

GUIAS PARA LA EVALUACION Y OPTIMIZACION DE TECNOLOGÍAS DE TURBOEXPANSION

**Philipp Albrecht – Martín Mastandrea
TECNA S.A.
Argentina**

Resumen

La performance operativa de un proceso de turboexpansión depende de diversos factores, entre ellos: presión, temperatura y composición de alimentación; recuperación deseada; presión requerida para el gas residual y especificaciones de los productos. La marcha de los mercados determinó el desarrollo de numerosas tecnologías; resulta complejo, sino imposible, establecer por simple inspección de los factores mencionados cual de ellas constituye la opción más adecuada para las condiciones particulares.

En este trabajo se presentan guías para la evaluación y optimización de tecnologías disponibles. Asimismo, se mencionan cuestiones de relevancia a considerar en el desarrollo de las distintas unidades de una planta de turboexpansión.

Introducción

Las crecientes oportunidades económicas que presentan los mercados asociados a los líquidos del gas natural (etano, propano, butano y gasolina) determinaron el desarrollo de diversas tecnologías de turboexpansión.

Si bien en todos los casos la presión del gas de alimentación es empleada para producir la refrigeración requerida a los efectos de lograr la separación de los componentes, las diferencias entre los distintos diseños radican en las estrategias de recuperación energética que cada uno de ellos emplea. A título de ejemplo, considérense los diagramas de proceso presentados en las figuras 1, 2 y 3.

Para condiciones particulares de alimentación y límites de batería dados, los distintos arreglos de recuperación de energía arrojarán, en general, distintas recuperaciones de productos líquidos; aún cuando las diversas tecnologías sean capaces de lograr recuperaciones similares, se presentarán diferencias respecto de los costos de capital y operación requeridos, pudiéndose identificar además fortalezas y debilidades relacionadas a la operabilidad de las mismas.

Será necesario entonces desarrollar en primer lugar un análisis comparativo a fin de objetivar la selección de la tecnología, para luego proceder a la etapa de optimización de la misma.

