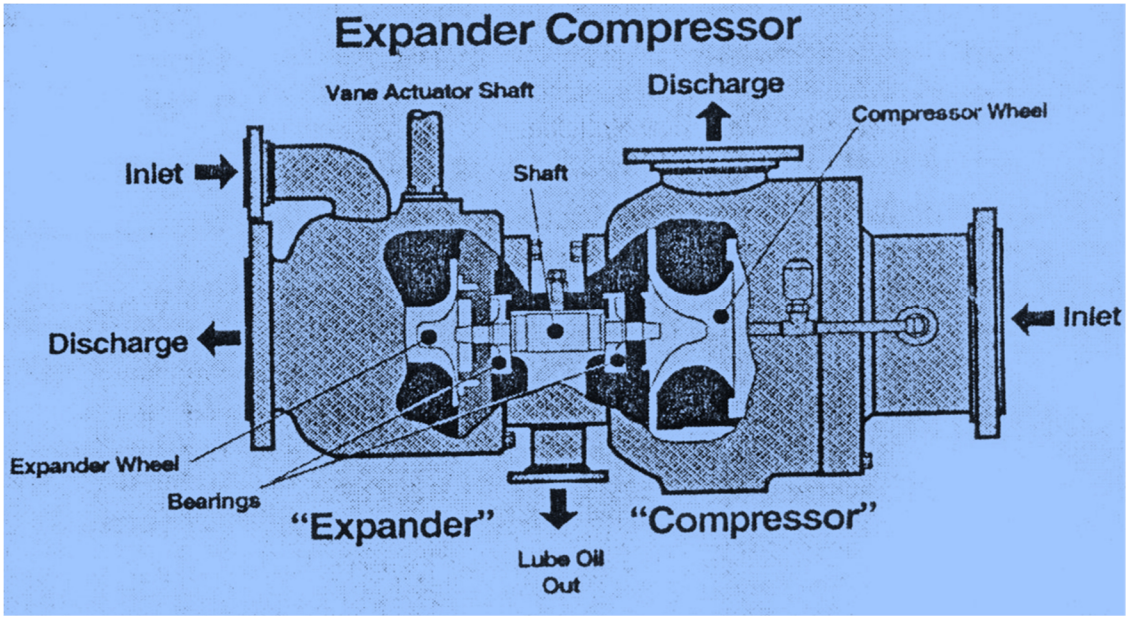
El gas frío entonces pasa a través del costado del cilindro del condensador de reflujo, y al calentarse licúa el reflujo requerido. Los dos expansores en el proceso accionan los compresores reforzadores en serie re comprimiendo parcialmente el gas de suministro al usuario.

3.4.6. Consideraciones de diseño del turboexpansor

Los turboexpansores han sido usados por muchos años en plantas de procesamiento criogénico, principalmente para proveer refrigeración de baja temperatura. Sus eficiencias afectan la cantidad de refrigeración producida.

En plantas de procesamiento de gas, la cantidad de producto depende usualmente de la refrigeración disponible, entonces hay una gran demanda en eficiencia y confiabilidad. Estos expansores son del orden de 75 kW a 7,5 MW (100 a 10,000 HP) y usualmente están diseñados con un compresor de proceso accionado directamente por el expansor (Figura 7). El gas se expande desde 1,100 hasta 400 a 200 $lb_f/pulg^2$. Esto resulta en una relación de expansión de 3:1 ó 4:1, una expansión muy adecuada para alta eficiencia.

Figura 7



Un turboexpansor genera la refrigeración de baja temperatura usada industrialmente para la separación del gas y licuefacción por el mecanismo de expansión de entropía constante, junto con la producción de potencia.

La potencia viene de la disminución en la entalpia de la corriente misma. Un turboexpansor es una turbina de alta eficiencia con numerosas características especiales que la hacen conveniente usar y resulta confiable para flujos volumétricos pequeños a temperatura baja que usualmente se encuentra en estas aplicaciones. La eficiencia relativa del turboexpansor es competitiva contra los sistemas de compresor mecánico a temperaturas inferiores a unos -59ºC (-75° F). Un BTU substraído por refrigeración, que es lo opuesto a calentar, a bajas temperaturas es siete veces más valioso en términos de trabajo requerido que un BTU de calor agregado en la mayoría de los procesos de petróleo. Por esta razón, los procesos de refrigeración deben aislarse más cuidadosamente para impedir las ganancias de calor indeseado.

El turboexpansor debe estar localizado en el sistema, en la posición de más baja temperatura posible, en vista de la relación de temperatura-eficiencia que se muestra en la **Tabla 3.**

Tabla 3

Refrigeration Power Requirements As A Function of Temperature

Refrigerant Temperature Level °F	Minimum Theoretical Power KWH/MMBTU	Approximate Carnot Efficiency %	Actual Power Requirements KWH/MMBTU
-30	30	50	60
-20	67	45	150
-50	93	40	230
-150	218	38	570
-260	498	35	1,420
-330	922	30	3,100

Las primeras unidades eran pequeñas, y los problemas mecánicos principales estaban relacionados con la miniaturización y la falta de disponibilidad de buenos cojinetes para las altas velocidades. Los rotores eran sólo de unas pocas pulgadas de diámetro, y las velocidades estaban en el intervalo de 20,000 a 50,000 rpm. La más alta eficiencia, menor mantenimiento y tamaño reducido fueron los beneficios esperados además de los obtenibles de los expansores alternativos.

En un compresor expansor típico (**Figura 7**), el eje tiene instalado dos cojinetes lisos y dos cojinetes de empuje opuestos. Se usa gas de sello, fluyendo a través de los sellos de laberinto contra la presión de aceite lubricante presurizado que es igualado a la presión de succión del compresor.

La carcasa del expansor y las toberas son de acero inoxidable mientras que la carcasa del compresor es de acero al carbono. Ambas ruedas usualmente son de aleación de aluminio.

El gas que entra al expansor se dirige al impulsor por medio de toberas ajustables. Cerca de la mitad la caída de presión está diseñada a través de las toberas, impartiendo energía cinética al gas que es convertida en potencia en el árbol por el impulsor. Las velocidades de rotación pueden ser de 50,000 rpm para máquinas moderadamente pequeñas (112 kW/150 HP) a 22,000 rpm para unidades más grandes (1,5 MW/2,000 HP).

La potencia del expansor puede usarse para accionar cualquiera de los dispositivos varios, incluyendo generadores, compresores refrigerante; ventiladores de gran desplazamiento.

La ventaja de comprimir el gas residual va más allá del ahorro de caballos de fuerza de compresión del gas. La simplificación del proceso logra que una disminución en el volumen del gas de admisión al expansor

(usualmente más allá del control del operador de la planta) resulta en menos gas disponible para expansión y causa un cambio proporcional en la cantidad de gas a ser comprimido. Esto equilibra la potencia disponible del expansor con la potencia del compresor requerido El resultado es una velocidad del expansor razonablemente constante y eficiente.

3.4.7. Métodos de absorción de potencia

Los turboexpansores usados en los procesos de refrigeración desarrollan potencia que debe ser absorbida. El método de absorción de esta potencia es por medio de un compresor centrifugo de una etapa o de dos etapas, montado directamente en el árbol del expansor.

En un proceso criogénico hay casi siempre un lugar donde se puede introducir esta energía de comprensión Al planificar el sistema, el control del turboexpansor y la absorción de la potencia de la turbina debe ser considerada. El control de la potencia del turboexpansor se consigue por un compresor en el que el flujo de masa sea proporcional al flujo del turboexpansor.

Con este arreglo, normalmente no se requiere control de velocidad, porque la velocidad se autoajusta dentro de un intervalo razonable debido al equilibrio de potencia entre el compresor y expansor, su utilización a menudo simplifica el sistema de sello y hace posible la utilización de un sistema de lubricación totalmente cerrado, presurizado a la presión de succión del compresor. Si un compresor no fuera aplicable y la potencia fuera de algún valor, un engranaje reductor de velocidad y generador eléctrico u otro dispositivo de absorber potencia puede ser adaptado. Este arreglo usualmente consiste de un turboexpansor de alta velocidad, un engranaje de alta velocidad, acoplamientos y un generador.

3.4.8. Selección del turboexpansor

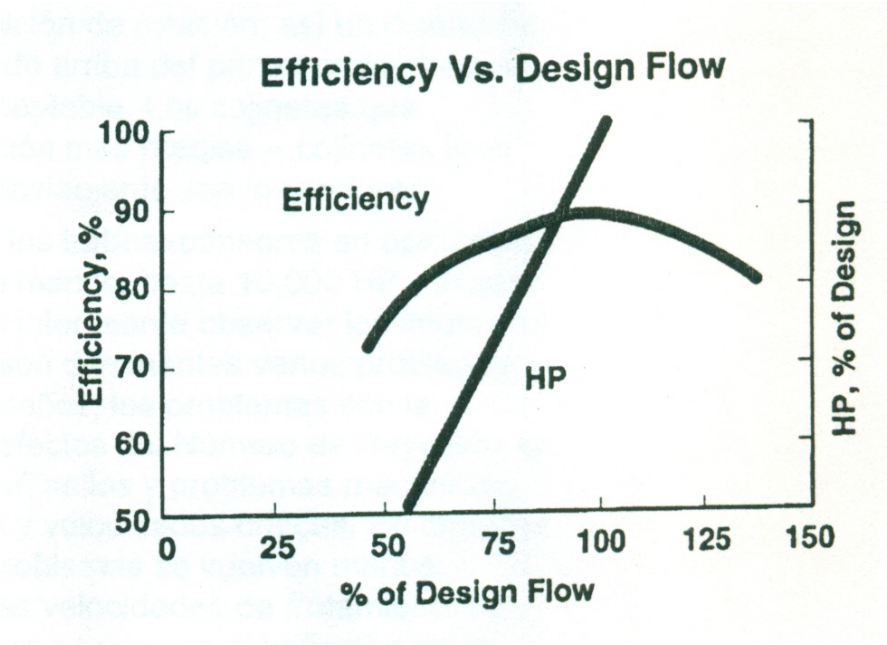
El turboexpansor usado en una aplicación de procesamiento de gas criogénico es una turbina especial que debe diseñarse para que cumpla con los requerimientos siguientes:

- Manejar flujo variable mientras mantenga alta eficiencia.
- Tolerar condensación de la corriente de gas.
- Poseer resistencia superior de cojinetes para evitar daños si el rotor se desequilibrara por los depósitos de hielo o se daña por erosión .
- Mantener alta eficiencia mientras opera a las velocidades altas requeridas.
- Ofrecer confiabilidad máxima.
- Tener sellos positivos de árbol u otros sellos especiales.
- Estar disponible en una amplia gama de tamaños.

Un turboexpansor de alta calidad tiene toberas de control de flujo variable capaces de soportar la presión total y actuar como el control de flujo para la corriente de gas principal a través de la planta. El conjunto de tobera variable rodea el rotor. Las paletas de las toberas pueden inclinarse para variar la luz entre ellas de modo que se varía el área de flujo disponible en las toberas que inyectan el gas en el rotor. Esto es efectivo en controlar el flujo en un turboexpansor sobre una gama amplia, aún sobre el flujo de diseño.

Las pérdidas fijas en el turboexpansor reducen rápidamente la eficiencia total a flujos bajos porque estas pérdidas se deben prorratear contra un flujo más bajo. La tobera variable debe equipararse con un rotor para dar alta eficiencia sobre una amplia gama de flujos, usualmente de 65 a 110 por ciento del diseño (**Figura 8**).

Figura 8



Al utilizar los turboexpansores para las corrientes que se condensan ocurren desarrollos interesantes. Las paletas en el rotor expansor están formadas de modo que las fuerzas que actúen en las gotitas de niebla suspendida o partículas de polvo sean paralelas en cada punto a las paredes de la paleta. Las partículas de niebla suspendida no se desplazan hacia las paredes, se recogen o interfieren con el rendimiento o erosionan las paletas.

Muchos expansores, en un momento u otro, encuentran polvo o partículas sólidas en la corriente de gas que eventualmente erosionan las partes de la unidad. Este problema se resuelve haciendo las partes pesadas y tenaces, empleando buenos tamices de admisión.

En la mayoría de las aplicaciones, el turboexpansor se arranca y opera por un rato a velocidad reducida por varias razones (tal como enfriamiento de la planta o poner otras unidades e operación) de modo que puede que no alcance plena velocidad por algún tiempo. Si el turboexpansor

fuera capaz de operar a varias velocidades, no puede ser de diseño de árbol flexible sino debe ser de diseño de árbol rígido para evitar la velocidad crítica. Esto también se aplica a los cojinetes que se usen.

Los cojinetes no deben ser de un diseño en que película de aceite sea crítica dentro de la velocidad operacional. Deben diseñarse para soportar cargas pesadas creadas por el desequilibrio que es causado por la congelación o erosión. Dichos cojinetes de servicio pesado deben tener la cualidad adicional evitar la resonancia de la película de aceite arriba mencionada. Estos cojinetes requieren que el árbol de diámetro grande, en conjunto con los cojinetes rígidos, mantenga excelente alineación del sello.

Un posible problema es la resonancia del rotor. Los rotores presentan vibración a altas frecuencias del orden de varios miles de ciclos por segundo. Estas frecuencias son muchas veces la velocidad de funcionamiento. El peligro es que la vibración pueda ser el producto de la velocidad de funcionamiento del número de toberas o número de paletas de turbina. Si es así, se agrietará cualquier clase de rotor y eso debe evitarse.

Respecto a los cojinetes, manteniendo una presión de expansor del orden de 7 bar (100 $lb_f/pulg^{2)}$, las cargas de empuje usualmente están dentro de las capacidades de los cojinetes de empuje. A mayores presiones, es esencial que se tomen medidas para equilibrar cuidadosamente las cargas de empuje una contra otra. Aunque estén equilibradas correctamente, la erosión ocasional de un sello o de las condiciones de operación fuera del diseño pueden causar que la carga de empuje cambie y exceda la capacidad portante de carga.

A presiones de admisión del expansor, superiores a unos pocos cientos de libras/pulgada^2, el equilibrio de empuje no es suficientemente preciso para permitir que la carga de empuje neta esté dentro de la capacidad portante de empuje, aun en condiciones de diseño. Este

problema ha sido resuelto por un medidor de fuerza en cada cojinete de empuje y en algunos casos una válvula de control de empuje que controla la presión de empuje detrás del tambor de empuje. Debido a características como éstas la confiabilidad de los turboexpansores es excepcionalmente buena. La operación durante varios años sin reparación es muy común.

Virtualmente todos los sellos de turboexpansores son de ajuste apretado, tipo de laberinto ya que las de frotamiento son demasiado altas para el de sellos de cara de frotamiento. Con sellos de ajuste apretado, es importante que el árbol se mantenga en su posición de rotación; así un diseño de árbol flexible operando arriba del primer crítico lateral usualmente no es aceptable. Los cojinetes que mantienen la alineación más precisa - cojinetes lisos de luz más precisa obviamente son los mejores.

Corrientemente los turboexpansores en operación varían desde 746 W (1 HP) o menos, hasta 7,5 MW (10,000 HP). En esta enorme variedad, es interesante observar los intervalos de tamaños en que son dominantes varios problemas. En los tamaños pequeños, los problemas son la miniaturización, los efectos del Número de Reynolds, la transferencia de calor, sellos y problemas mecánicos, tales como cojinetes y velocidades críticas. En tamaños intermedios, estos problemas se vuelven menos significativos, pero las velocidades de frotamiento de cojinetes y vibraciones se vuelven significativamente más importantes.

Las vibraciones son más difíciles en el intervalo intermedio debido a que los miembros estructurales son relativamente menos masivos y las velocidades son suficientemente altas para igualar a las frecuencias naturales resultantes en algunos casos. Es esencial realizar pruebas a fondo de los rotores. En los tamaños intermedios y más grandes, el problema del cojinete de empuje requiere más atención, pero ha sido resuelto con la implementación del medidor de la fuerza de empuje y el ajuste de la fuerza de empuje.

El turboexpansor es una parte pequeña de la inversión en una planta criogénica; sin embargo, su rendimiento en términos de eficiencia y confiabilidad son importantes al éxito y rentabilidad del proceso.

El diseño, arranque y funcionamiento de cada instalación debe evitar cuidadosamente exponer el turboexpansor a condiciones de operación severas, para mantener el rendimiento del proceso.

4.- LA PLANTA DE PROCESAMIENTO DE GAS NATURAL

La descripción hace referencia a los diferentes equipos que constituyen el sistema, los parámetros de operación, los problemas operativos y las soluciones respectivas. Revisar Apéndice 11.4.

4.1. Gas de pozos

4.1.1. Características:

El gas se encuentra atrapado en rocas porosas del yacimiento a unos 8000 pies de profundidad. Está constituido por Metano (82%), Etano (7%), Nitrógeno (3%), CO_2 (3%) y el resto C_{3+} (4%). El agua de formación está presente en una proporción de 2 bbl/ mmscf de gas.