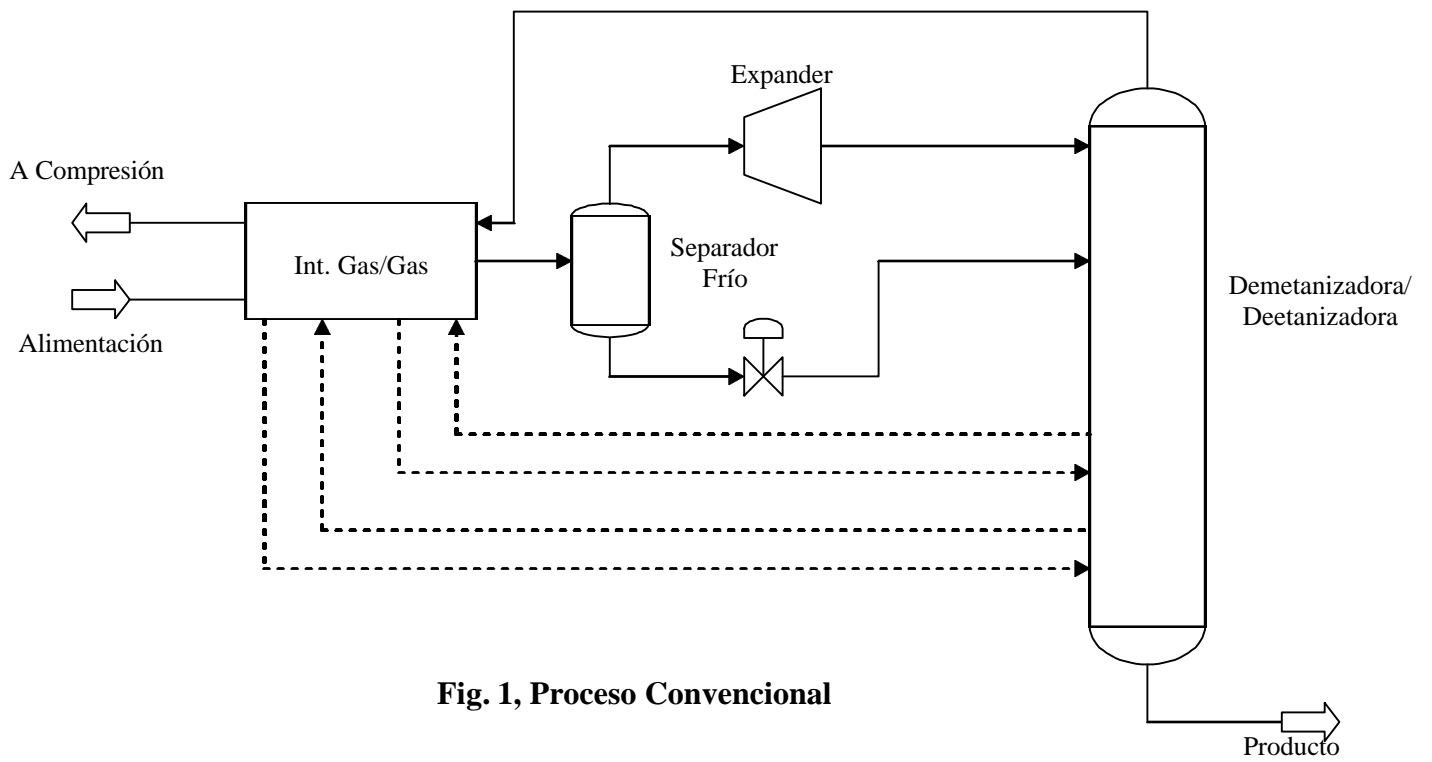


Fig. 1, Proceso Convencional

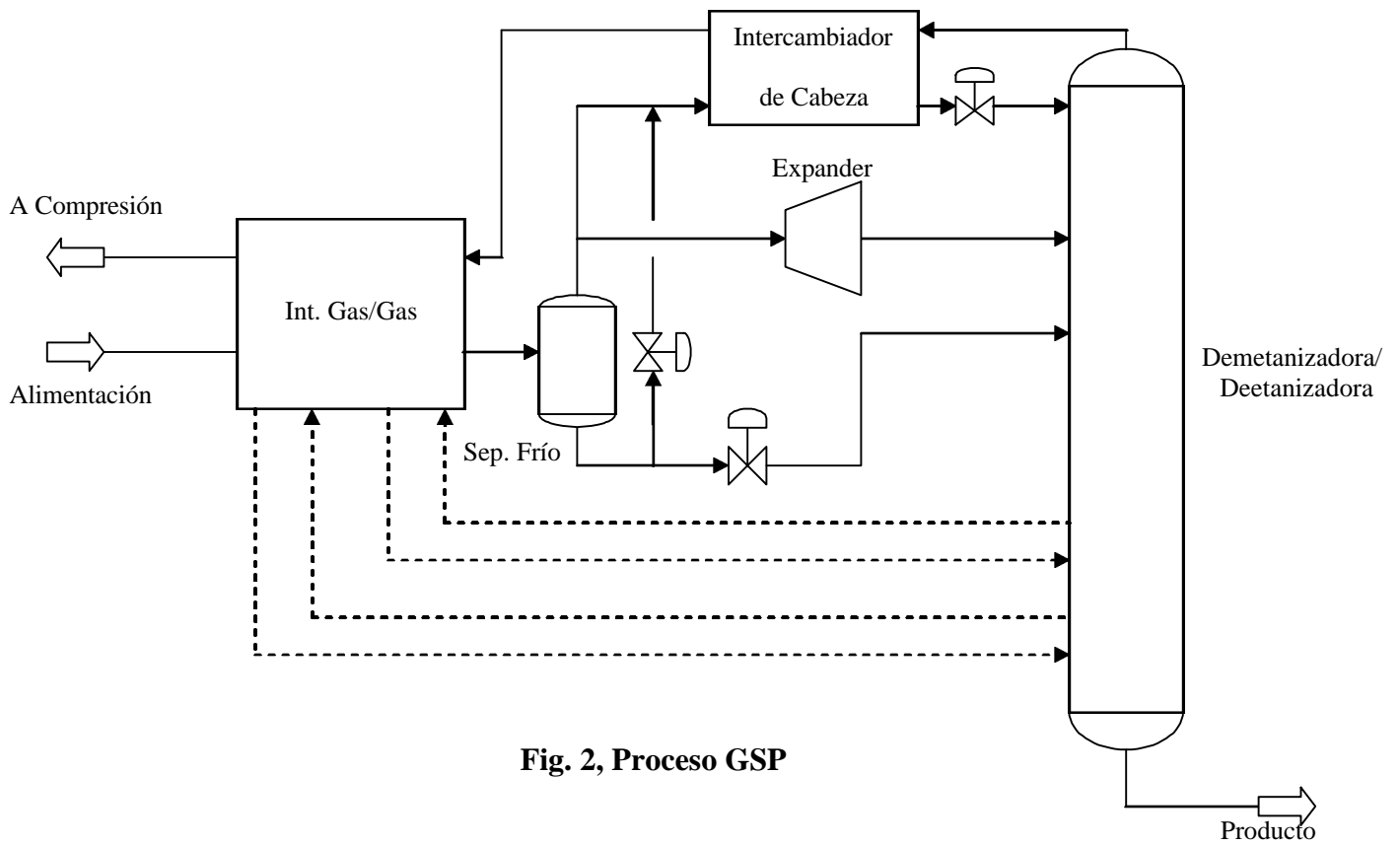


Fig. 2, Proceso GSP

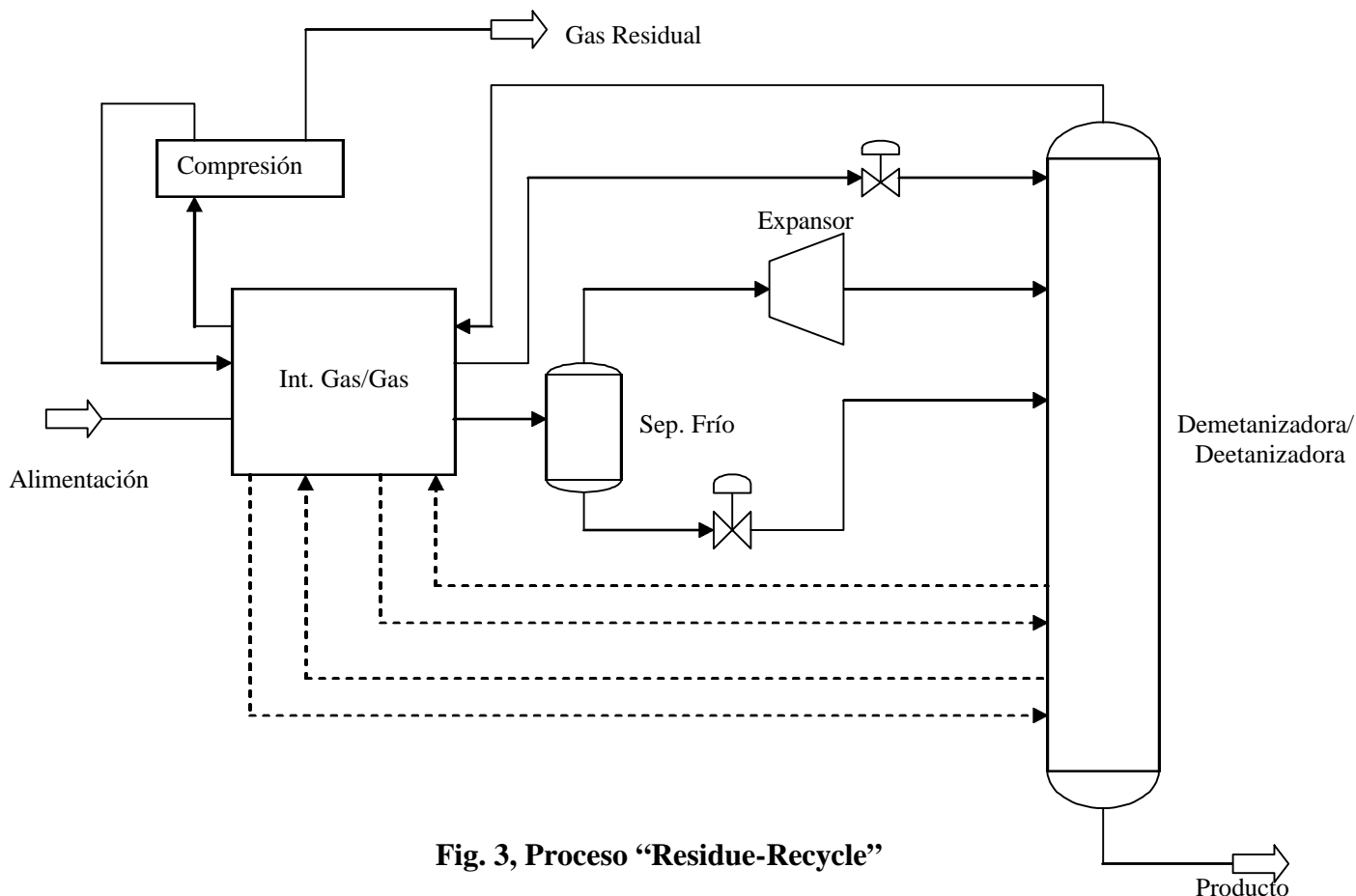


Fig. 3, Proceso "Residue-Recycle"

Selección de la tecnología de turboexpansión

La selección de la tecnología de turboexpansión constituye un factor de significativa importancia en la economía del proyecto. Ello no solo se debe al hecho que representa un porcentaje substancial de la inversión inicial sino que además establece los niveles de producción esperados.

El proceso de selección, demandará la comparación de los factores económicos y características de operabilidad de la unidad criogénica para cada una de las alternativas sujetas a análisis.

A fin de simplificar el estudio, se propone el método de evaluación por diferencias. Desde un punto de vista económico ello se traduce en referir a cierta tecnología, adoptada como base, los incrementos o decrementos que presentan las demás tecnologías en los diferentes rubros.

A los efectos de realizar la comparación en forma objetiva, convendrá especificar para todas las alternativas los mismos valores de las siguientes variables:

- Caudal molar o másico de alimentación.
- Composición, presión y temperatura de la alimentación para el diseño.
- Especificaciones de productos.
- Presión de salida del gas residual (descarga de recompresión).
- Presión de operación de la columna demetanzadora o deetanizadora, según se trate de recuperación de etano y superiores o propano y superiores respectivamente.

Para procesos de recuperación de etano y superiores, la presión de la columna demetanizadora suele encontrarse entre 14 y 28 barg. Por su parte, para los procesos en los cuales se recupera propano y superiores, la presión de la columna deetanizadora oscila entre 20 y 30 barg.

Como se advierte, los rangos mencionados son amplios, razón por la cual, a los efectos de establecer la presión de operación de la columna demetanizadora o deetanizadora, resultará útil realizar una pre-evaluación técnico – económica de la unidad de recompresión.

Establecidos los valores de estas variables, corresponderá calcular las recuperaciones obtenidas para cada una de las tecnologías. Independientemente del simulador de procesos utilizado, se sugiere el empleo del paquete termodinámico Peng Robinson.

La siguiente tabla presenta rangos de recuperaciones posibles:

Producto Puro	Recuperación
Etano	80 % - 98 %
Propano	80 % - 99+ %
Butano	100 % (aprox.)
Gasolina	100 %

La evaluación económica de la unidad criogénica y unidad de recompresión deberá contemplar las diferencias de costos de capital y costos operativos, las diferencias de entradas por ventas así como también el pago de licencias en el caso de procesos propietarios.

Diferencias de Costos de Capital

Cuando dos o más tecnologías son sometidas a comparación, surgen diferencias que pueden clasificarse del siguiente modo:

- Items no presentes en todas las tecnologías: puede tratarse de recipientes, equipos rotantes, intercambiadores de calor, elementos de control e inclusive líneas de proceso.
- Items presentes en todas las tecnologías pero que al contrastar los diversos procesos exhiban diferencias en sus características físicas (dimensiones, materiales, capacidad de procesamiento, etc.).

Nada nos eximirá de evaluar cada uno de los ítems del primer grupo. Sin embargo, la evaluación del segundo grupo de elementos admite ciertas consideraciones que permitirían simplificar el análisis. A continuación se citan ejemplos de ello.

- Columna demetanizadora o deetanizadora

Las dimensiones de la columna demetanizadora o deetanizadora dependen de las siguientes variables: caudales molares o másicos, propiedades físicas del sistema, presión de operación, presión y temperatura máxima de diseño mecánico, número de etapas de equilibrio y criterios de diseño hidráulico.

Los caudales molares o másicos serán similares para todas las tecnologías, por cuanto fue fijado el caudal de alimentación. Las propiedades físicas también serán similares ya que se ha establecido, para todas las alternativas, la misma composición de alimentación e idénticas especificaciones de productos. La presión de operación de esta columna constituye también una variable que se ha fijado en el mismo valor para todos los casos.

Asimismo, no existe inconveniente alguno en asignarle a este equipo iguales presiones y temperaturas máximas de diseño mecánico para todos los procesos analizados.

En caso de resultar posible, se aconseja emplear en todas las tecnologías el mismo número de etapas de equilibrio, que normalmente oscila ente 18 y 26. Del mismo modo, convendrá considerar idénticos parámetros de diseño hidráulico: como por ejemplo el valor de inundación por arrastre, que comúnmente se encuentra entre el 70 y 80%.

La temperatura de tope debe ser considerada especialmente, ya que ella gobierna la selección de los materiales. La siguiente tabla presenta materiales comúnmente empleados y los rangos de temperaturas para los cuales son apropiados.

Material	Rango de Temperatura
A593	-28.8 a -101 °C
SA 240 TP 304	-101 a -184.4 °C

Por lo tanto, en caso que la temperatura de reflujo de la columna demetanizadora o deetanizadora de cada tecnología sea tal que los materiales de construcción fueran los mismos para todas ellas, y atendiendo a lo citado en párrafos precedentes, no producirá una diferencia importante la consideración del costo diferencial asociado a esta columna.

- Expansor-compresor

Si los caudales de gas que procesa la unidad de expansión-compresión booster fueran similares para las diversas tecnologías, resultaría razonable no considerar el costo diferencial de este conjunto.

Es dable destacar que el mismo se especificará para caudales algo mayores que los operativos y para un rango de presiones de succión y descarga, de modo que pequeñas diferencias en los valores de las variables referidas, no implicarán diferencias económicas en términos reales.