La presión en el cabezal es 172 bar (2500 psi). La temperatura es 82ºC (180 ºF).

Pozos:

Físicamente un pozo está constituido por una tubería que comunica el yacimiento con superficie. En superficie la tubería está conectada a un conjunto de válvulas (Figura 1), denominado cabezal, que permite bloquear la producción durante las intervenciones de mantenimiento anual. La válvula de estrangulamiento (choke valve) permite controlar el flujo de gas del cabezal a la planta de procesamiento.

Los pozos son productores cuando transportan el gas del yacimiento hacia la planta, y son reinyectores cuando se les emplea para disponer el exceso de gas producido en planta.

Parámetros de operación:

El parámetro que se controla en el cabezal es el flujo de gas.

4.1.2. Problemas operativos, causas y acciones correctivas:

El cabezal tiene dispuesto un sistema de válvulas piloto para proteger la instalación. Estas válvulas piloto actúan sobre una válvula de accionamiento neumático cerrándose por alta presión (protección del activo) o por baja presión (rotura de línea).

Una falla del gasoducto desde el cabezal hacia planta sería registrado como una baja presión en el cabezal, bloqueándose la válvula piloto. Se controlaría la salida del gas. Desde planta también se registraría una disminución en la presión de ingreso, que activaría la inspección de la línea desde el cabezal. Si se detecta la fuga se procede a bloquear el ingreso cerrando la válvula de bloqueo.

El gas que sale de los pozos trae una mezcla de hidrocarburos, CO2 y agua. Debido a ello existe el problema de corrosión interna, y la tubería debe protegerse con inyección de inhibidores. La falla de la película interna expone a la tubería a la acción de ácido carbónico produciendo corrosión en la línea. Se debe asegurar una permanente inyección del inhibidor de corrosión.



Figura 1. Cabezal de Pozo de Gas

4.2. Colector de ingreso. (Manifold)

4.2.1. Características:

Los pozos están ubicados a distancias que van desde 500 m a 15 km de la planta de procesamiento. Los pozos productores se alinean en una disposición en paralelo al ingreso de planta. Este arreglo recibe el nombre de colector (manifold) de ingreso. (Figura 2)



Figura 2. Colector de Ingreso

Parámetros de Operación:

En el colector (manifold) se registran las presiones y temperaturas de ingreso de los pozos.

En la eventualidad de realizar algún trabajo en algún pozo, en el colector (manifold) se bloquean las válvulas de ingreso a planta y se despresuriza el tramo.

4.2.2. Problemas Operativos, causas y acciones correctivas:

Si durante la operación se produce un incremento de presión en el colector (manifold) que comprometa la integridad del equipo, una válvula de seguridad se abre descargando la presión a la atmósfera. Esto sucede si el flujo se suspende repentinamente (normalmente por falla de un compresor) y el piloto de alta presión del cabezal del pozo no actúa. Si el manifold se presuriza, solamente debemos asegurar que la línea despresurice, verificar la operatividad del piloto y reponer el compresor.

4.3. Enfriador de Gas de Ingreso. (Inlet Gas Cooler)

4.3.1. Características:

El aeroenfriador de ingreso cumple la función de condensar el agua y condensables de HC a 138 bar (2000 psi). La idea es separar el agua condensable antes de ingresar a la zona de bajas temperaturas y recuperar los HC líquidos a esas condiciones.

El aeroenfriador (Figura 3) consiste en un conjunto de tuberías aletadas ordenadas en paralelos formando un conjunto o paquete. Internamente fluye el gas de pozos a refrigerar. Dos ventiladores axiales soplan transversalmente al paquete de tubos provocando la refrigeración y condensación parcial de vapores.

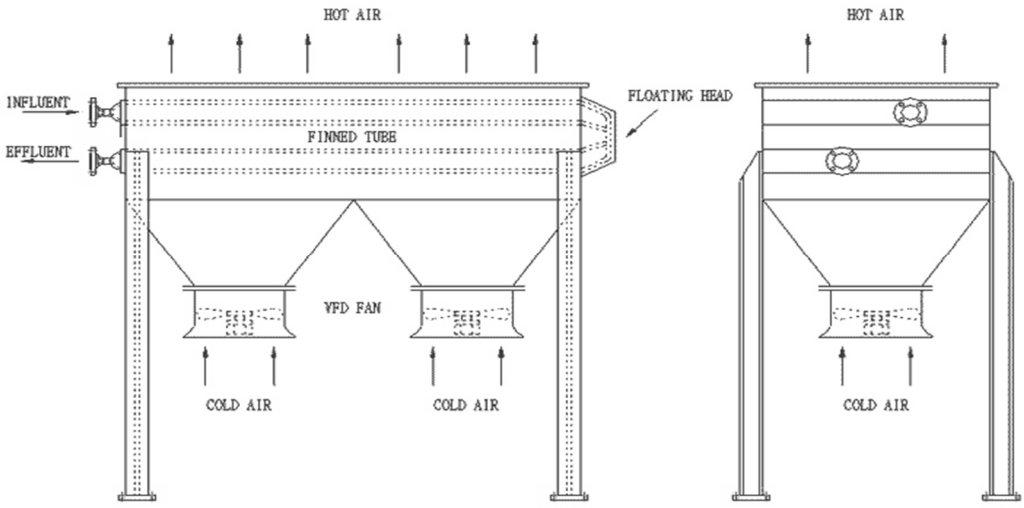


Figura 3. Aeroenfriador – Esquema

Parámetros de Operación:

El diseño considera controlar la temperatura de salida con persianas que restringen el flujo de aire de los ventiladores.

4.3.2. Problemas Operativos, causas y acciones correctivas:

a. La temperatura ambiente, que supera los 38ºC (100 ºF) durante el día, disminuye la capacidad de refrigeración del aeroenfriador, de esta manera, se incrementa la humedad en el gas, aumentando el ingreso de agua a los deshidratadores.
   La solución ensayada ha sido instalar un nuevo enfriador en paralelo al existente para enfriar el gas a 32ºC (90ºF) en promedio.

b. Una falla mecánica que se ha presentado es la parada de un ventilador. Esta falla puede darse por vibración en los cojinetes, rotura o deterioro de fajas, desalineación, o se haya activado el relé (relay) térmico por un problema eléctrico.
   La solución es reemplazo de cojinetes, reemplazo de fajas – alineación o inspección del circuito eléctrico según sea el caso.

4.4. Separador de Tres Fases. (Three Phase Separator)

4.4.1. Características:

El separador es un recipiente (Figuras 4a, 4b y 4c) donde encontramos tres fases: fase acuosa, fase HC y gas rico. El equipo tiene un controlador local de nivel de agua que permanentemente descarga a un tanque de residuos acuoso oleosos. También tiene una válvula de control de nivel de la fase hidrocarburo. Este control esta enlazado al controlador lógico programable (Programmable Logic Controller/PLC) de la Sala de Control.

La eficiencia de este equipo esta enlazado al aeroenfriador de ingreso, en la medida que una buena refrigeración provoca mayor condensación de agua y menor carga de agua en la fase vapor.

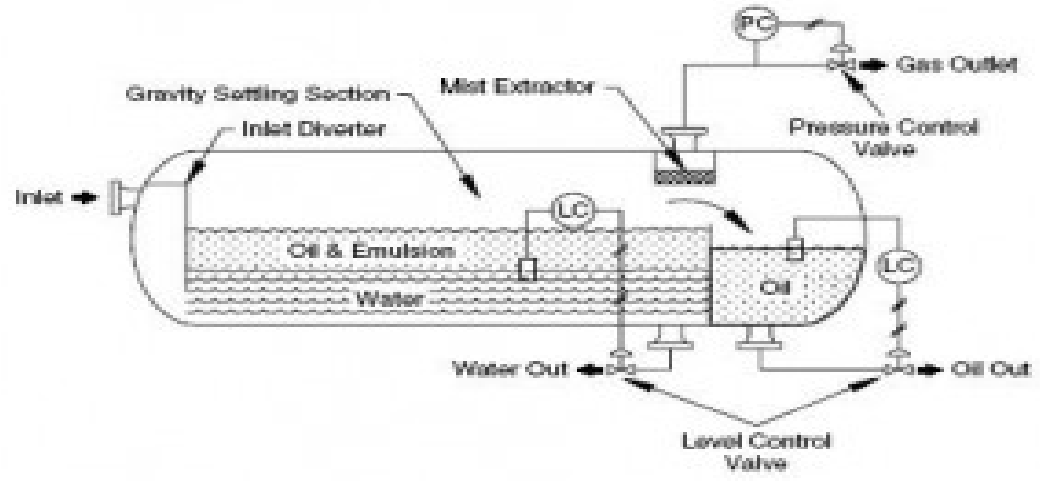


Figura 4a Separador Tres Fases - Esquema



Figura 4b. Separador Tres Fases A



Figura 4c. Separador Tres Fases B

Parámetros de Operación:

En el separador se controla la presión de ingreso, con una válvula de control de presión. El valor de referencia (set point) está fijado en 74 bar (1,080 psi). A esta presión se obtiene la mejor relación líquido – vapor, favoreciendo la condensación de los componentes del gas.

4.4.2. Problemas Operativos, causas y acciones correctivas:

a. Si durante la operación se produce un incremento de presión en el separador de tres fases, que comprometa la integridad del equipo, una válvula de seguridad instalada en la salida, se abre descargando la presión a la atmósfera. Cuando la presión alcanza el valor de operación normal, la válvula se posiciona como cerrado.

b. Cuando la válvula del el sistema de control de nivel de agua sufre deterioro en el asiento, se pierde el control de nivel con el riesgo de desviar condensado al tanque de residuos oleosos, perdiendo la producción de los líquidos.

4.5. Calentador de Gas de Ingreso. (Inlet Gas Heater)

4.5.1. Características:

El intercambiador es del tipo casco y tubo (Figura 5). El gas circula por el tubo central con aletas de enfriamiento y un flujo de aceite térmico se encuentra en el casco.

Este equipo es considerado para plantas instaladas en zonas de crudo invierno. Se emplea para incrementar la temperatura del gas sobre los 16ºC (60 ºF) y así evitar la formación de hidratos y posterior obstrucción de la línea de flujo.

Parámetros de Operación:

Se controla la temperatura diferencial.

4.5.2. Problemas Operativos, causas y acciones correctivas:

El intercambiador registra perdida de eficiencia en la transferencia de calor gradualmente. La parte externa de los tubos requieren limpiarse mecánicamente cada año para mantener el equipo eficiente.



Figura 5. Calentador de Gas de Ingreso

4.6. Filtro Separador de Gas de Ingreso. (Inlet Gas Filter Separator)

4.6.1. Características:

Es un filtro separador que consta de dos cámaras (Figura 6a y 6b). En la primera retiene Los líquidos que aún se arrastran con el gas y la suciedad interna (arenillas) de las líneas de gas de pozos. En la segunda cámara coalescen (fusión de niebla en gotas) reteniéndose los líquidos que pudieran haber pasado. El filtro separador está instalado con dos válvulas de bloqueo y una derivación (by pass), para permitir el reemplazo de los elementos de filtro cada vez que estos se saturan.

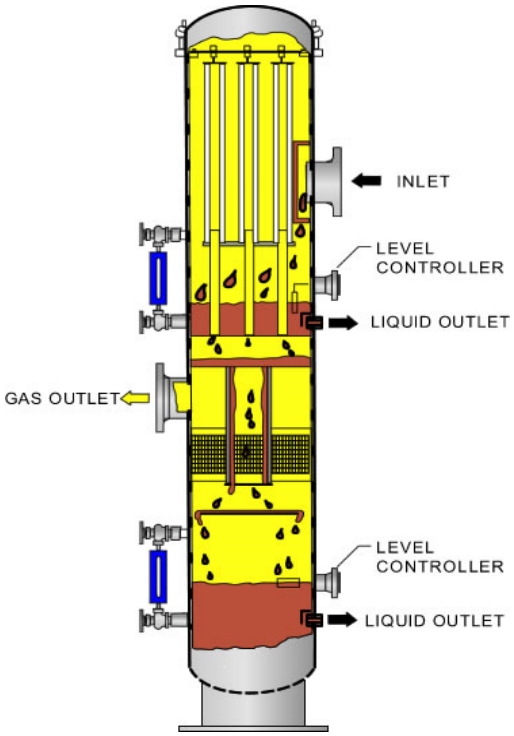


Figura 6a Filtro Separador



Figura 6b. Filtro Separador

Parámetros de Operación:

Se controlan localmente los niveles de líquidos en ambas cámaras y se monitorea la presión diferencial a través del filtro. (< 0,7 bar/< 10 psi)

4.6.2. Problemas Operativos, causas y acciones correctivas:

Una falla en los sistemas de control de nivel provocaría que ingresen líquidos a los deshidratadores de gas, aguas abajo, contaminando el agente desecante. El equipo tiene instalado un interruptor (switch) por alto nivel que activa una parada de planta para preservar los equipos de proceso.

Se debe verificar el sistema de control de nivel de la unidad y el interruptor de parada por alto nivel, periódicamente. Normalmente se encuentra desgaste en los asientos que deben reemplazarse cada parada de planta.

4.7. Deshidratadores de Gas. (Gas Dehydrators)

4.7.1. Características:

El gas que sale del Separador 3F, contiene agua en fase vapor que debe ser retirado antes de ingresar a la zona criogénica. Para ello se disponen de dos torres deshidratadoras instaladas físicamente juntas y operan alternadamente. (Figuras 7a y 7b)

La torre deshidratadora está constituida por un recipiente vertical con soportes internos que contienen zeolita en pellets de diferente tamaño y actúan como desecante, reteniendo el agua por adsorción.

La torre tiene dos válvulas de ingreso y salida para el gas húmedo, y dos válvulas para el ingreso y salida del gas seco empleado para la regeneración de la torre.



Figura 7a Deshidratadores de Gas



Figura 7b Deshidratadores de Gas

Parámetros de Operación:

- La presión diferencial (inferior a 0,7bar/10 psi) a través de la torre en servicio.
- La humedad del gas a la salida de la torre en términos de Punto de Rocío. (> -84ºC/>-120 ºF)

4.7.2. Problemas Operativos, causas y acciones correctivas:

a. El incremento de la presión diferencial revela que el flujo a través del lecho está generando una presión de aplastamiento que esta fracturando los pellets de zeolita, disminuyendo su periodo de vida útil. La caída de presión no debe superar los 0,1 bar/m (0,5 psi/pie) de lecho.

b. El gas está saliendo con un punto de rocío mayor a -84ºC (-120 ºF). Esto significa que está pasando agua al bloque criogénico. La razón es que las torres deshidratadoras se encuentran subdimensionadas para el flujo de gas en operación o el material zeolítico ha perdido su capacidad de retención de humedad. Para ambas circunstancias es recomendable ajustar el flujo de proceso a valores que garanticen una buena operación de las torres. Aproximadamente cada 4 años se reemplaza íntegramente el material desecante durante una parada total de planta.

4.8. Filtro de Polvo de Gas. (Gas Dust Filter)

4.8.1. Características:

Es un filtro de cinco cartuchos (Figura 8) que retiene la suciedad interna de las tuberías de gas. El filtro está instalado con dos válvulas de bloqueo y una derivación (by pass), para permitir el reemplazo de los elementos de filtro cada vez que estos se saturan.



Figura 8 Filtro de Polvo de Gas

Parámetros de Operación:

Se controla la presión diferencial a través del filtro. (< 10 psi)

4.8.2. Problemas Operativos, causas y acciones correctivas:

El incremento de la presión diferencial distorsiona los parámetros de operación en la zona de fraccionamiento, aguas abajo. El origen de este problema es el arrastre de partículas finas del deshidratador, que se generan por aplastamiento o degradación continua del mole sieve. Cuando la presión diferencial alcanza 10 psi se deben reemplazar los elementos de filtro.

4.9. Deshidratador de Condensado. (Condensate Dehydrators)

4.9.1. Características:

El condensado que es bombeado del Separador 3F, contiene agua disuelta en la fase hidrocarburo que debe ser retirado antes de ingresar a la zona criogénica. Para ello se disponen de dos torres deshidratadoras instalas físicamente juntas y operan alternadamente. (Figura 9)



Figura 9 Deshidratador de Condensado

La torre deshidratadora está constituida por un recipiente vertical con soportes internos que contienen zeolita en pellets de diferente tamaño y actúan como desecante, reteniendo el agua por adsorción.

La torre tiene dos válvulas de ingreso y salida para el gas húmedo, y dos válvulas para el ingreso y salida del gas seco empleado para la regeneración de la torre.

Parámetros de Operación:

- Presión diferencial (inferior a 0,7bar/10 psi) a través de la torre en servicio.
- Humedad del condensado a la salida de la torre. Punto de Rocío = - 101ºC (-150 ºF).