A los efectos de realizar la evaluación en forma objetiva será en general conveniente uniformizar los valores de eficiencias del expansor, compresor booster y acople a emplear en los balances de materia y energía de todas las tecnologías bajo estudio. Usualmente, la eficiencia adiabática del expansor se encuentra entre el 80 y 85 %, en tanto, la eficiencia politrópica del compresor booster puede tomar valores del 74 al 78 %. Por su parte, las pérdidas asociadas al acople de las máquinas puede considerarse conservativamente 2.5 %.

- Separador frío

Para el supuesto que los caudales de líquido y vapor provistos por el separador frío fueran similares en todas las alternativas y que no existiera impedimento alguno para uniformizar los

criterios de diseño (principalmente tiempo de residencia del líquido y velocidad del gas), no se cometerá gran error si se asume que no existe costo diferencial relacionado a este equipo.

Hasta aquí se mencionaron criterios que permitirían excluir de la evaluación ciertos elementos. A continuación se mencionan en forma específica ciertos items cuyas diferencias pueden tener peso substancial en el análisis económico.

- Intercambiadores de calor

En lo que a intercambiadores de calor se refiere, resultará oportuno establecer antes de realizar el estudio si son admitidos intercambiadores de placas de aluminio. Esta definición gobernará en gran medida la recuperación energética de la unidad. Acercamientos de temperaturas de hasta 2 °C son alcanzados con requerimientos razonables de área.

Como regla general, será necesario considerar el costo diferencial debido a los intercambiadores de calor, para lo cual se aconseja consultar a proveedores de estos equipos a los efectos de obtener presupuestos aproximados.

- Unidad de recompresión

Considérese el caso de recompresión aguas abajo del compresor booster. Como consecuencia de la recuperación de presión debida a este último, se tendrán en general presiones de succión a la unidad de recompresión diferentes para cada una de las tecnologías; como la presión de descarga requerida es igual en todos los casos, las potencias de recompresión requeridas por cada uno de los procesos serán distintas entre sí. Debido a ello, en función del orden de magnitud de las potencias requeridas, se deberá establecer un valor económico por kilowatt instalado a los efectos de considerar su incidencia en los cálculos económicos.

Asimismo, cabe destacar que la demanda de servicios puede originar diferencias importantes en los costos de capital. Un ejemplo de ello lo constituye el sistema de aceite térmico. Supóngase que se trate de un proceso de recuperación de propano y superiores; supóngase además que ciertas tecnologías arrojan valores substancialmente superiores de consumo de energía calórica externa en el reboiler de la columna deetanizadora. Ello implicará, más allá de costos operativos superiores, que se requerirá un horno de mayor capacidad, bombas que impulsen caudales de aceite térmico más elevados, líneas de mayor diámetro, etc.

Diferencias de Costos Operativos

La evaluación de los costos operativos requiere que se asigne valor económico al gas combustible y energía eléctrica; siendo esta última solo necesaria en caso que se adopte no generar energía eléctrica en la propia planta, situación en la cual todos los requerimientos podrían traducirse en términos de consumo de gas combustible.

Bajo la hipótesis de circunscribir el análisis a la unidad criogénica y a la unidad de recompresión, deberán considerarse en la evaluación económica las diferencias de las siguientes variables entre las tecnologías analizadas:

- Calor externo demandado por el reboiler de la columna demetanizadora (o deetanizadora, según corresponda).
- Energía eléctrica consumida por las bombas de transferencia de aceite térmico.
- Energía eléctrica consumida por la bomba de transferencia de la corriente líquida de fondo de columna (en caso que dicha bomba sea requerida).
- Demanda de gas combustible de la unidad de recompresión.

Diferencias de Recuperación

A los efectos de evaluar económicamente la corriente líquida de fondo de columna, será necesario establecer el valor económico de los productos líquidos. En el caso que el gas residual se constituyera como gas de venta, se deberá evaluarlo a la condición calorífica a la cual se encuentra referido el precio a emplear.

Una vez evaluados los costos de capital y operación y entradas por ventas, se deberá establecer el empleo de algún método particular que posibilite conformar a partir de estos valores, uno único a un momento dado, que constituya la referencia económica de cada tecnología. Para tal fin se sugiere el empleo del VAN (Valor Actual Neto).

En un sentido general, se considera que diferencias del orden del 10% o superiores en el valor de referencia mencionado, estarían indicando una tendencia que difícilmente pueda revertirse mediante un nivel de análisis más detallado.

Como se mencionó oportunamente, existen variables relacionadas a la operabilidad de la unidad que difícilmente pueden ser expresadas en términos económicos, como son estabilidad de operación, tolerancia al dióxido de carbono y flexibilidad.

Estabilidad del Proceso

El concepto estabilidad de operación refiere a la sensibilidad del proceso frente a cambios en diversas variables, especialmente aquellas relacionadas a la alimentación. En particular las plantas de recuperación de líquidos del gas natural, pueden presentar el llamado “Efecto bola de nieve”, que es un efecto dinámico que desestabiliza las condiciones del proceso. Este efecto puede tener lugar como consecuencia de la velocidad de cambio de alguna variable y se minimiza mediante un esquema de control adecuado.