Problemas Operativos:

a. El incremento de la presión diferencial revela que el flujo a través del lecho está generando una presión de aplastamiento que fractura los pellets de zeolita. Este problema tiene como origen el incremento de flujo de condensado durante el ciclo de drenaje de la torre, previo a la regeneración. La caída de presión no debe superar los 0,1 bar/m (0,5 psi/pie) de lecho. Se controla que el flujo no supere el régimen de proceso y se evita el aplastamiento en la torre.

b. El condensado está saliendo con un punto de rocío mayor a -101ºC (-150 ºF). Esto significa que está pasando agua al bloque criogénico. Normalmente esto ocurre cuando se pierde el control de nivel de agua en el Separador 3Fy el agua ingresa emulsionada con el condensado a la torre deshidratadora. La solución en estos casos es recortar los ciclos de regeneración para recuperar las torres gradualmente.

4.10. Coalescedor de Condensado. (Condensate Coalescer)

4.10.1. Características:

El separador coalescedor es un recipiente (Figura 10) donde encontramos dos fases: fase acuosa y fase HC. El equipo tiene un controlador local de nivel de agua, que captura en forma de micelas,

el líquido que no se retuvo en el Separador 3F. Se descarga al tanque de residuos acuoso oleoso.

Parámetros de Operación:

En el separador se controla la separación de agua condensado con un controlador de nivel.

4.10.2 Problemas Operativos, causas y acciones correctivas:

Si durante la operación se produce un pase de agua del Separador 3F en la fase condensado, el control de nivel de agua del Condensate Coalescer puede ser rebasado y pasaría agua a los deshidratadores de condensado. La manera de superar este problema es disminuir la emulsión del condensado en el separador 3F y revisar periódicamente los sistemas de control de nivel de agua de los separadores.

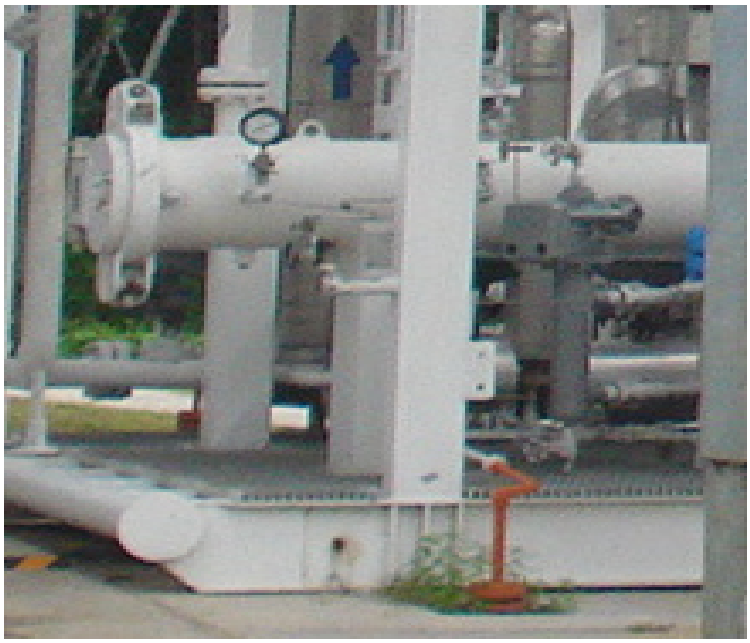


Figura 10. Coalescedor de Condensado

4.11. Filtro de Polvo de Condensado. (Condensate Dust Filter)

4.11.1. Características:

Es un filtro de un cartucho (Figura 11) que retiene la suciedad interna de las tuberías de gas. El filtro está instalado con dos válvulas de bloqueo y una derivación (by pass), para permitir el reemplazo de los elementos de filtro cada vez que estos se saturan.

Parámetros de Operación:

Se controla la presión diferencial a través del filtro. (<0,7 bar/< 10 psi)

4.11.2 Problemas Operativos, causas y acciones correctivas:

El incremento de la presión diferencial restringe el flujo de condensado con dirección al Bloque Criogénico. Este problema se genera cuando se produce arrastre de material desecante molido al incrementarse el flujo de condensado durante el ciclo de drenado (draining). La solución es controlar el flujo evitando los cambios bruscos.



Figura 11. Filtro de Polvo de Condensado

4.12. Bomba de Incremento de presión. (Booster Pumps)

4.12.1. Características:

Para transferir los líquidos de HC del Separador 3F hacia los deshidratadores y tener un control de nivel en el separador, es necesario tener una bomba centrifuga (Figura 12) con derivación para recircular los líquidos.



Figura 12. Bomba de Incremento de presión

Parámetros de Operación:

Se registra la presión descarga de las bombas, la presión de sello y los niveles de vibración.

4.12.2. Problemas Operativos, causas y acciones correctivas:

El problema más común es la falla de sellos por abrasión de una de las caras, se detecta con el incremento de la presión de la botella de aceite instalada en el cuerpo de la bomba conectada al laberinto de sellos. La corrección es el reemplazo. El sistema provee otra bomba en espera (stand by) que se pone en servicio, mientras se interviene la unidad con falla.

4.13. Intercambiador de Gas de Ingreso. (Inlet Gas Exchanger)

4.13.1. Características:

Es un intercambiador de calor de placas (Figura 13) constituido por tres corrientes. La corriente de gas que viene del Reflux Condenser que se calienta de -32ºC a -18ºC (-25 ºF a 0 ºF). La corriente de gas que viene de los deshidratadores de gas que se enfría de 38ºC a -18ºC (100 ºF a 0 ºF) y una corriente liquida proveniente del separador frío que se calienta de -18ºC a 38ºC (0 ºF a 100 ºF).

La selección de este equipo corresponde a las siguientes consideraciones:

- -Permite operar con tres corrientes.
- -Mayor área de transferencia de calor para un flujo con cambio de fases.
- -Uso de aluminio en los compartimientos internos. Mayor coeficiente de conductividad térmica.
- -Menor caída de presión para los tres flujos.

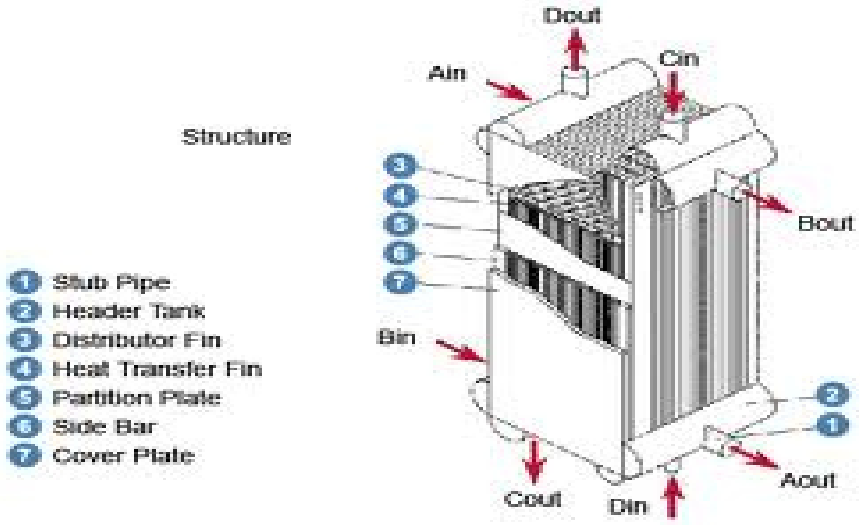


Figura 13 Intercambiador de Gas de Ingreso - Esquema



Figura 14. Bloque Criogénico: Intercambiador de Gas de Ingreso – Separador Frio – Condensador de Reflujo



Figura 15. Bloque Criogénico: Intercambiador de Gas de Ingreso – Separador Frio – Condensador de Reflujo. Vista Posterior

Parámetros de Operación:

Se controlan las temperaturas de salida y la caída de presión del flujo de gas (< 15 psi) proveniente de los deshidratadores.

4.13.2. Problemas Operativos, causas y acciones correctivas:

El principal problema es la obstrucción que se genera en el equipo por la presencia de partículas arrastradas del material desecante y/o los hidratos formados por la presencia de humedad en el gas. Los hidratos son sólidos que se forman al asociarse metano y agua, etano y agua, siendo estables a temperaturas inferiores a 60°F y 1000 psi.

Cuando la obstrucción es por suciedad, la única solución es programar una parada de planta y realizar un soplado inverso a través del intercambiador.

Si la obstrucción es por presencia de parafina se procede a inyectar metanol y solvente en el ingreso del intercambiador.

4.14. Separador Frio

4.14.1. Características:

Es un separador vertical que recibe el gas con condensables proveniente del Intercambiador de Gas de Ingreso (Figuras 14 y 15). Opera a 72 bar (1,050 psi) y -18ºC (0 ºF).

El gas frío saliente se dirige al turboexpansor (16 mmscfd) y al Condensador de Reflujo (44 mmscfd). Los líquidos condensados ingresan al Intercambiador de Gas de Ingreso y luego a la desetanizadora.

Parámetros de Operación:

Se mantiene el nivel de los líquidos condensados en un 40% respecto a la altura del separador. Se opera con un controlador de nivel comunicado con el PLC en Sala de Control. Se monitorea la posición del vástago de la válvula de control como indicador de la posible formación de hidratos.

4.14.2. Problemas Operativos, causas y acciones correctivas:

El principal problema es la obstrucción que se genera en el equipo por la presencia de los hidratos formados por la presencia de humedad en el gas. Se revela con un incremento del nivel en el separador que no puede gobernar la válvula de control.

La obstrucción se supera con inyección de metanol en los fondos del separador y la válvula de control de nivel.

4.15. Condensador de Reflujo. (Reflux Condenser)

4.15.1. Características:

Es un intercambiador de calor de placas (Figuras 14 y 15) constituido por dos corrientes. Una corriente de gas a -37ºc (-35º F) que se enfría hasta -87ºC (– 125ºF) con la corriente de gas de tope que se calienta de -68ºC a -32ºF (-90 ºF a -25 ºF).

Parámetros de Operación:

Se controlan las temperaturas de salida y la caída de presión del flujo de gas (<1,03 bar/< 15 psi) proveniente de los deshidratadores.

4.15.2. Problemas Operativos, causas y acciones correctivas:

El principal problema es la obstrucción que se genera en el equipo por la presencia de hidratos formados por la presencia de humedad en el gas. Se revela por el descenso de las temperaturas en el bloque criogénico.

La obstrucción se resuelve con la inyección de metanol en el ingreso del intercambiador. Cuando el caso es severo, no lográndose revertir las condiciones, es necesario calentar todos los flujos con la inyección del anticongelante para reponer las condiciones de operación.

4.16. Desetanizadora. (Deethanizer)

4.16.1. Características:

La Desetanizadora es el equipo central del proceso de separación.

Es una columna con platos dispuestos internamente (figura 16a, 16b, 16c), donde se produce la separación a lo largo del equipo. La función de esta unidad es fraccionar el gas y los líquidos atendiendo a las siguientes condiciones:

Gas de tope: Capacidad calorífica 980 BTU/ mmscf
Recuperación 100% CH_4,
Líquidos NGL: Máximo contenido de C_2H_6, 0,3 % molar
Recuperación C_3H_8, 90 % molar.



Figura 16a. Transporte de Desetanizadora



Figura 16b. Montaje de Desetanizadora



Figura 16c. Desetanizadora

Consideraciones de Diseño:

Una desetanizadora se diseña y construye ajustado a los requerimientos del proceso: flujo, presión, temperatura y composición de los flujos de salida.

El primer paso para el diseño es determinar el grado de separación del gas. El fraccionamiento, que técnicamente no puede conseguirse al 100%, debe ajustarse a los siguientes parámetros: el gas de tope con capacidad calorífica 980 BTU/mmscf y los líquidos con etano no mayor a 0,3%. Con esta información se determina la presión en la columna, las temperaturas de tope y fondos, el número de platos y el reflujo.

Parámetros de Operación:

Se controlan:

- La presión, con el set en el turboexpansor y la velocidad de los compresores.
- La temperatura de tope, con el reflujo (Condensador de Reflujo).
- La temperatura de fondos, con el rehervidor.
- El reflujo, con la válvula de control de flujo.

4.16.2. Problemas Operativos, causas y acciones correctivas:

La distorsión de los parámetros de operación, se produce cuando ingresa humedad al Bloque Criogénico. El agua produce hidratos que generan obstrucciones en las líneas de flujo. Estas obstrucciones, por el efecto Joule Thompson, provocan sobre enfriamientos en todas las corrientes de la columna.

Como el flujo que ingresa al proceso criogénico es enfriado con la corriente fría de salida de la torre, cuando se presenta la distorsión de temperaturas por la presencia de hidratos, la corriente de ingreso se sobre enfría continuamente en un círculo vicioso de frío, llamado bola de nieve. Este fenómeno puede llevar a perder el control total de la desetanizadora.

Las distorsiones generadas, alteran la composición y flujo de las corrientes de salida de la desetanizadora, que finalmente afectan

la calidad del gas y líquidos, complicando los parámetros de operación en la Central Térmica (gas) y la Planta Debutanizadora (NGL).

La solución parte por diagnosticar oportunamente el ingreso de humedad en el higrómetro, a la salida de los deshidratadores. Cuando el problema ya se encuentra en la desetanizadora, la solución es mover las temperaturas a valores superiores a 10ºC (50 ºF) e inyectar metanol a todos las corrientes. El incremento de temperatura desestabiliza a los hidratos formados, que finalmente son disueltos con el alcohol.

4.17. Turboexpansor. (Turboexpander)

4.17.1. Características:

El turboexpander es una turbina que cumple la función de disminuir la presión que ingresa a la Desetanizadora (74 bar a 28 bar/1080 psi a 400 psi), para que la desetanizadora trabaje en sus parámetros de operación. (Figura 17). El trabajo que se genera por la rotación de la turbina es utilizado por el compresor radial acoplado a la misma para comprimir el gas seco proveniente del tope de la torre.

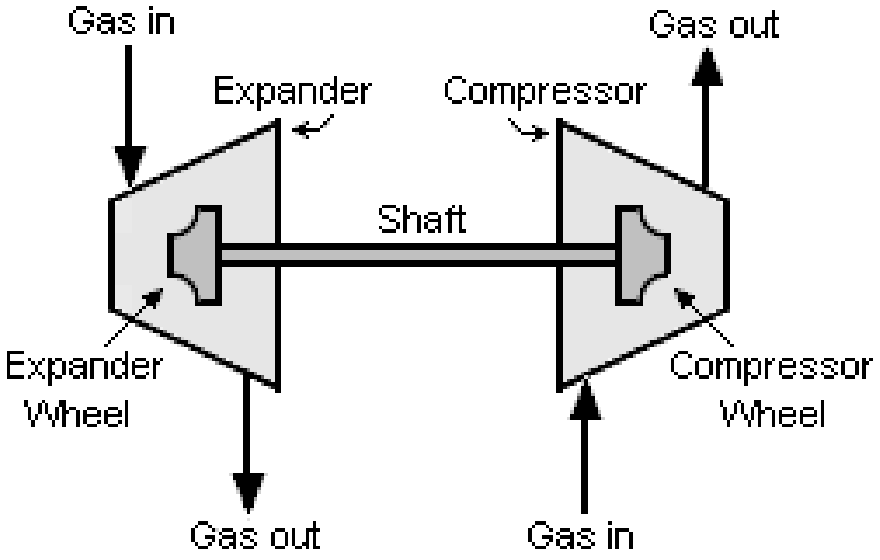


Figura 17a. Esquema del turboexpansor



Figura 17b. Maqueta de partes del turboexpansor



Figura 17c. Rotor del expansor

Parámetros de Operación:

La expansión del gas que se produce en la turbina (74 bar a 28 bar/1,080 psi a 400 psi) se produce a gran velocidad, prácticamente sin transferencia de calor, por tratarse de un gas expandiéndose el proceso resulta en isoentròpico.

El gas ingresa al turboexpansor a -18ºC y 74 bar (0 ºF y 1080 psi) y sale a -57ºC y 28 bar (-70ºF y 400 psi).

La presión de descarga del turboexpander (presión de la Desetanizadora) se controla con una válvula de control en el ingreso del turboexpander. La válvula esta seteada a 480 psi en la descarga del compresor. Con este lazo de control se garantiza:

a. La presión de operación de la desetanizadora (400 psi, determinada por diseño)
b. Expansión del gas en la turbina. Ingresa a 1080 psi, y sale a 400 psi. Enfriamiento de 0 °F a -70 °F. Recuperación de propano.
c. Velocidad de rotación estable en la turbina.

4.17.2. Problemas Operativos, causas y acciones correctivas:

El turboexpansor es un equipo que opera a 40,000 rpm. Tiene un sistema de control que monitorea la temperatura del aceite, la vibración en la rueda del expansor, la presión de balance del expansor – compresor y la presión diferencial en los filtros de aceite, para garantizar que las variables operen dentro de unos máximos y mínimos, salvaguardando la integridad del equipo. Cuando uno de los parámetros sale del rango de operación, se produce el bloqueo de las válvulas de succión y descarga, parando la unidad.

La turbina opera de manera continua, permanentemente.

Durante el mantenimiento anual se realiza la inspección de las ruedas del expansor y compresor, los sistemas de control y protección, y el reemplazo de aceite.

Los problemas detectados, no tan frecuentes, han sido por fallas mecánicas y/o de instrumentación. En esos casos la unidad debe pararse y reemplazar el elemento averiado.

4.18. Compresor – Expansor. (Compressor – Expander)

4.18.1 Características:

El compresor es del tipo centrífugo (figura 18) que cumple la función de utilizar el trabajo generado en el Expansor, a través de la compresión del gas de tope de la Desetanizadora. La rueda del compresor y la rueda del expansor se mantienen balanceadas axialmente. Se utiliza un mecanismo hidráulico regulador.



Figura 18. Panel de arranque y control de parámetros Turboexpansor

Parámetros de Operación:

La compresión del gas que se produce en la unidad (400 psi a 490 psi) se genera a gran velocidad, prácticamente sin transferencia de calor, por tratarse de un gas comprimiéndose el proceso resulta en isoentròpico.

Se controla la presión de descarga del compresor con la válvula de control en el ingreso del turboexpansor.

4.18.2. Problemas Operativos, causas y acciones correctivas:

Fallas en los sistemas de control. Reemplazo de partes falladas.

4.19. Rehervidor. (Reboiler)

4.19.1 Características:

Es un intercambiador de casco y tubos (figura 19a). Por el lado del casco circula aceite térmico y por el lado de los tubos circula el NGL. Tiene un sistema de control de temperatura, que consta de una válvula de control enlazada al PLC de Sala de Control.



Figura 19a. Reboiler

Parámetros de Operación:

El aceite térmico calienta los fondos de la desetanizadora ingresando a 288ºC (550 ºF). El NGL que por un sistema de recirculación en termosifón ingresa a 138ºC (280 ºF), se calienta hasta 149ºC (300 ºF). Se controla la temperatura de salida de NGL con una válvula de control que esta enlazada a la Sala de Control.

4.19.2. Problemas Operativos, causas y acciones correctivas:

a. Distorsión de temperatura de fondos por oscilación de temperaturas en el tope de la torre. El origen está en la formación de hidratos de la zona fría de la torre y por tanto sobre enfriamiento. La corrección es eliminar los hidratos, como se explicó oportunamente cuando revisamos la desetanizadora. Mientras tome la corrección es recomendable disminuir la carga por el proceso para mejorar el control del proceso y no alterar demasiado la calidad promedio del producto.

b. El intercambiador registra gradualmente perdida de eficiencia en la transferencia de calor. La parte externa e interna de los tubos requieren limpiarse mecánicamente cada año para mantener el equipo eficiente (figura 19b).



Figura 19b. Limpieza interna del Reboiler.

4.20. Enfriador de producto. (Product Cooler)

4.20.1. Características:

El aeroenfriador de fondos de desetanizadora cumple la función de enfriar la corriente de NGL antes de ingresar a la bomba de fondos de producto.

El aeroenfriador (figura 20) consiste en un conjunto de tuberías aletadas ordenadas en paralelos formando un conjunto o paquete. Internamente fluye el NGL a refrigerar. Dos ventiladores axiales soplan transversalmente al paquete de tubos provocando la refrigeración y condensación parcial de vapores.



Figura 20. Enfriador de producto

Parámetros de Operación:

El sistema tiene una alarma por alta temperatura de NGL que esta enlazado al PLC, indicando que posiblemente un ventilador haya parado.

4.20.2. Problemas Operativos, causas y acciones correctivas:

La falla de un ventilador puede darse por vibración en los cojinetes, las fajas se hayan roto por desalineación o se haya activado el relé (relay) térmico por un problema eléctrico. La solución es el reemplazo de cojinetes, reemplazo de fajas – alineación o inspección del circuito eléctrico según sea el caso.

4.21. Bomba de Fondos de Producto, (Product Bottom Pump)

4.21.1. Características:

Para transferir los líquidos de la desetanizadora hacia la Planta de Fraccionamiento se utilizan bombas centrifugas de trece etapas.

Parámetros de Operación:

Se registra la presión descarga de las bombas, la presión de sello y los niveles de vibración. Tiene un sistema de control de parada cuando el nivel de la desetanizadora desciende por debajo del 10%.

4.21.2. Problemas Operativos, causas y acciones correctivas:

El problema más común es la falla de sellos por abrasión de una de las caras, se detecta con el incremento de la presión de la botella de aceite instalada en el cuerpo de la bomba conectada al laberinto de sellos. La corrección es el reemplazo. El sistema provee otra bomba en stand by que se pone en servicio, mientras se interviene la unidad con falla.

4.22. Compresor de Gas Residual. (Residue Gas Compressor)

4.22.1. Características:

El compresor es del tipo reciprocante (figura 21). El equipo esta compuesto por tres unidades acopladas axialmente: El motor a gas CAT (06 cilindros) que acciona el compresor Ariel de una etapa y el aeroenfriador que refrigera las corrientes de gas comprimido, el circuito de agua del motor y las líneas de aceite lubricante.

La unidad comprime el gas que sale del compresor centrífugo (expansor) de 34 bar (490 psi) a 76 bar (1100 psi) para poder transportar el gas residual a la Central Térmica distante a 160 km.



Figura 21. Compresor de Gas Residual

Parámetros de Operación:

- -Motor CAT: Velocidad, presión del aire de ingreso, presión de fuel gas, presión de aceite, temperatura de aceite, nivel de aceite, temperatura de los cilindros, tensión del panel de control.
- -Compresor Ariel: Presión de aceite, temperatura de aceite, nivel de aceite, temperatura de los cilindros.
- -Aeroenfriador: Temperatura de salida del gas comprimido. Temperatura de agua del motor.

4.22.2. Problemas Operativos, causas y acciones correctivas:

a. Motor CAT: Las alarmas más comunes están referidas al sistema de ignición, en algunas oportunidades originadas por la variación de la calidad del combustible y otras por el deterioro de los componentes del sistema. Las medidas correctivas tienen la siguiente secuencia: Calibración tiempo de quemado, reemplazo de válvulas de retención (check valves) obstruidas, reemplazo de cableado abierto, reemplazo de bujías defectuosas. En contadas oportunidades las fallas corresponden al modulo de control del motor, en cuyo caso la parada puede tomar hasta 6 horas.

b. Compresor Ariel: El circuito de lubricación de aceite asegura que las partes móviles no sufran agarrotamiento durante la operación. Si se presenta un flujo irregular de aceite, se activa el sensor de flujo y la unidad para. En algunas oportunidades el sensor puede fallar y se produce un daño mecánico serio al dañarse pistones, bielas y crucetas.

c. Aeroenfriador: La baja eficiencia en el enfriamiento es por suciedad en las aletas de los serpentines. La solución es programar la limpieza mecánica del paquete de tubos con aletas de enfriamiento. Un pobre enfriamiento complica los sistemas de refrigeración de agua del motor y el enfriamiento del gas en las etapas ulteriores de compresión.

4.23. Compresor de Gas de Reinyeccion. (Reinjec. Gas Compressor)

4.23.1. Características:

El compresor es del tipo reciprocante. El equipo esta compuesto por tres unidades acopladas axialmente: El motor a gas CAT (08 cilindros) que acciona el compresor Ariel de dos etapas y el aeroenfriador que refrigera las corrientes de gas comprimido, el circuito de agua del motor.

La unidad comprime el gas que sale del compresor de gas residual de 76 bar a 138 bar (1,100 psi a 2,000 psi) en una primera etapa y de 138 bar a 241 bar (2,000 psi a 3,500 psi) en una segunda etapa, para poder reinyectar el gas seco excedente del proceso que no puede ser consumido por la Central Térmica.

Parámetros de Operación:

- -Motor CAT: Velocidad, presión del aire de ingreso, presión de fuel gas, presión de aceite, temperatura de aceite, nivel de aceite, temperatura de los cilindros, tensión del panel de control.

- -Compresor Ariel: Presión de aceite, temperatura de aceite, nivel de aceite, temperatura de los cilindros.
- -Aeroenfriador: Temperatura de salida del gas comprimido. Temperatura de agua del motor.

4.23.2. Problemas Operativos, causas y acciones correctivas:

a. Motor CAT: Las alarmas más comunes están referidas al sistema de ignición, en algunas oportunidades originadas por la variación de la calidad del combustible y otras por el deterioro de los componentes del sistema. Las medidas correctivas tienen la siguiente secuencia: Calibración tiempo de quemado, reemplazo de válvulas de retención obstruidas, reemplazo de cableado abierto, reemplazo de bujías defectuosas. En contadas oportunidades las fallas corresponden al modulo de control del motor, en cuyo caso la parada puede tomar hasta 6 horas.

b. Compresor Ariel: El circuito de lubricación de aceite asegura que las partes móviles no sufran agarrotamiento durante la operación. Si se presenta un flujo irregular de aceite, se activa el sensor de flujo y la unidad para. En algunas oportunidades el sensor puede fallar y se produce un daño mecánico serio al dañarse pistones, bielas y crucetas.

c. Aeroenfriador: La baja eficiencia en el enfriamiento es por suciedad en las aletas de los serpentines. La solución es programar la limpieza mecánica del paquete de tubos aletados. Un pobre enfriamiento complica los sistemas de refrigeración de agua del motor y el enfriamiento del gas en las etapas ulteriores de compresión.

4.24. Sistema de Regeneración. (Regeneration System)

El sistema está compuesto por 3 equipos: Calentador de Gas de Regeneración, Enfriador de Gas de Regeneración y Scrubber.

4.24.1. Calentador de Gas de Regeneración. (Regeneration Gas Heater)

Características:

Es un intercambiador de casco y tubos (Figura 22a). Por el lado del casco circula aceite térmico y por el lado de los tubos circula el gas seco. Tiene un sistema de control de temperatura, que consta de una válvula de control enlazada al PLC de Sala de Control.

El gas se calienta para ser empleado en la regeneración (eliminación de agua) de las torres deshidratadoras de gas y condensado.



Figura 22a. Calentador de Gas de Regeneración

Parámetros de Operación:

El aceite térmico calienta el gas de regeneración ingresando a 288 ºC (550 ºF). El gas proveniente del compresor – expansor ingresa a 43ºC (110 ºF) y se calienta a 500 ºF para regenerar las torres.

Se controlan:

- -La temperatura de salida de gas de regeneración
- -El flujo de gas de regeneración para los deshidratadores de gas.
- -El flujo de gas de regeneración para los deshidratadores de condensado.

Problemas Operativos, causas y acciones correctivas:

El intercambiador registra perdida de eficiencia en la transferencia de calor gradualmente. La parte externa e interna de los tubos requieren limpiarse mecánicamente cada año para mantener el equipo eficiente.

4.24.2. Enfriador de Gas de Regeneración. (Regeneration Gas Cooler)

Características:

El aeroenfriador cumple la función de enfriar la corriente de gas húmedo caliente que sale de los deshidratadores de gas y condensado.

El aeroenfriador consiste en un conjunto de tuberías aletadas ordenadas en paralelos formando un conjunto o paquete. Dos ventiladores axiales soplan transversalmente al paquete de tubos provocando la condensación del agua y enfriamiento del gas.

Parámetros de Operación:

El sistema tiene una alarma por alta temperatura de NGL que esta enlazado al PLC, indicando que posiblemente un ventilador haya parado.

Problemas Operativos, causas y acciones correctivas:

La falla de un ventilador puede darse por vibración en los cojinetes, las fajas se hayan roto por desalineación o se haya activado el relay térmico por un problema eléctrico.

La solución es reemplazo de cojinetes, reemplazo de fajas – alineación o inspección del circuito eléctrico según sea el caso.

4.24.3. Depurador de Gas de Regeneración. (Regeneration Gas Scrubber)

Características:

Es un separador vertical que recibe el gas con el agua condensada del Regeneration Gas Cooler (figura 22b).

Parámetros de Operación:

Se mantiene el nivel de los líquidos condensados en un 30% respecto a la altura del separador. Se opera con un controlador de nivel local.

Problemas Operativos, causas y acciones correctivas:

El principal problema es la corrosión por agua que ataca al asiento de la válvula de control de nivel local. Se reemplaza el pin y el asiento cuando el desgaste no permite el control de nivel en el separador.



Figura 22b. Depurador de Gas de Regeneración

4.25. Sistema de Aceite Térmico. (Hot Oil System)

Para suministrar calor a los intercambiadores. Calentador de Gas de Ingreso, Calentador de Gas de Regeneración y Rehervidor, se utiliza aceite térmico caliente en un flujo de circuito cerrado.

El sistema consta de:

-Tanque aceite térmico: Mantiene un nivel de aceite estable, es receptáculo del aceite que sale de los calentadores y mantiene la altura de succión a las bombas.

-Bombas de Aceite Térmico: Mantiene un régimen de flujo constante en el circuito. La succión esta en el Tanque y la descarga se dirige al Horno, donde el aceite es calentado. (Figura 23a)

-Horno: Cámara de combustión de gas compuesta por sopladores, quemadores de gas y chimenea. La tubería de aceite térmico ingresa a la cámara, se calienta por fuego directo de la combustión del gas, calentándose el aceite, y sale de la cámara con dirección a los usuarios. (Figura 23b)



Figura 23a. Sistema de Aceite Térmico – Bombas de Aceite

4.25.1. Tanque de Aceite Térmico. (Hot Oil Surge Tank)

Características:

El tanque es un recipiente cilíndrico horizontal revestido con aislamiento térmico (Figura 25a) que recibe el aceite de salida de los usuarios de calor. Una línea de gas seco a 1,03 bar (15 psi) ingresa al recipiente, manteniendo una presión positiva y evitando que ingrese aire al sistema.

Parámetros de Operación:

Un visor registra el nivel de aceite en el tanque. Tiene instalada una válvula de seguridad que actúa a 7 bar (100 psi).

Problemas Operativos, causas y acciones correctivas:

Cuando se presenta un pase de gas o NGL hacia el sistema de aceite térmico, se registra un incremento de presión en el tanque, que finalmente puede abrir la válvula de seguridad. La solución consiste en identificar el punto de pase e intervenir el equipo.

Estos problemas no son frecuentes, pero cuando suceden se tiene que parar el procesamiento de gas para corregir el problema.

4.25.2. Bombas de Aceite Térmico. (Hot Oil Pumps)

Características:

Se tienen dispuesto dos bombas centrifugas en paralelo (Figura 25a) instaladas en la base del tanque. El sistema esta diseñado para que opere una bomba mientras la otra unidad permanece en stand by.

Parámetros de Operación:

Se controla el flujo en el sistema con una válvula de control gobernada desde el PLC. Localmente se monitorea la presión de descarga de la bomba.

Problemas Operativos, causas y acciones correctivas:

Cuando se presenta una obstrucción en la succión de la bomba se presenta cavitación en la unidad, variando el flujo drásticamente.

Esta condición impide operar con estabilidad en el sistema. La solución pasa por poner en servicio la bomba en stand by, parar la bomba con problemas y limpiar el filtro (strainer) en la succión.

4.25.3. Horno. (Furnace)

Características:

Cámara rectangular revestido internamente con ladrillo refractario (Figura 25b). Tiene dos quemadores de gas natural en la parte inferior, y en posición frontal dos sopladores axiales. La tubería de aceite térmico ingresa por la base de la chimenea y sale por la parte central del horno.



Figura 23b. Sistema de Aceite Térmico - Horno

Parámetros de Operación:

El sistema tiene dispuesto un panel remoto de arranque en la cual se visualizan la temperatura de los gases de combustión, la temperatura del aceite que sale de la cámara y las alarmas de presión de aire, fuel gas (alta/baja).

El PLC local activa válvulas de bloqueo de fuel gas, válvula de bloqueo de aceite térmico y parada de bomba de aceite para las siguientes condiciones:

- -Baja presión de fuel gas.
- -No presencia de llama.
- -Alta temperatura de gases de escape.
- -Alta temperatura del aceite térmico

Problemas Operativos, causas y acciones correctivas:

a. Falla del soplador y pérdida de la relación de combustión fuel/aire. Disminución de la temperatura. Llama amarilla. La solución es reponer el soplador.
b. Pérdida de la eficiencia térmica. Se resuelve programando la limpieza interna y externa de la línea de aceite térmico.

4.26. Depurador de Gas Combustible. (Fuel Gas Scrubber)

4.26.1. Características:

Es un separador vertical que recibe gas seco de la desetanizadora. En la unidad se depuran los condensables provenientes de la desetanizadora. El gas combustible se dirige al Generador, Motor Cat y Sistema de aceite térmico. (Figura 24)

Parámetros de Operación:

Se controla la presión en el separador y el nivel de líquidos separados.

4.26.2. Problemas Operativos, causas y acciones correctivas:

La variación de la calidad del gas combustible por problemas operativos produce más líquidos en el gas (propano). Se puede producir congelamiento y obstrucción en la válvula de control de nivel por efecto Joule Thompson.



Figura 24. Depurador de Gas Combustible

4.27. Generador. (Generator)

4.27.1. Características:

El grupo electrógeno esta compuesto por un motor a gas, un generador acoplado directamente al eje y un circuito de refrigeración de agua enfriado por un ventilador (figura 25).