Considérese como ejemplo una planta de recuperación de propano y superiores instalada en una zona de clima frío. La alimentación la constituye gas de baja presión que es comprimido antes de ingresar a la unidad criogénica. Aguas abajo de los compresores de entrada se cuenta con aeroenfriadores que remueven el calor de compresión. Descensos bruscos de la temperatura ambiente producirían la rápida variación de la temperatura de entrada a la unidad criogénica, propiciando el enfriamiento excesivo de las corrientes de proceso y consecuentemente la desestabilización de la operación. Por tal motivo resulta necesario controlar la temperatura de descarga de los aeroenfriadores mencionados. En tales circunstancias la experiencia ha indicado que el empleo de persianas no provee la velocidad de respuesta adecuada, siendo necesario el empleo de variadores de velocidad en los motores de los ventiladores.

En el mismo sentido, con el fin de asegurar la estabilidad del proceso, se recomienda que la temperatura del separador frío se encuentre alejada como mínimo 5-6°C por encima del punto de licuefacción total.

Contenido de dióxido de carbono en la alimentación

La necesidad de la instalación de una unidad de remoción de dióxido de carbono aguas arriba de una unidad criogénica estará regida por dos factores:

- Concentración máxima admitida en el gas residual: esto es especialmente trascendente cuando el gas residual se destina a la venta. Concentraciones máximas de 2 % molar son comunes en distintas legislaciones. Para este caso, y asumiendo que se desea recuperar propano y superiores, un gas de alimentación de concentración 2 % molar, producirá en general un gas residual de concentración mayor al 2 % molar de dióxido de carbono por efecto de la concentración sufrida como consecuencia de la eliminación de los componentes pesados.
- Tolerancia de la tecnología de turboexpansión al dióxido de carbono: el problema que presenta el dióxido de carbono es la posibilidad de congelamiento. Por ende, una medida de la tolerancia al mismo estará dada por la diferencia entre la temperatura operativa y la temperatura de solidificación a la presión de operación. Para una concentración de dióxido de carbono dada, conforme la presión de operación aumenta, aumenta también la temperatura de solidificación. Las corrientes más frías de la planta deberán ser objeto de esta evaluación. Corrientes de alimentación con un contenido de dióxido de carbono superior al 1.5 % molar, pueden presentar problemas de congelamiento.

Flexibilidad Operativa

La flexibilidad operativa es la capacidad que tiene un proceso de acomodarse a condiciones de proceso cambiantes, por ejemplo en la alimentación. La evaluación objetiva de esta característica debería realizarse sobre la base de composiciones y/o condiciones de alimentación definidas para tal fin (comúnmente denominadas condiciones de alimentación “off-spec”).

Finalmente, sobre la base de los resultados del análisis económico llevado a cabo y de la consideración de las características de operabilidad mencionadas, deberá procederse a la selección de la tecnología a adoptar.

Optimización del Proceso

Una vez identificada la tecnología a implementar y con el objeto de hallar un punto de operación óptimo, será conveniente someter al balance de materia y energía obtenido en la etapa anterior a una fase de revisión y crítica.

Para ello resultará oportuno realizar una serie de estudios de sensibilidad, a los efectos de evaluar la evolución cuantitativa de la recuperación de líquidos y consumos energéticos, frente a modificaciones moderadas en las condiciones de proceso.

Presión de entrada

Conforme se incremente la presión de entrada, para una dada presión de operación de la columna demetanizadora (o deetanizadora, según corresponda), se tendrá mayor recuperación como resultado de las menores temperaturas alcanzadas en el proceso.

Sin embargo, las menores temperaturas alcanzadas pueden producir efectos negativos como son: sobrecondensación del componente liviano que se desea rechazar por cabeza (que se traducirá en el aumento de los requerimientos de fraccionamiento para esta) y acercamiento al punto de solidificación de dióxido de carbono.

En general, el límite superior para el aumento de presión de entrada estará determinado por la evaluación económica de las instalaciones de alta presión y/o por los objetivos de explotación del reservorio.

Cabe destacar que el aumento de la presión de entrada producirá el incremento de los costos de los equipos de proceso. A mayor recuperación de líquidos, mayores serán los volúmenes requeridos para los equipos de proceso, además del posible aumento de la presión de diseño mecánico de los mismos.

Presión de la columna demetanizadora (o deetanizadora)

Para una dada presión de entrada, conforme se opere la columna demetanizadora (o deetanizadora, según corresponda) a menor presión, se tendrá mayor recuperación de líquidos dadas las menores temperaturas alcanzadas en el proceso y el aumento de las volatilidades relativas de los componentes.