La unidad es de 500 kW de capacidad, y tiene dispuesto una cabina de control MCC (motor center control) donde se encuentran todos los interruptores de los equipos eléctricos de planta. Suministra energía eléctrica trifásica para los motores de los aeroenfriadores, sopladores, bombas, compresores de aire e iluminación.



Figura 25. Generador

Parámetros de Operación:

- -Motor: Se controla la presión del gas, presión del aire, la presión y temperatura del aceite lubricante, y las temperaturas de los cilindros.
- -Generador: Se monitorea la tensión, amperaje, potencia, frecuencia y factor de potencia.

4.27.2. Problemas Operativos:

El fallo de la unidad provoca una parada de planta.

Se presenta alteraciones en los parámetros de operación cuando el suministro de fuel gas varía en capacidad calorífica. En estos casos la medida correctiva es normalizar la calidad del fuel gas.

4.28. Compresor de Aire. (Air Compressor)

4.28.1. Características:

El moto compresor de aire esta compuesto por un compresor de tornillo accionado por un motor eléctrico (Figura 25). El sistema contempla dos unidades instaladas en paralelo. La descarga de la unidad se acumula en un tanque pulmón, a partir del cual se distribuye el aire comprimido a las válvulas neumáticas de control en planta. La transferencia de aire se realiza a través de líneas que recorren toda la instalación.



Figura 26. Compresor de Aire

Parámetros de Operación:

Se controla la presión de descarga de aire.

Se monitorea la temperatura de descarga de aire, la temperatura y nivel de aceite lubricante, y el porcentaje de carga de la unidad.

4.28.2. Problemas Operativos, causas y acciones correctivas:

El fallo de la unidad provoca una parada de planta.

El sistema dispone de alarmas por alta y baja presión de descarga de aire, que permite detectar una rotura u obstrucción en la línea. En el caso de baja presión, debe ponerse en servicio ambos compresores, mientras se detecte el punto de fuga y se corrija. Para el caso de alarma por alta presión debe revisarse la instrumentación respectiva.

5.- TRATAMIENTO DE RESIDUOS

5.1. Residuos gaseosos

Los gases de combustión de emitidos por los equipos de combustión interna: CO_2, NOx y vapor de agua son las sustancias descargadas a la atmósfera. Eventualmente se descarga CH_4, por razones operativas, mantenimientos o paradas de equipos de proceso.

El combustible que se emplea en las instalaciones, es gas residual, libre de compuestos sulfurados. Por tanto el riesgo de contaminación por óxidos de azufre y condiciones de formación de condensación ácida esta descartada.

5.2. Residuos líquidos del proceso

El proceso de explotación de gas natural, trae la dificultad técnica de eliminar el agua de proceso asociada a los pozos productores. En la Planta de Gas esta agua recibe un tratamiento antes de reinyectarse a un pozo de disposición de residuos acuosos.

Sistema de Tratamiento del Agua de Proceso

Las aguas de formación, se encuentran en el yacimiento, acompañando al gas y petróleo. El gas de pozos que ingresa a planta es una mezcla de gases (C_1, C_2, C_3, CO_2, N_2), líquidos (C_3, C_4, C_{5+}) y agua. Para efectos de depuración del gas y líquidos condensables, es necesario que el agua se separe de manera eficiente. Para este fin, se dispone de un separador de tres fases en el ingreso de la planta.

El objetivo es retirar el agua condensable. La eficiencia de este primer separador es del 90%. El agua separada se encuentra emulsionada con hidrocarburo y es enviada a un tanque de residuos oleosos, Slop Tank.

El 10% de agua ingresa al proceso en forma de vapor saturado en la fase gas, y en forma emulsionada en la fase líquida. Para poder separar esta agua asociada, se disponen de baterías de deshidratadores. Tanto para la fase gas como para el hidrocarburo condensado. De esta manera, se logra separar casi el 100% del agua que ingresó a la planta.

El agua retirada es transferida a un tanque. El depósito no sólo recibe el agua proveniente del separador de tres fases, sino también el agua retirada de los deshidratadores y demás equipos separadores. En el tanque tenemos finalmente una emulsión de hidrocarburo en agua.

El tratamiento se realiza en la Poza API. Consiste en separar el hidrocarburo de la fase acuosa empleando un aditivo químico rompedor de emulsión. El hidrocarburo separado se inyecta al proceso. El agua se reinyecta al pozo de disposición de residuos acuosos.

El vertimiento de aguas de proceso al cuerpo receptor (río Aguaytía) es cero.



Slop Tank. Tanque receptor de agua emulsionada y líquidos de los separadores.



Poza API: Poza de tratamiento del agua emulsionada. En la parte superior de la imagen se produce el ataque del rompedor de emulsión. En la parte intermedia se muestra el subproducto del tratamiento, una sustancia coloidal con hidrocarburo impregnado. En la parte inferior se aprecia una poza secundaria donde se separa el agua clarificada.

5.3. Residuos Sólidos

La disposición del gobierno a través del ente fiscalizador, Osinergmin, establece que los residuos sólidos de diferente origen ajeno al medio ambiente, debe ser retirado de las instalaciones para recibir el tratamiento final, a cargo de empresas certificadas. Los residuos son Peligrosos (si tienen efecto directo sobre la salud) y No Peligrosos (si son inocuos).



Almacén temporal de residuos



Camión certificado para transportar residuos



Camión cargado cruzando el río con una motonave

6.- PLAN DE CONTINGENCIAS

Para activar un Plan de Contingencias, se tienen definidos tres brigadas en planta conformadas de la siguiente manera:

1. Brigada de Respuesta: Operador y mecánico – Son los primeros en acudir al lugar de la emergencia.
2. Brigada de Apoyo 1: Capataz (Foreman) mecánico y electricista – Soportan a la Brigada de Respuesta
3. Brigada de Apoyo 2: Instrumentista, almacenero, asistente – Primeros auxilios y evacuación del personal y heridos.

6.1. Incendios

Ante un incendio, el personal que detecta la emergencia comunica inmediatamente al Operador de Planta, para que este active la sirena poniendo en alerta a todo el personal. El operador para la planta, e inmediatamente conforma la Brigada de Respuesta y se dirige al lugar de la emergencia para controlar y/o mitigar el evento. Las Brigadas de Apoyo acuden simultáneamente al lugar del evento para combatir el fuego con la Brigada de Respuesta. Llevan los equipos de primeros auxilios y evacuan al personal contratado. Se cuentan con extintores próximos a todos los sistemas de planta y una camioneta para evacuaciones.

6.2. Fugas de gas

Ante una fuga de gas, el personal que detecta la emergencia comunica inmediatamente al Operador de Planta, para que este active la sirena poniendo en alerta a todo el personal. El operador inmediatamente conforma la Brigada de Respuesta y se dirige al lugar de la emergencia para

controlar y/o mitigar el evento. Las Brigadas de Apoyo acuden simultáneamente al lugar del evento para tratar de eliminar la fuga. Puede tratarse de un ajuste de brida, una falla de una unión roscada, el vástago de una válvula, una fisura, una picadura de erosión.

Esto se determina in situ. El operador decide si amerita parar la planta o si se disponen de los recursos para realizar la corrección en el momento. Si la fuga es masiva y compromete la integridad del trabajador, se procede a parar la planta inmediatamente y despresurizar el tramo con la avería.

6.3. Derrames

Ante un derrame de hidrocarburo, el personal que detecta la emergencia comunica inmediatamente al operador de planta, para que éste active la sirena poniendo en alerta a todo el personal. El operador para la planta, e inmediatamente conforma la Brigada de Respuesta y se dirige al lugar de la emergencia para controlar y/o mitigar el evento.

La Brigada de Apoyo 1 acude simultáneamente al lugar del evento portando material oleofilico en paños y barreras de contención, colocándolas en los puntos de drenaje más bajos, para evitar que el hidrocarburo líquido llegue al río. La Brigada de Apoyo 2 con la Brigada de Respuesta bloquea el tramo con la avería y recupera el hidrocarburo.

Se programa el reemplazo del tramo dañado y se procede con la remediación del área afectada con la impregnación de hidrocarburo.

6.4. Inundaciones

La planta no se ve afectada por que está situada en una colina alta. Los puentes y alcantarillas si verían comprometida su integridad, debido a la socavación de las bases por la correntada. Una vez presentada la

inundación el personal de carreteras debe verificar el estado de los estribos (desplazamiento, colapso, erosión), largueros (desplazamiento, colapso) y pérdida de suelos, luego determinar las restricciones de tráfico peatonal y vehicular.

En época de lluvias se debe provisiones alimentaria suficientes para una autonomía de dos semanas.

7.- ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

La planta está diseñada para procesar 60 mmscfd. Un incremento en el procesamiento de gas, implica que los equipos enfriadores operarían por debajo de los valores de diseño, por lo que no se alcanzarían las temperaturas de refrigeración deseadas.

En la medida que el separador opere a mayor temperatura, se tendrá mayor cantidad de agua en fase vapor, generando una mayor carga de humedad hacia los deshidratadores de gas, con el riesgo inherente de la saturación del agente desecante. La capacidad de retención de agua de los deshidratadores es el factor limitante más importante de una planta de gas, porque una operación deficiente del sistema de secado significa ingreso de agua al sistema criogénico, distorsionándose gradual e irreversiblemente los parámetros de operación.

Incrementar la carga de gas, implica mayor carga de líquidos, por tanto la necesidad de disponer de mayor carga calórica de los sistemas de calentamiento: Horno de aceite térmico y rehervidor. La capacidad de proveer calor significa una limitante para el incremento de carga de gas por el proceso.

Un incremento de la temperatura en el ingreso del proceso significaría que el turboexpansor opere a mayor temperatura, perdiendo eficiencia en la separación de C_{3+}. La calidad del gas en términos de capacidad calorífica sería mayor de 980 BTU/mmscf. La calidad de los líquidos NGL también estaría afectada, al tener mayor contenido de C_2 en la composición.

El turboexpansor opera isoentrópicamente permitiendo que el gas se expanda de 74 bar (1080 psi) a 28 bar (400 psi), disminuyendo la temperatura de -18ºC (0º F) a -57ºC (-70 ºF). El trabajo generado es aprovechado por un compresor centrífugo acoplado en el mismo eje, que

utiliza esa energía para comprimir el gas residual que sale del tope de la desetanizadora.

La desetanizadora es el equipo principal para fraccionar el gas en Gas Residual (C_1, C_2, < 0,2% C_3) y NGL (máx. 1% C_2, C_3, C_4, C_{5+}). Las variables que se pueden ajustar en la columna son: el flujo de gas de ingreso, el reflujo y la temperatura de fondos.

8.-CONCLUSIONES

1. El incremento de la carga en una planta de gas está limitado por la calidad de los productos del proceso. La capacidad calorífica del gas residual, no debe exceder de 985 BTU/ MMSCF por que se tendrían problemas de combustión en las turbinas de la central térmica. En el caso de LGN no se debe enviar un producto con más de 2% de etano, por que complicaría la operación de separación en la Debutanizadora.

2. El incremento de la carga en una planta de gas implica que el separador opere a mayor temperatura, y por tanto una mayor carga de humedad hacia los deshidratadores de gas. Esta condición implica mayores ciclos de regeneración en las torres y consecuentemente menor periodo de vida útil.

3. Incrementar la carga en una planta de gas, implica mayor carga de líquidos, por tanto los sistemas de calentamiento requieren operar con mayores flujos y temperaturas. La consecuencia es mayor periodicidad de mantenimiento de las unidades.

4. El turboexpansor es el equipo crítico para la recuperación de líquidos en el proceso. La mejor eficiencia se encuentra cuando el gas ingresa a la menor temperatura operacionalmente posible y la relación de expansión entre el ingreso y la salida sea la mayor posible.

5. El punto de operación de máxima recuperación de líquidos: propano, butano y gasolinas, sin exceder el 1% de etano en la desetanizadora, se obtienen con las siguientes condiciones:

Flujo = 60 mmscfd

Presión de operación desetanizadora= 28 bar (410 psi)

Temperatura de fondos = 149ºC (300 ºF)

Temperatura de Tope = -72ºC (-98 ºF)

Reflujo = 14,5 mmscfd

Recuperación de propano = 92%

6. La capacidad mínima de la planta manteniendo la operación con control estable de parámetros es 25 mmscfd.

7. La capacidad máxima de la planta manteniendo la operación con control estable de parámetros y calidad de productos dentro del rango técnico (Max C2 NGL = 1,8% / Max C3 Gas = 0.5%) es 65 mmscfd.

9.-RECOMENDACIONES

1. Para incrementar la capacidad de carga, se sugiere implementar un aeroenfriador en el ingreso de la planta para mantener la temperatura de ingreso en no más de 43ºC (110 ºF).

2. Se recomienda modificar el diseño del horno de aceite térmico, para incrementar la capacidad de carga.

3. Para mantener la máxima recuperación de líquidos, deberían alinearse los pozos aportantes de mayor condensado al proceso.

4. Se propone llevar un registro de los perfiles de temperatura de los aeroenfriadores y programar la limpieza cuando se detecten incrementos de temperatura.

5. Ajustar los ciclos de regeneración de los deshidratadores, cuando se detecte que no alcanzan a retirar toda la humedad del gas de ingreso.

6. Debe considerarse integrar el área de Mantenimiento Mecánico – Eléctrico con el área de Operaciones y el área de Logística, para asegurar el cumplimiento de los mantenimientos programados, ajustado a las necesidades operativas y/o recomendaciones del fabricante.

7. Se recomienda implementar un programa de entrenamiento para los eventos considerados en el Plan de Contingencias, establecido por el organismo fiscalizador del Ministerio de Energía y Minas.

8. Se propone reducir, reutilizar y reciclar todo tipo de residuos.

10.- BIBLIOGRAFÍA

1. Towler, G, R. Sinnott, **Chemical Engineering Design – Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design**, Edit. Elsevier, Amsterdam, 2008.

2. Silla, H., **Chemical Process Engineering – Design and Economics**, Marcel Dekker Inc., New York, 2003.

3. Walas, S. M., **Chemical Process Equipment – Selection and Design**, , Butterworth – Heinemann, Washington, 1990

4. Douglas, J. M. , **Conceptual Design of Chemical Process**, McGraw-Hill Book Company, 1988.

5. Douglas, E., **Industrial Chemical Process Design**, McGraw-Hill Publications, 1999.

6. Peters, M. S., K. D. Timmerhaus, **Plant Design and Economics for Chemical Engineers**, 4ta ed., McGraw-Hill, Inc., 1991.

7. Baasel, W. D., **Preliminary Chemical Engineering Plant Design**, Elsevier, New York.

8. Seider, W., J.D. Seader, D. R. Lewin, **Product and Process Design Principles – Synthesis, Analysis and Evaluation**, 2da. Ed., John Wiley Sons, Inc.

9. Green, D., R. Perry, **Perry's Chemical Engineer's Handbook**, 8va ed., McGraw-Hill Book Company, 2008.

11.- APÉNDICE

11.1-Glosario de Términos

Gas de Pozos Gas que proviene del yacimiento. Contiene C_1, C_2, C_3, C_4, C_5, C_{6+}, CO_2, N_2 y agua.

Gas Rico Gas que sale del Separador 3F. Contiene C_1, C_2, C_3, C_4, C_5.

Gas Residual Gas que se obtiene del tope de la desetanizadora. Contiene C_1, C_2 y 0,2% de C_3.

Gas Seco Gas Residual

Gas Combustible (Fuel Gas) Gas Residual

NGL Líquidos de gas natural. Contiene C_3, C_4, C_5, C_{6+}

Manifold de Ingreso Arreglo de tuberías en paralelo donde están identificados las líneas de cada pozo productor y reinyector.

Enfriador de Gas de Ingreso

Permite la condensación de una fracción del Gas de Pozos. Son hidrocarburos condensables y agua de formación del yacimiento.

Separador de tres fases Permite la separación de hidrocarburos condensables y agua formando 3 fases: gas, condensado y agua.

Calentador de Gas de Ingreso Intercambiado tubular que garantiza que el gas no ingrese a los deshidratadores a temperatura inferior a 60ºF, evitando al formación de hidratos.

Filtro separador de Gas de Ingreso

Filtro y depurado que retiene la niebla de hidrocarburo y agua.

Deshidratador de Gas Unidad constituida por una columna tubular con material desecante en la parte interna, soportada con parrillas. La función del quipo es retener la humedad del gas.

Filtro de polvo de gas Retiene las partículas de polvo del material desecante que es arrastrado por el gas.

Deshidratador de condensado.Unidad constituida por una columna tubular con material desecante en la parte interna, soportada con parrillas. La función del quipo es retener la humedad del condensado.

Coalescedor de condensado. Separador que retiene humedad por formación de gotas (coalescencia).

Filtro de polvo de condensado Retiene las partículas de polvo del material desecante que es arrastrado por el condensado.

Bomba para incremento de presión

Bombas centrifugas alineadas entre el separador 3F y los deshidratadores de condensado.

Intercambiador de calor de gas de Ingreso

El gas que ingresa (100ºF) al intercambiador de placas, es enfriado (0 ºF) con la corriente de gas frio (-90ºF) que sale del tope de la desetanizadora.

Separador Frio. El gas y líquidos condensados provenientes del Intercambiador de calor de gas de Ingreso es separado en el Separador Frio.

Condensador de Reflujo El gas que proviene del Separador Frio es sobre enfriado en este intercambiador de placas (-130ºF) antes de ingresar a la desetanizadora.

Desetanizadora.	Columna Fraccionadora que opera a 400 psi. El producto de tope es Gas Residual con 82% de metano, 8% de etano y 0.2% de propano. El producto de fondos contiene 1% de etano y 30% de propano.
Turboexpansor.	Turbina de expansión que permite la máxima recuperación de líquidos, por la expansión y el enfriamiento de las corrientes del tope de la desetanizadora. El gas ingresa a 1080 psi / 0ºF y descarga a 400 psi/ -70ºF.
Compresor - Expansor	Compresor centrifugo acoplado al Turboexpansor diseñado para mantener el equilibrio de la carga de empuje de las ruedas del expansor – compresor y comprimir el gas de tope de la desetanizadora.
Rehervidor	Intercambiador de calor de carcaza y tubos. La unidad utiliza como agente de calentamiento aceite térmico. La función es mantener la temperatura de fondos de la desetanizadora.
Enfriador de Producto	Aeroenfriador de producto de fondos desetanizadora (NGL).

Bomba de fondos de producto NGL

Bomba de fondos de producto NGL. Descarga a 1000 psi. La tubería de salida esta conectada con la recepción en Planta de Fraccionamiento, donde procesan el NGL.

Compresor de gas residual Unidad del tipo reciprocante con la que se comprime el Gas para ser enviado a la Central térmica de Aguaytia.

Compresor de gas de reinyección

Esta unidad reciprocante comprime el gas excedente en dos etapas, alcanzando 3600 psi, reinyectando a los pozos reinyectores.

Sistema de Regeneración La función del sistema es regenerar las torres deshidratadoras de gas y condensado. Utiliza el mismo gas de proceso para regenerar y enfriar las torres.

Sistema de Aceite Térmico Circuito cerrado de aceite térmico que se emplea como fuente de calor para el rehervidor y el sistema de regeneración.

Depurador de gas combustible.

El separador asegura que el gas suministrado a los motores a gas no arrastre líquidos y se mantenga a una presión estable.

Generador Grupo electrógeno con motor a gas que suministra corriente trifásica a los motores eléctricos del proceso y alumbrado de la instalación.

Compresor de aire Unidad que suministra aire comprimido seco para los actuadores de las válvulas de control.

11.2. INTERCAMBIADOR DE GAS DE INGRESO – DISEÑO

FORMULAS PARA EL DISEÑO DEL INLET GAS COOLER

CALOR TRANSFERIDO, Q

$Q = Ux*Ax*CMTD$

Ux, Coeficiente de transferencia de calor global
Ax, Area de transferencia de calor considerando el aletado
CMTD, Media logaritmica de temperaturas con factor de correccion

COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA, Ux

$(1/Ux) = (1/ht)*(Ax/Ai) + rdt*(Ax/Ai) + rmx + (1/ha)$

ht, Coeficiente filmico del interior del tubo
Ai, Area interior del tubo
rdt, factor de ensuciamiento interno
rmx, factor de ensuciamiento externo
ha, Coeficiente filmico del aire

INCREMENTO DE TEMPERATURA DEL AIRE, dta

$dta = ((Ux + 1)/10) *((T1 - T2)/2 - t1)$

T1, Temperatura de ingreso del gas
T2, Temperatura de salida del gas
T1, Temperatura de ingreso del gas

MEDIA LOGARITMICA DE TEMPERATURAS

dTg, diferencia de temperaturas del gas
dta, Diferencia de temperaturas del gas
CMTD, Media logaritmica corregida
F, factor de correccion según Figura 2

$$LMTD = \frac{(dTg - dta)}{Ln\ (dTg/dta)}$$

$CMTD = F*LMTD$

NUMERO DE REYNOLDS, Re

u, Viscosidad
Di, Diametro interno del tubo

Re = Di * Gt/u

CAIDA DE PRESION LADO DEL TUBO, dP

f, Factor de friccion
Y, Factor de correccion de presion por longitud
Np, Numero de pasos
D, Diametro del tubo
(phi). Factor de correcion por viscosidad
B, Factor de correcion por numero de pasos

dP = f*Y*L*Np/D*(phi)+B*Np

COEFICIENTE LADO DEL TUBO, ht

J, Factor J
k, Conductividad termica del gas
Cp, Capacidad calorifica del gas
u, Viscosidad
Di, Diametro interno del tubo
(phi). Factor de correcion por viscosidad

$$ht = J\,k\,(Cp\,u/k)^{1/3}\,(phi)/Di$$

CALCULO DE LA CANTIDAD DE AIRE, Wa

Wa = Q / dta * Cp

CALCULO FLUJO DE AIRE, Ga

Fa, Seccion total de flujo

Ga = Wa / Fa

DATOS

GAS DE POZOS – CONDICIONES DE OPERACION

P (PSIA) =	2000	
T (1) =	150	ºF
Cp =	0.710	BTU/LBºF
u =	0.021	cp
k =	0.031	BTU/H.PIE.ºF
rdt =	0.001	H.PIE2.ºF/BTU
Gas de salida:		
T (2) =	110	ºF

CARACTERISTICAS DEL AEROENFRIADOR PROPUESTO

INTERCAMBIADOR DE CALOR 1 PASO

TUBOS ALETADOS (4 FILAS)

DIAMETRO DE TUBO 1" Y ALETA DE 5/8"

ARREGLO TRIANGULAR 2 1/2"

BALANCES - INLET GAS COOLER

Calculo de la densidad del gas de pozos

MW =	22.68	
P =	2000	PSIA
T =	610	
Z =	0.76	
dg =	9.12	Lb/pie3

Calculo de Flujo de Gas corregido a condiciones de proceso:

GAS IN = 60 MMSCF/DAY

GAS IN = 60 MMSCF/DIA*(460 + 150/ 460 + 60) * (14.7/2000) * 0,76 = 393168 PIE3/DIA

GAS IN masa = 393168 PIE3/DIA * 9.12 LB/PIE3 = 3585697 LBS/DIA

GAS IN masa =	3585697	LBS/DIA
	149404	LBS/HR

Condiciones de equilibrio termodinamico / 1050 psia 150 °F

Ki = Yi / Xi

SUM(Xi) = SUM(Ni / (Vki+L)) = 1

COMPUESTO	% MOL	K	Ni	Xi = Ni / (L+VK)
CO2	0.026	1.16	0.0276	0.024
C1	0.7528	1.7	0.7978	0.478
C2	0.0759	0.8	0.0804	0.099
C3	0.0271	0.6	0.0287	0.047
i-C4	0.0084	0.35	0.0089	0.024
n-C4	0.0116	0.3	0.0123	0.037
i-C5	0.0058	0.18	0.0061	0.029
n-C5	0.0052	0.16	0.0055	0.028
C6	0.0308	0.1	0.0326	0.235
				1.000

Asumimos L, e iteramos:

L= 0.043

Con este valor de L se calcula V

V= 0.957

El porcentaje de condensado es 4.30%

Calculo de Flujo de Condensado:

CONDENSADO in	6798	MOL LB/DIA
	282594	LBS/DIA

Calculo de Flujo de Gas:

INLET GAS in	151292	MOL LB/DIA
	3494314	LBS/DIA

Condiciones de equilibrio termodinamico / 1050 psia 110 °F

Ki = Yi / Xi

SUM(Xi) = SUM(Ni / (Vki+L)) = 1

Los calculos para determinar la cantidad de L y V:

COMPUESTO	% MOL	K	Ni	Xi = Ni / (L+VK)
CO2	0.026	1.470	0.0276	0.019
C1	0.7528	2.700	0.7978	0.307
C2	0.0759	0.800	0.0804	0.099
C3	0.0271	0.370	0.0287	0.071
i-C4	0.0084	0.220	0.0089	0.033
n-C4	0.0116	0.180	0.0123	0.054
i-C5	0.0058	0.100	0.0061	0.040
n-C5	0.0052	0.085	0.0055	0.040
C6	0.0308	0.040	0.0326	0.338
	0.9436			**1.000**

Resolviendo por iteracion:

L= 0.059

De la iteración se calcula L, con el L encontrado se calcula V

V= 0.941

El porcentaje de condensado es 5.90%

Calculo de Flujo de Condensado:

CONDENSADO out 9327 MOL LB/DIA

482057 LBS/DIA

Calculo de Flujo de Gas:

INLET GAS out 148762 MOL LB/DIA

3269849 LBS/DIA

BALANCE DE ENERGIA

FLUIDO	FLUJO	ENTALPIA	Q INLET GAS
	(LBS/DIA)	(BTU/LB)	(MM BTU/DIA)
INLET GAS in	3494314	168	587.0
INLET GAS out	3269849	130	425.1

TABLAS ENTALPIA P - T - PM

FLUIDO	FLUJO	ENTALPIA	Q CONDENSADO
	(LBS/DIA)	(BTU/LB)	(MM BTU/DIA)
CONDENSADO in	282594	175	49.5
CONDENSADO out	482057	160	77.1

Q RETIRADO POR EL AIRE = 134.3 MM BTU/DIA

DISEÑO DEL INLET GAS COOLER

CARACTERISTICAS

INTERCAMBIADOR DE CALOR 1 PASO
TUBOS ALETADOS (4 FILAS)
DIAMETRO DE TUBO 1" Y ALETA DE 5/8"
ARREGLO TRIANGULAR 2 1/2"

D =	1	PULG
Considerando L =	30	PIES



VISTA DE CABEZAL CON EL ARREGLO TRIANGULAR DE LOS TUBOS
(FOTOGRAFIA REFERENCIAL)

1. ASUMIENDO EL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR Ux ITERAR Ux HASTA IGUALAR EL Ux CALCULADO CON EL ASUMIDO

FLUIDO CALIENTE:	GAS DE LOS POZOS	
T (1) =	150	ºF
T (2) =	110	ºF
FLUIDO FRIO:	AIRE	
Ta =	90	ºF
Cp aire=	0.24	BTU/LBºF
Ux =	4.2	FIG 2.1

2. CALCULO DEL INCREMENTO DE TEMPERATURA DEL AIRE

dTa =	20.8	CORRELACION EMPIRICA GPSA

3. CALCULO CMTD

GAS	150	---->	110
AIRE	110.8	<----	90
LMTD =	28.53		
F =	0.9		FIG 2.2
CMTD=	25.7		

4. CALCULO SUPERFICIE REQUERIDA

Q = 5595384.59 BTU/HR

Ax = 51882 PIE2

5. CALCULO AREA DE LA CARA DEL EQUIPO

APSF = 107.2 FIG 2.3

Fa = 484.0

6. CALCULO ANCHO DEL EQUIPO

Asumiendo L = 40 PIES

A = 12.1

SE BUSCA UNA CONFIGURACION STANDARD FIG 2.3

7. CALCULO NUMERO DE TUBOS

APF = 5.58 PIE2/PIE FIG 2.3

Nt = 232

8. FLUJO MASICO

DIAMETRO DE TUBERIA 1" / ALETA 5/8" 0.595 inch2

Gt = 43.18

9. CALCULO DEL NUMERO DE REYNOLDS

NR = 1824

10. CAIDA DE PRESION LADO DEL TUBO

dP = f*Y*L*Np/D*(phi)+B*Np f = 0.0015 Phi = 1

Y = 3 FIG 2.4

dP = 0.23 Np = 1 FIG 2.5

B = 0.05 FIG 2.8

11. CALCULO DEL COEFICIENTE LADO DEL TUBO

J = 8000 FIG 2.6

ht = 223

12. CALCULO DE LA CANTIDAD DE AIRE

Wa = 1120870 LBS/HR + 20% EFIC MEC

Wa = 1345044

13. CALCULO FLUJO DE AIRE

Ga = 2779.2 LBS/HR*PIE2

14. COEFICIENTE FILMICO DEL AIRE

FIG 2.7

ha = 9

15. CALCULO COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA GLOBAL

Ax/Ai = Ar (Do/Di)
Ax/Ai = 24.60

1/Ux = 1/ht (Ax/Ai) + rdt (Ax/Ai) + rmx + 1/ha

Ux = 4.1

DISEÑO SATISFACTORIO

FIGURA 2.1. TYPICAL OVERALL HEAT TRANSFER COEFFICIENTS FOR AIR COOLERS

FIG. 10-10

Typical Overall Heat-Transfer Coefficients for Air Coolers

Service	1 in. Fintube			
	½ in. by 9		⅝ in. by 10	
	U_b	U_x	U_b	U_x
1. Water & water solutions				
	(See note below)			
Engine jacket water (r_d = 0.001)	110	7.5	130	6.1
Process water (r_d = 0.002)	95	6.5	110	5.2
50-50 ethylene glycol-water (r_d = 0.001)	90	6.2	105	4.9
50-50 ethylene glycol-water (r_d = 0.002)	80	5.5	95	4.4
2. Hydrocarbon liquid coolers				
Viscosity, cp, at avg. temp.	U_b	U_x	U_b	U_x
0.2	85	5.9	100	4.7
0.5	75	5.2	90	4.2
1.0	65	4.5	75	3.5
2.5	45	3.1	55	2.6
4.0	30	2.1	35	1.6
6.0	20	1.4	25	1.2
10.0	10	0.7	13	0.6
3. Hydrocarbon gas coolers				
Pressure, psig	U_b	U_x	U_b	U_x
50	30	2.1	35	1.6
100	35	2.4	40	1.9
300	45	3.1	55	2.6
500	55	3.8	65	3.0
750	65	4.5	75	3.5
1000	75	5.2	90	4.2
4. Air and flue-gas coolers Use one-half of value given for hydrocarbon gas coolers.				
5. Steam Condensers (Atmospheric pressure & above)	U_b	U_x	U_b	U_x
Pure Steam (r_d = 0.0005)	125	8.6	145	6.8
Steam with non-condensibles	60	4.1	70	3.3
6. HC condensers				
Condensing* Range, °F	U_b	U_x	U_b	U_x
0° range	85	5.9	100	4.7
10° range	80	5.5	95	4.4
25° range	75	5.2	90	4.2
60° range	65	4.5	75	3.5
100° & over range	60	4.1	70	3.3
7. Other condensers				
	U_b	U_x	U_b	U_x
Ammonia	110	7.6	130	6.1
Freon 12	65	4.5	75	3.5

Notes: U_b is overall rate based on bare tube area, and U_x is overall rate based on extended surface.

Based on approximate air face mass velocities between 2600 and 2800 lb/(hr.sq ft of face area).

*Condensing range = hydrocarbon inlet temperature to condensing zone minus hydrocarbon outlet temperature from condensing zone.