Además de la posibilidad que se presenten las consecuencias negativas mencionadas en el ítem anterior (como resultado de las bajas temperaturas alcanzadas), conforme disminuye la presión de operación de esta columna, aumenta la potencia de recompresión. Será conveniente en general establecer presiones de evaluación que tengan relación con el escalonamiento de potencias nominales de los impulsores de los compresores.

El límite superior para la presión de operación de esta columna es la presión crítica del producto de fondo. La columna deberá operar por debajo de esta presión a fin de posibilitar la coexistencia de las fases líquido y vapor que permitan efectuar la separación deseada.

Eficiencia del conjunto expansor – compresor booster

En esta etapa, a diferencia de la anterior en la cual se fijaron arbitrariamente valores de eficiencias para el expansor, compresor booster y acople de ambos, es conveniente dirigir la consulta a proveedores de estos equipos, a fin de obtener eficiencias realistas para las condiciones particulares.

Además, comúnmente constituye un requerimiento para el diseño el mínimo caudal a procesar por las instalaciones (turn-down). Generalmente el turboexpansor es el equipo que condiciona dicha capacidad mínima, nuevamente, el proveedor del equipo en cuestión deberá ser quien proporcione esta información.

Enfriamiento Post – Compresor Booster

Cuando el compresor booster se emplea para recomprimir el gas residual, deberá evaluarse la necesidad de instalar un aeroenfriador inmediatamente aguas abajo de él. Toda vez que la temperatura de

descarga del compresor booster no penalice los requerimientos energéticos o el correcto funcionamiento de la unidad de recompresión del gas residual, dicho enfriamiento podrá ser evitado.

En cambio, para los casos en los cuales el compresor booster se emplea para la compresión de gas de entrada, el post-enfriamiento se torna indispensable a fin de remover el calor de compresión.

Existen sin embargo, otras variables, dependientes de la tecnología particular, que deberían estudiarse a fin de proveer un punto de operación óptimo.

Como ejemplo considérese una corriente fría de gas residual cediendo calor en dos intercambiadores diferentes, podría ser conveniente analizar como reacciona el sistema frente a un reparto moderadamente distinto.

Otro ejemplo lo constituye la bifurcación de líneas principales, en general el porcentaje de reparto admite cierta optimización.

En el mismo sentido, cuando se trata de recuperación de etano y superiores, la distribución de calor en los distintos reboilers de la columna demetanizadora es un punto pasible de ser optimizado.

No obstante todo lo dicho, debe recordarse que la optimización del proceso no solo radica en la optimización de la unidad criogénica y/o minimización del requerimiento de potencia de recompresión. Otras unidades como las de: remoción de mercurio (si la hubiere), deshidratación, fraccionamiento y almacenamiento, constituyen una parte importante del costo de capital total del proyecto.

Unidad de Remoción de Mercurio

La presencia de mercurio en el gas de entrada puede tornar necesaria la instalación de una unidad de remoción de mercurio. Como se mencionó oportunamente, desde el punto de vista de la recuperación energética, resulta favorable el empleo de intercambiadores de placas de aluminio. Estos equipos son atacados por el mercurio, por tal motivo resulta necesario reducir el contenido de mercurio a un nivel apropiado.

Distintas son las tecnologías que pueden emplearse, es común la adsorción sobre un lecho sólido. Este tipo de proceso exige que el gas a tratar se encuentre de 3 a 5 °C por encima de su punto de rocío, a fin de evitar la presencia de líquidos (agua o hidrocarburos), motivo por el cual comúnmente se prevé cierto calentamiento a la entrada de esta unidad.

La configuración particular (un solo lecho o dos lechos en “lead-lag”), dependerá del caudal de gas y la concentración de mercurio a la entrada de la unidad.

Para el caso de emplear una tecnología no regenerativa, y en función de la legislación ambiental correspondiente, deberá prestarse especial atención a la disposición del residuo sólido una vez saturado en mercurio.

Unidad de Deshidratación

Como consecuencia de las bajas temperaturas alcanzadas en el proceso, y a los efectos de evitar la formación de hidratos, el contenido máximo de agua en el gas de entrada a la unidad criogénica no

deberá ser superior a 0.1 ppm. Este requerimiento puede satisfacerse mediante la instalación de una unidad de deshidratación por adsorción sobre tamices moleculares.

Si bien los detalles de diseño de esta unidad exceden el objetivo de este trabajo, es dable destacar que el tamiz molecular empleado, los tiempos y cantidad de lechos en operación y regeneración, el tipo de ciclo de regeneración, la fuente de fluido de regeneración y la fuente de calor para la regeneración son variables que deben ser objetos de análisis para las condiciones particulares a fin de optimizar la operación del sistema.

Otro aspecto que debe ser destacado es que para el caso de emplear intercambiadores de placas de aluminio, deberán evitarse picos de temperaturas a la salida de la unidad de deshidratación. Las tensiones máximas admisibles del aluminio caen marcadamente a partir de los 60 °C (valor común de paro de planta cuando este tipo de intercambiadores es usado). Si bien existe la posibilidad de someter a los materiales empleados para esta clase de intercambiadores a tratamientos metalúrgicos que aumentan su resistencia a la temperatura, debe tenerse en cuenta que ellos además pueden fallar por fatiga térmica, razón por la cual se aconseja acotar la variabilidad de las temperaturas.

Fraccionamiento

Se conoce con este nombre a la unidad alimentada por los líquidos recuperados en la unidad criogénica, y cuya función es la de separar dicha corriente en los productos líquidos especificados. Diversas son las posibilidades de fraccionamiento y ellas dependerán de los requerimientos del mercado al cual estén dirigidos los productos.

A título de ejemplo, considérese un proceso de recuperación de etano y superiores. Para este caso los productos líquidos podrían ser: etano, propano, butano y gasolina. La secuencia de fraccionamiento empleada en este caso es comúnmente la directa, esto es: el producto de fondo de cada columna alimenta la columna siguiente.

Las presiones de operación de estas columnas estarán determinadas por la posibilidad de condensación. En general se requerirá un circuito de refrigeración con propano para la condensación de la columna deetanizadora, en tanto que para la condensación en las columnas depropanizadora y debutanizadora será suficiente el empleo de aire ambiente.

En la referencia (1) pueden encontrarse parámetros de operación típicos. No obstante ello, es importante destacar que en función de los valores relativos de los productos y de sus especificaciones, convendrá en general variar las condiciones de proceso de manera tal de proveer una separación que permita maximizar el caudal del producto de mayor interés.

Almacenamiento

El almacenamiento de productos líquidos constituye una importante parte del costo de capital del proyecto, y por lo tanto merece ser estudiado con detenimiento.

El tipo de almacenamiento (a presión no refrigerado, a presión refrigerado o atmosférico refrigerado) dependerá de las condiciones ambientales del sitio, de la volatilidad del líquido a almacenar, del caudal de producción del mismo y de la capacidad de almacenamiento requerida.

En general resultará conveniente realizar un estudio de evaluación económica que contemple no solo el costo de capital de las instalaciones (tanques, circuitos de refrigeración y sistemas de seguridad contra incendios) sino también el costo operativo de dichas instalaciones (como es el caso de los circuitos de refrigeración).

No obstante lo dicho, en la referencia (1) puede encontrarse un gráfico que propone una guía de decisión para el almacenamiento de propano en función del caudal de producción y capacidad deseada.

Conclusión

Este trabajo tiene la finalidad de presentar un método de comparación de tecnologías basado en el análisis de diferencias, proporcionando valores de referencia válidos para la ejecución del estudio. Se mencionan además los criterios que conviene ser definidos con el objeto de efectuar la comparación de los diseños en forma objetiva y simple. Asimismo, se proveyeron guías para la optimización del proceso seleccionado y de unidades relacionadas.

Si bien el campo de tecnologías de plantas de turboexpansión disponibles en el mercado es muy extenso, el método aquí presentado permite conocer y/o analizar los parámetros más importantes a considerar a la hora de seleccionar la tecnología y el punto de operación óptimo más acorde a las oportunidades que brinde el mercado.

Referencias

1. GPSA Engineering Data Book, Eleventh Edition.
2. A.J.Finn, "Design, equipment changes make possible high propane recovery", Oil and Gas Journal Jan 3, 2000.
3. R.J.Lee, "Flexibility, efficiency to characterize gas-processing technologies", Oil & Gas Journal Dec 13, 1999.
4. L.J.Harwell, "Upgrade gives new life to old gas plant", Oil and Gas Journal Nov 22, 1999.
5. K.A.Pennybaker, S.E.Wolverton, S.W.Chafin, T.R.Ruddy, C.W.Pritchard, "A comparative study of ethane recovery process", GPA 2000.
6. R. Bret Rhinesmith, B.L.Lee, "A technical and economic analysis of turboexpander efficiencies on liquids recoveries for cryogenic gas plants", GPA 2000.
7. J.T.Lynch, R.N.Pitman, "Practical troubleshooting techniques for cryogenic gas plants", GPA 2000.
8. A.J.Finn, T.R.Tomlinson, G.L.Johnson, "Modern process designs for very high NGL recovery", GPA 1999.
9. A.H.Baldonado H., "Maximizing NGL Recovery by Refrigeration Optimization", GPA 1999.
10. B.W.Batson, "Cryogenic expander/ recompressor control for maximizing liquids production", GPA 1999.
11. Y.R.Mehra, T.K.Gaskin, "Cryogenic or absorption? When to use which for processing natural gas", Gas Talk AET webpage.