FIGURA 2.2. MTD CORRECTION FACTORS (1 PASS – CROSS FLOW, BOTH FLUIDS UNMIXED)

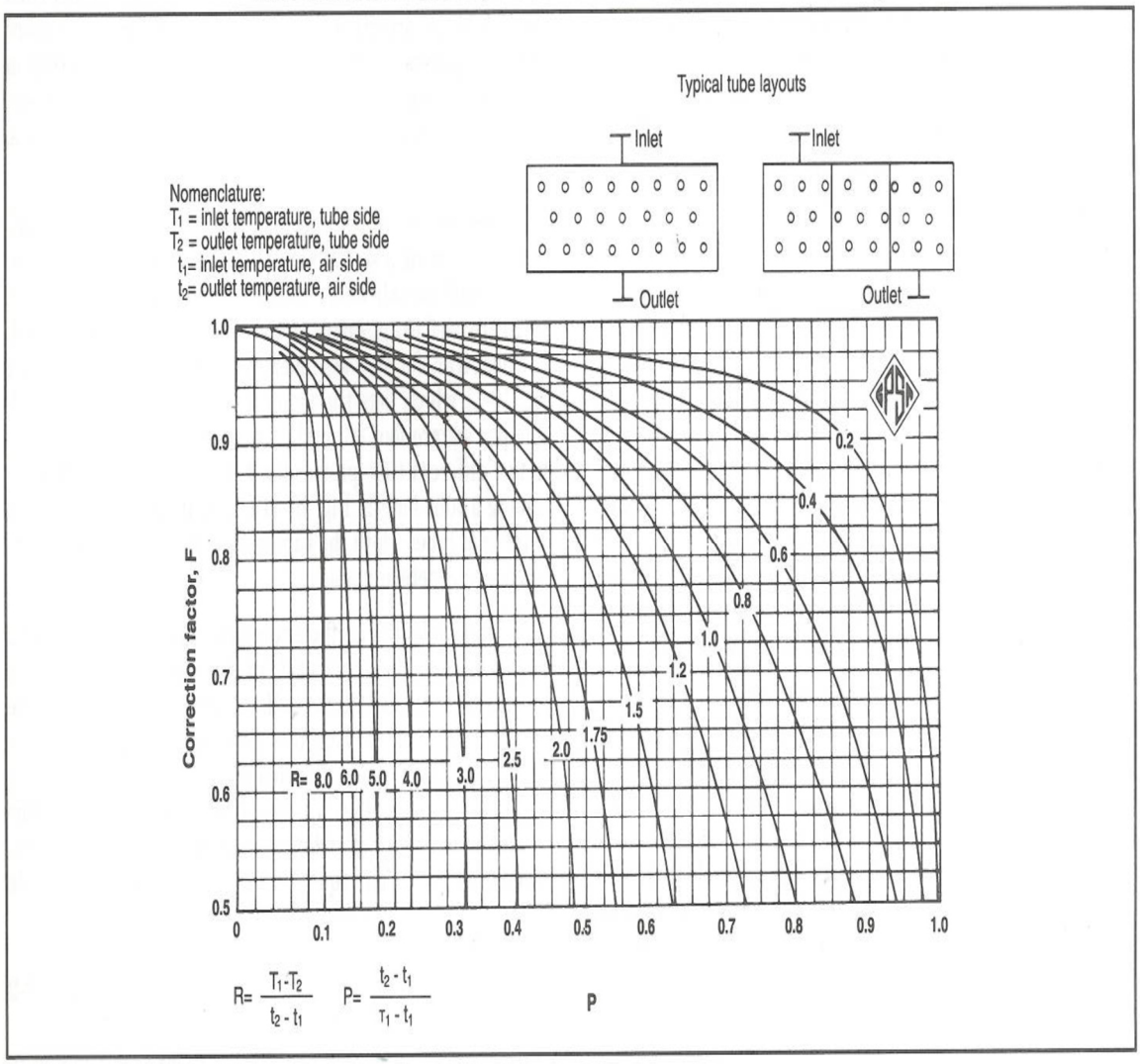


FIGURA 2.3.

Design Values for Rough Rating

Typical Section Width, ft	Typical Tube Length, ft
6	6, 10, 15, 20, 24, 30
8	10, 15, 20, 24, 30
12	12, 16, 24, 32, 40
16	16, 24, 32, 40

APF = Extended area ft^2/ft of tube = ***5.58***

AR = Extended area/bare area = ***14.5***

APSF = Extended area/bundle face area = No. tube rows ***(26.8)***

FIGURA 2.4. NUMERO DE REYNOLDS – FACTOR DE FRICCION

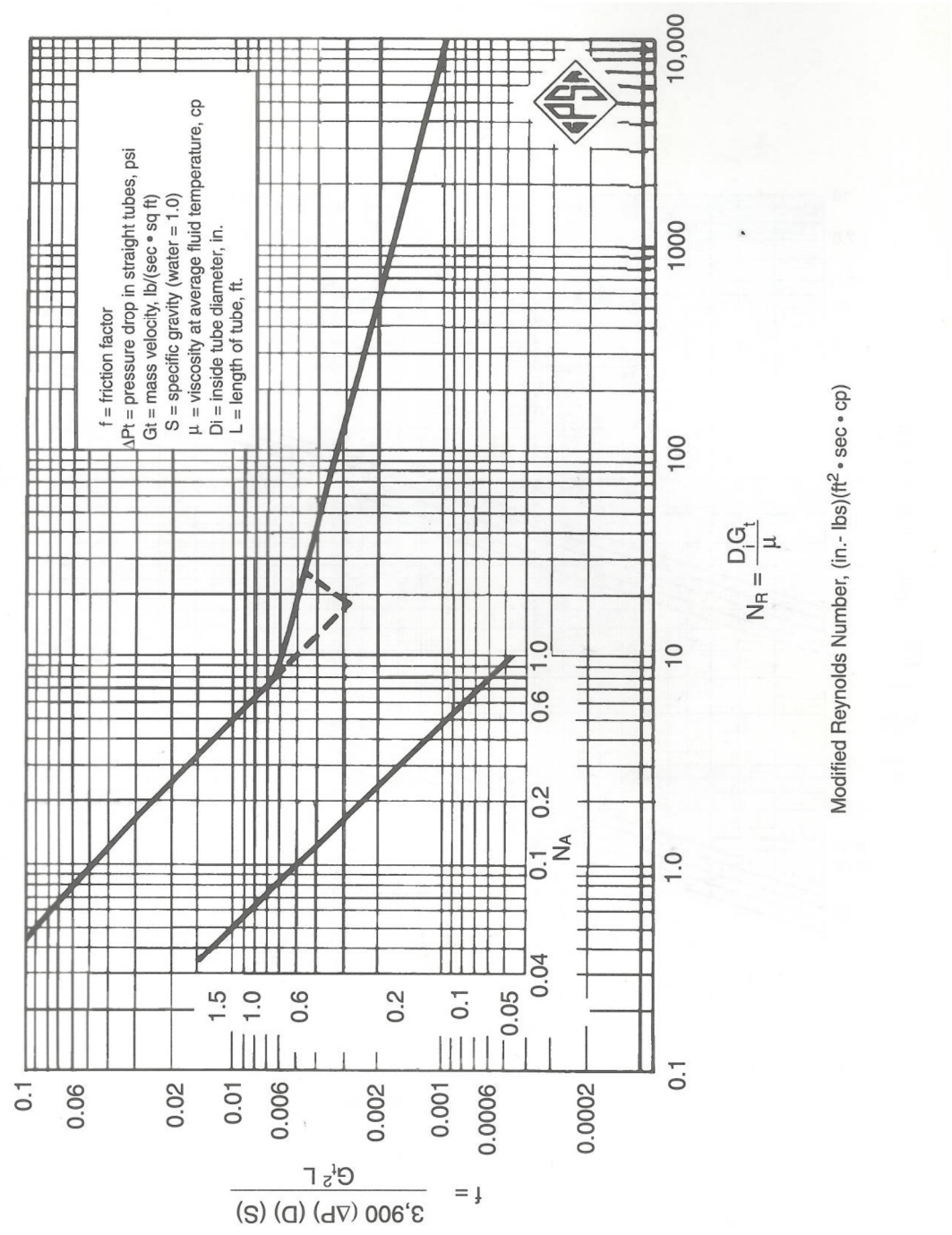


FIGURA 2.5. VELOCIDAD MASICA – NUMERO DE REYNOLDS

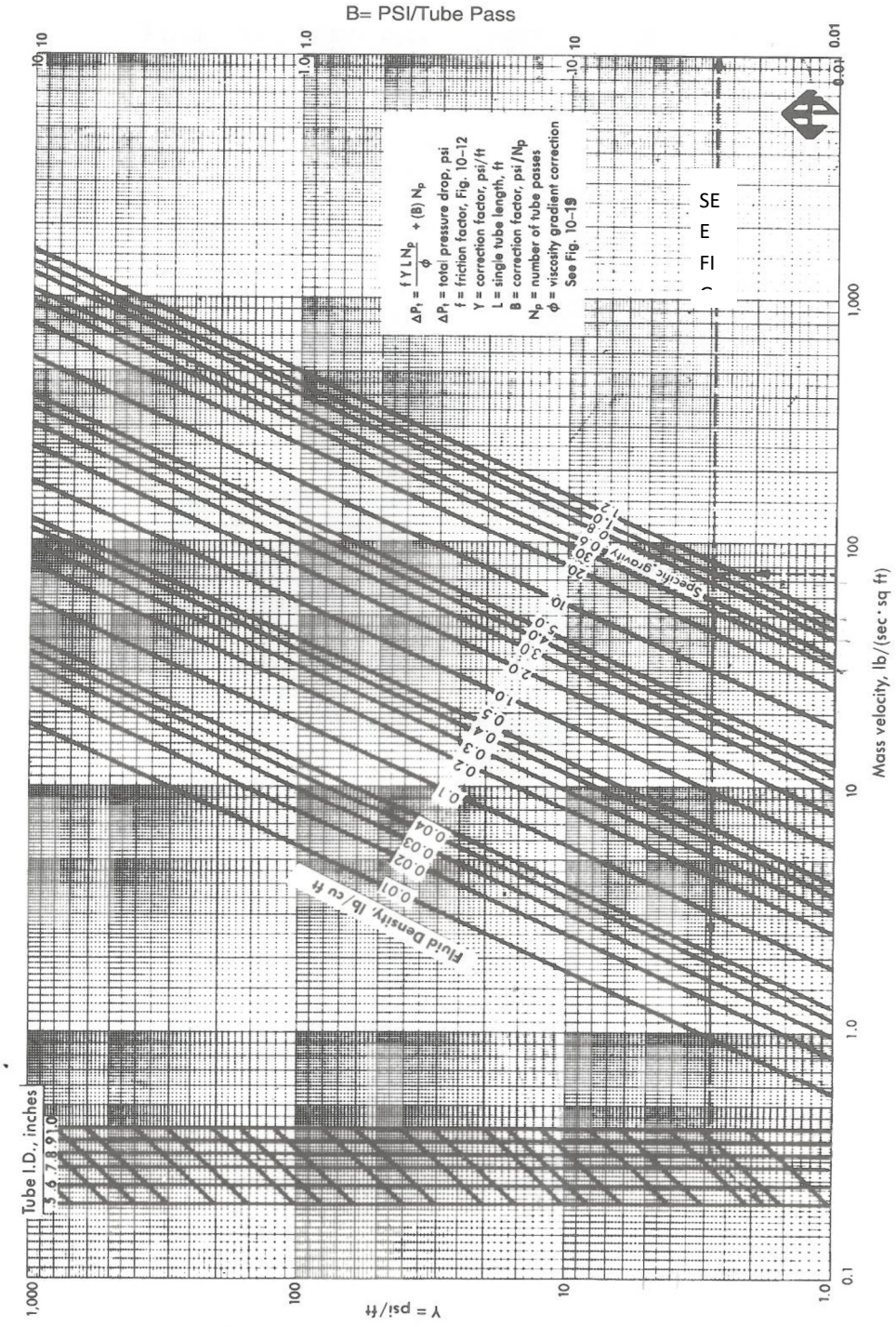


FIGURA 2.6. NUMERO DE REYNOLDS – FACTOR J

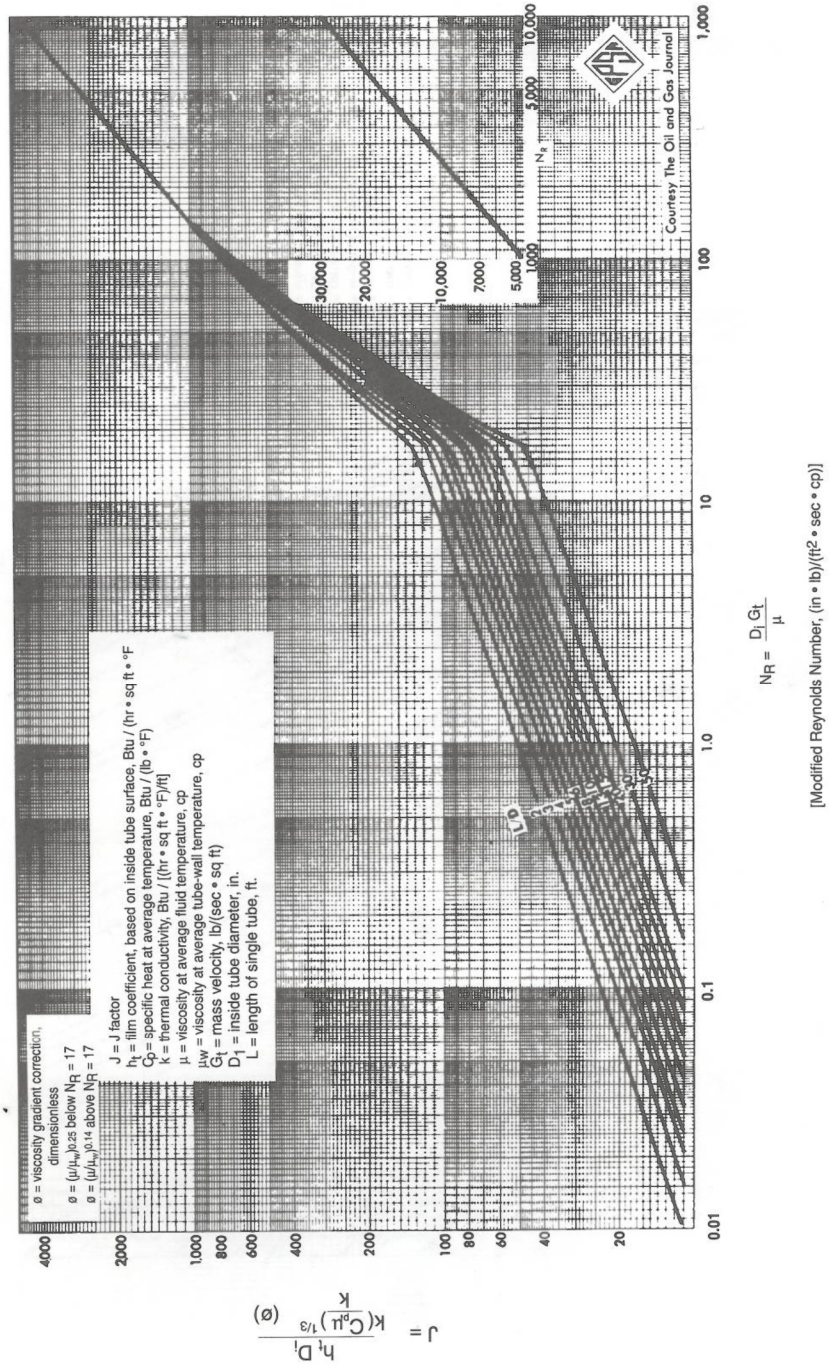


FIGURA 2.7. AIR FILM COEFFICIENT

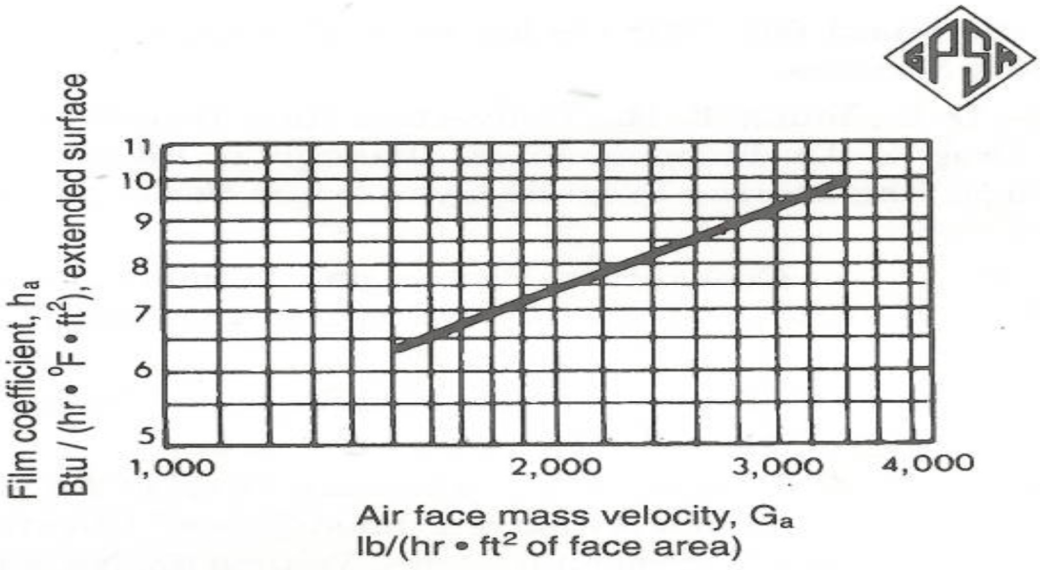


FIGURA 2.8. CORRECTION FACTOR FOR FLUID VISCOSITY WITHIN THE TUBES

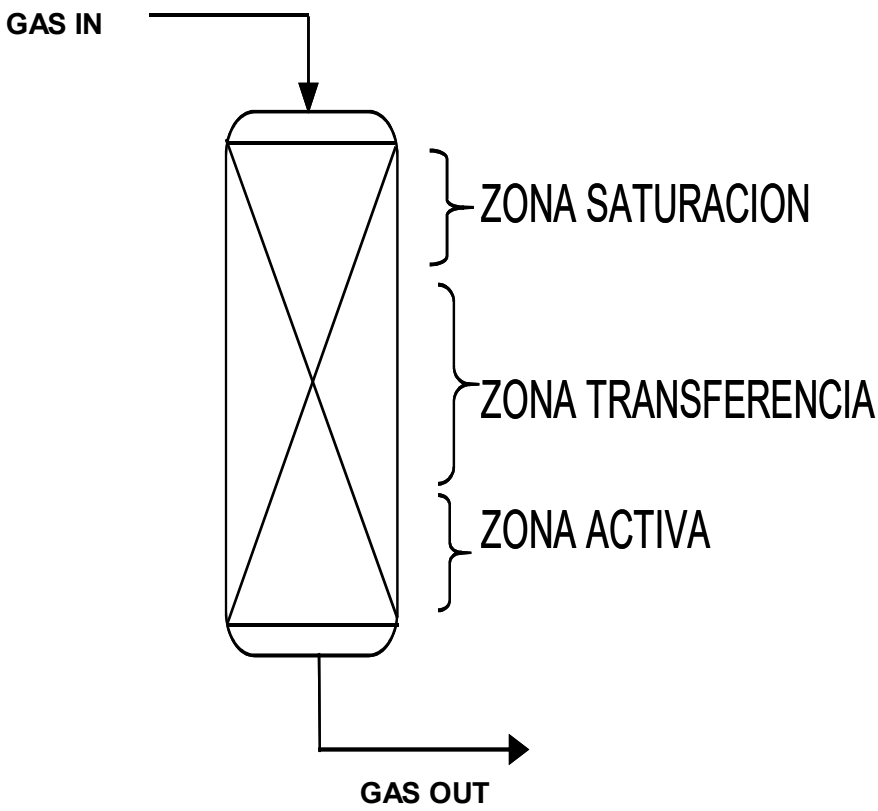
Correction factor * when $\varphi = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$ SEE FIGURE 5

	Correction Factor, ϕ
1. Hydrocarbon vapor; steam; water	1.0
2. Hydrocarbon liquids (18 to 48 API), MEA/DEA solutions	0.96
3. Water/glycol solutions; heat transfer fluids	0.92
4. Lube oils; heavy petroleum fractions (10 to 18 API)	0.85

* When $N_r < 17$, $\varphi = (\frac{\mu}{\mu_w})^{0.25}$ A Reynolds number of less than 17 is only likely for lube oils or heavy petroleum fractions. The minimum recommended value of ϕ to use in Step 10 is 0.80, even though the calculated value may be lower.

11.3. DESHIDRATADOR DE GAS – DISEÑO

FORMULAS PARA EL DISEÑO DE DESHIDRATADORES DE GAS



DENSIDAD, *dg*

dg = (P)*(MW)/(Z*R*T)

P, Presion absoluta
MW, Peso molecular
Z, Factor de compresibilidad
R, Constante universal de los gases
T, Temperatura

VELOCIDAD SUPERFICIAL, Vg

$$Vg = A / (dg)^{1/2}$$

A, Constante

FLUJO DE GAS ACTUAL, Qa

$$Qa = (Qs/1440)*(Ps/P)*(T/Ts)*Z$$

Qs, Flujo de gas standard
Ps. Presion standard
P, Presion actual
Ts, Temperatura standard
T, Temperatura actual
Z, Factor de compresibilidad

DIAMETRO DE LA TORRE, Dt

$$Dt = (4Qa/3.14\ Vg)^{1/2}$$

ALTURA DEL LECHO, h_B

$$h_B = 400\ mw/ 3.14* X* D_B* Dt$$

m_w, carga de agua por ciclo
X, Capacidad util del desecante
D_B, Densidad del desecante
Dt, Diametro del lecho

CAIDA DE PRESION POR UNIDAD DE LONGITUD, dP/L

$$dP/L = Bu*Vg + C * dg * Vg^2$$

B,C, Funcion tipo/tamaño del Mole Sieve
Vg, velocidad superficial
dg, densidad del gas
u, viscosidad

ZONA DE TRANSFERENCIA DE MASA (MTZ), hz

$$hz = \mathbf{A} * Qs^{0.2389} * W^{0.7895} * (HR)^{0.5249} * Dt^{-0.4778} * (P/Tz)^{0.5506}$$

A, Constante
Qs, Flujo de gas
W, Agua saturada en el gas
HR, Humedad relativa del gas
Dt, Diametro del deshidratador
P, Presión
T, Temperatura
z, Factor de compresibilidad

MAXIMA CAPACIDAD UTIL DEL DESECANTE, X

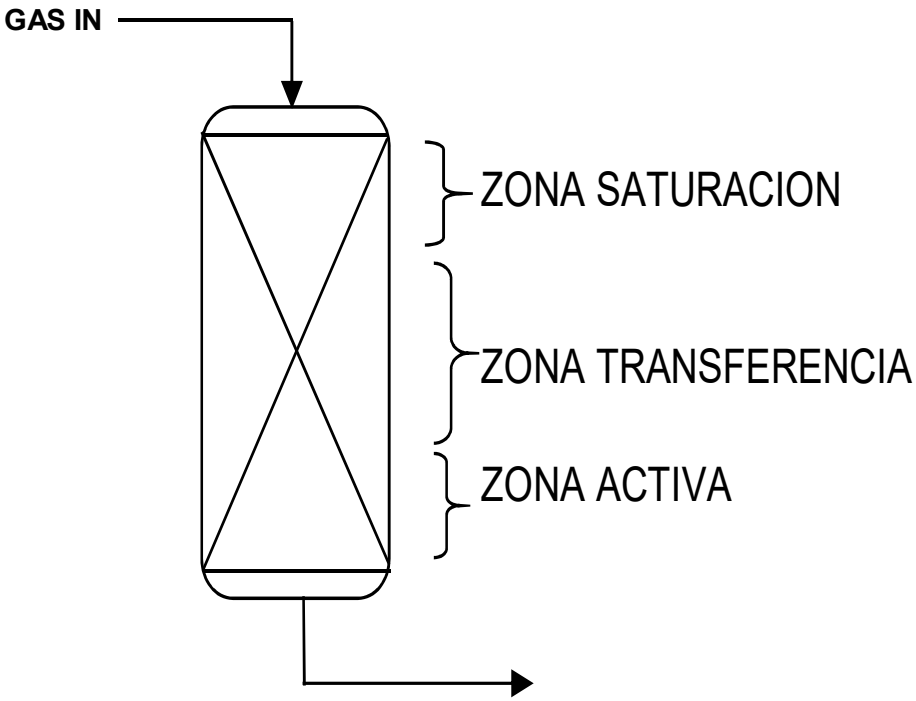
$$X = (Xs * h_B - 0.45 * hz * Xs) / h_B$$

Xs, Capacidad dinamica de saturacion

DATOS PARA EL DISEÑO DEL DESHIDRATADOR

P =	1100	psia	
Ps =	14.7	psia	
MW =	22		
z =	0.9		
R =	10.73	psia ft3/ lb mol °R	
T =	560	°R	
Ts =	520	°R	
u =	0.012	cp	
Qs =	60	MMscfd	
A =	55		TABLA 3.1.
W =	60	Lbs/MMscf	FIG 3.1.
ciclo =	12	Hrs	
m_w =	1800	Lbs/ciclo	
X =	10	%	
D_B =	42	Lbm/ft3	
dP/L =	0.3 - 0.44	psi/ft (valor aceptado para diseño satisfactorio)	
A =	0.165		
HR =	100	%	
Xs =	14	%	FIG 3.2.

DISEÑO DEL DESHIDRATADOR DE GAS



DENSIDAD, *dg*

dg = (P)*(MW)/(Z*R*T)

dg = 4.47 Lbm/ft3

VELOCIDAD SUPERFICIAL, Vg

$Vg = A / (dg)^{1/2}$

Vg = 26.00 ft/min

FLUJO DE GAS ACTUAL, Qa

Qa = (Qs/1440)*(Ps/P)*(T/Ts)*Z

Qa = 539.69 ft3/min

DIAMETRO DE LA TORRE, Dt

$$Dt = (4Qa/3.14\ Vg)^{1/2}$$

Dt = 5.14 ft

ALTURA DEL LECHO, h_B

h_B = 400 mw/ 3.14* X* D_B* Dt

h_B = 20.65 ft

CAIDA DE PRESION POR UNIDAD DE LONGITUD, dP/L

dP/L = Bu*Vg + C * *dg* * Vg^2

dP/L = 0.29 psi/ft correcto

ZONA DE TRANSFERENCIA DE MASA (MTZ), hz

$$hz = \mathbf{A} * Qs^{0.2389} * W^{0.7895} * (HR)^{0.5249} * Dt^{-0.4778} * (P/Tz)^{0.5506}$$

hz = 7.3 ft para silica gel
hz = 4.7 ft para mol sieve

MAXIMA CAPACIDAD UTIL DEL DESECANTE, X

X = (Xs* h_B - 0.45* hz * Xs)/ h_B

X = 12.55 %

EXISTE CONSISTENCIA ENTRE EL VALOR X = 10% ASUMIDO Y EL CALCULADO

TABLA 2.1.

FACTOR A EN FUNCION DEL DIAMETRO DE ESFERAS MOLE SIEVE	
DIAMETRO DE ESFERAS (PULG)	**A**
1/8	**55**
1/16	**39**

TABLA 2.2.

CONSTANTES B Y C DE LA ECUACION DE DISEÑO		
TIPO DE PARTICULA	**B**	**C**
1/8" bead	**0.056**	**0.000 0889**
1/8" extrudate	**0.0722**	**0.000 124**
1/16" bed	**0.152**	**0.000 136**
1/16" extrudate	**0.238**	**0.000 210**

FIGURA 3.1. DIAGRAMA DE MC KETTA

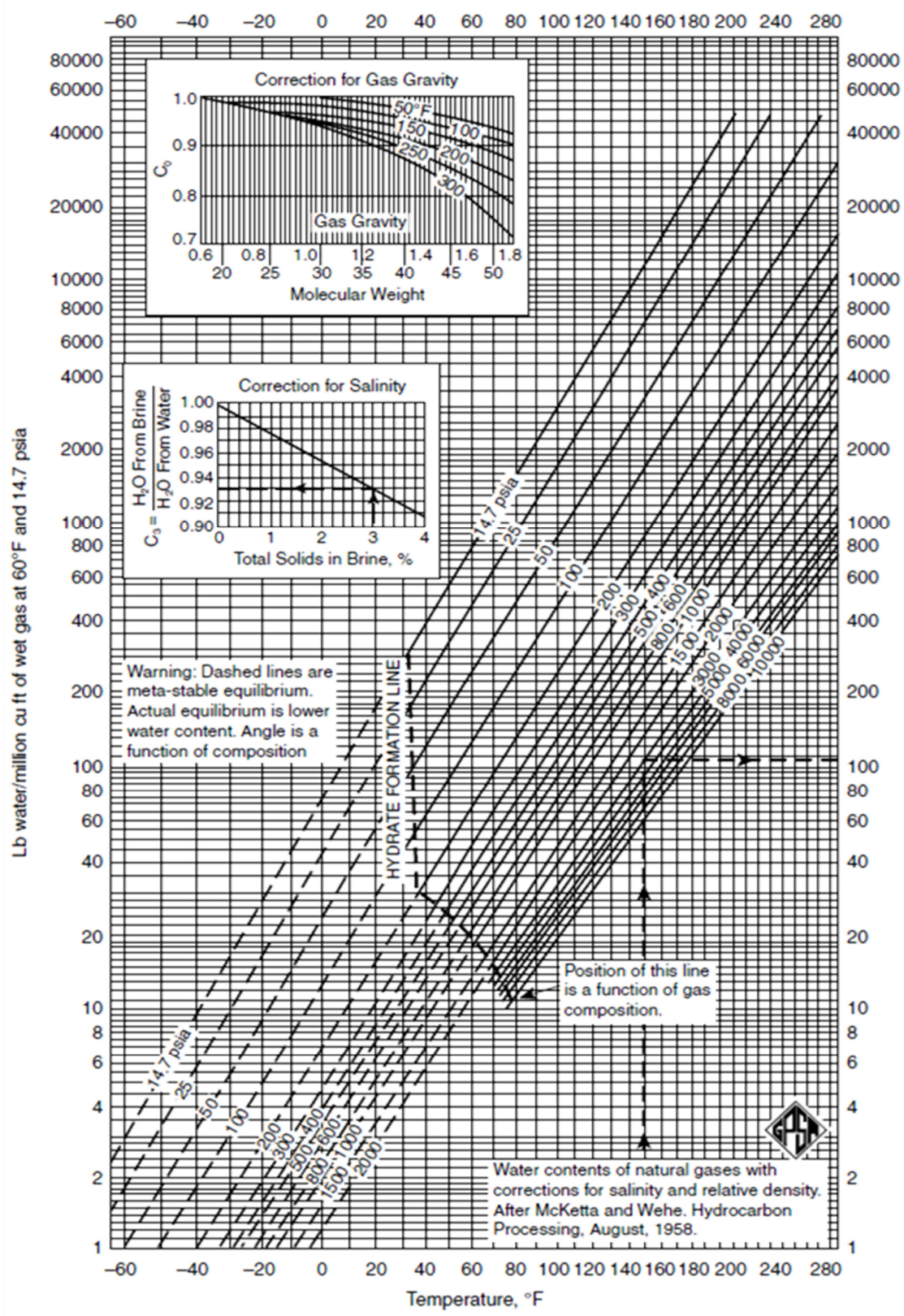
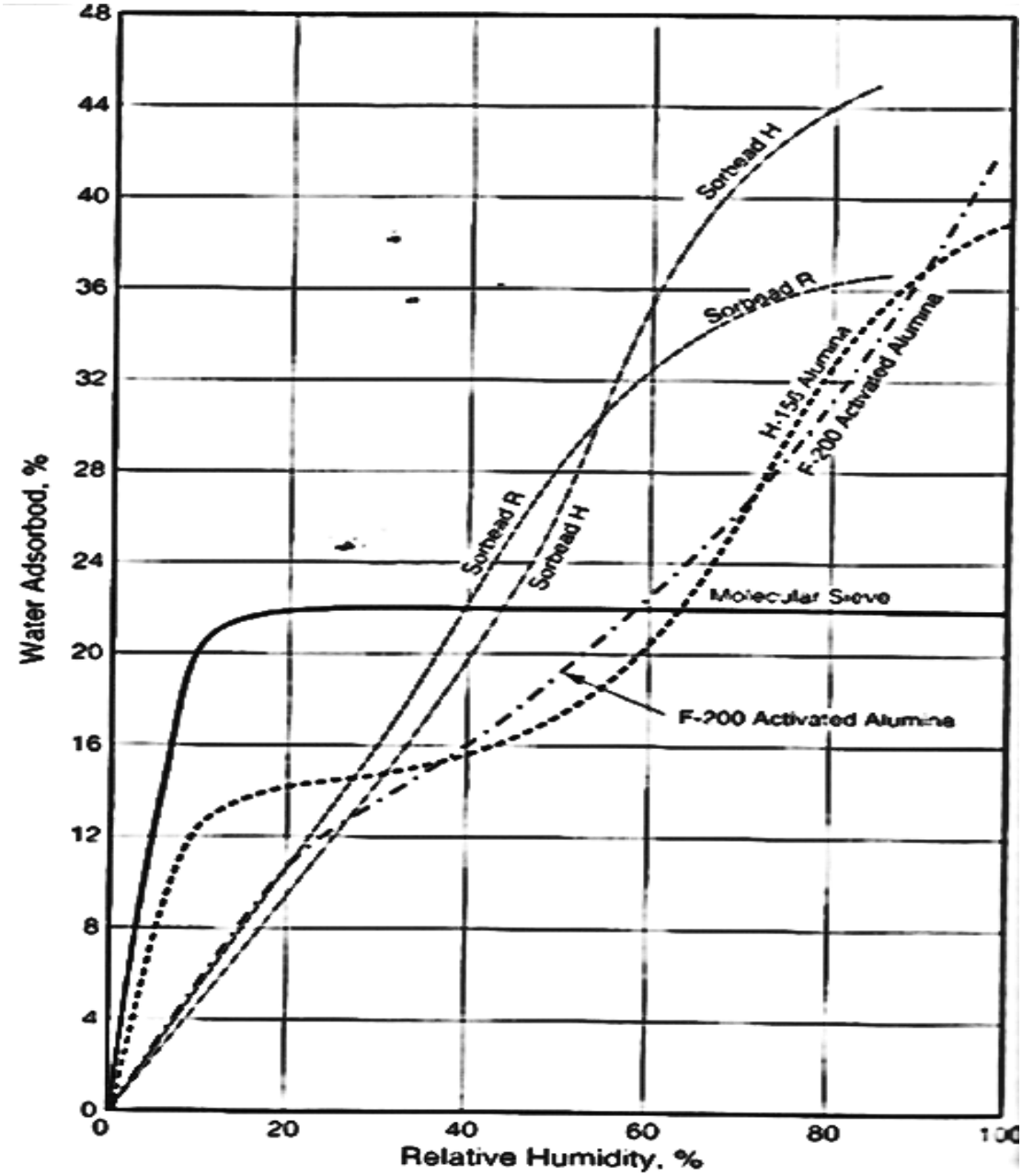


FIGURA 3.2. CURVA DE EQUILIBRIO ESTATICO DE DIVERSOS DESECANTES



11.4. DIAGRAMA DE FLUJO DE LA PLANTA DE PROCESAMIENTO DE GAS NATURAL