

***NUEVOS CRITERIOS EN EL  
DISEÑO DE PLANTAS TURBOEXPANDER***

***NEW GUIDELINES IN TURBOEXPANDER PLANT DESIGN***

por  
Luis Baikauskas  
y Miguel Wegner  
Hytech Ingeniería S.A.

para presentación en las  
Segundas Jornadas Técnicas Sobre Captación y Acondicionamiento del Gas Natural  
Ciudad de El Calafate, Argentina  
30 de septiembre al 3 de octubre de 2008

## **TEMA DEL TRABAJO**

Recuperación de Líquidos del Gas Natural (GLP)

## **RESUMEN**

El objetivo es dar a conocer las características, ventajas y desventajas de una planta turboexpander diseñada para procesar 1.00 MMSm<sup>3</sup>D de gas recuperando el GLP y la gasolina remanentes en el gas de venta proveniente de dos plantas existentes de acondicionamiento de gas por frío mecánico.

Todos los aspectos de la ingeniería, desde la idea de la instalación, pasando por el diseño del proceso y los equipos, hasta la puesta en marcha realizada a fines del año 2007 fueron desarrollados íntegramente en el país, para la empresa productora C3PLUS S.A.

Actualmente la planta se encuentra operando a plena capacidad. Situada dentro del area El Medanita en la Pcia. de Río Negro, la unidad principal es una planta de gas criogénica tipo turboexpander con reflujo, equipada con un sistema de deshidratación por filtros moleculares y un sistema de fraccionamiento de los licuables.

Si bien el esquema básico del proceso es conocido, para esta nueva planta se realizaron algunas simplificaciones al diseño del proceso con el objetivo de minimizar la cantidad de equipos en operación y al mismo tiempo mejorar algunos aspectos de seguridad críticos, como es el caso del típico horno de gas de regeneración con fuego directo donde se evitó la zona radiante.

Combinando lo anterior con una filosofía de control automático robusta y centrada en la capacidad de recompresión del gas residual en lugar de la carga alimentada, se logró una planta turboexpander con rendimientos de recuperación típicos (95% del C3), más sencilla, más segura y más versátil que las tradicionales para mayores capacidades.

## INTRODUCCIÓN

El proyecto de esta planta turboexpander nació a partir de la iniciativa de una empresa de comercialización y trading de gas natural, Gas Meridional, que propuso maximizar la recuperación de licuables a partir de dos corrientes disponibles de gas natural. Dichas corrientes de gas ya se encontraban acondicionadas por sendas plantas de "dew point" por frío mecánico, una de ellas incluso con recuperación parcial de C3/C4, y ya estaban ingresando a un gasoducto troncal.

Las circunstancias particulares de este proyecto otorgaron, durante la etapa de ingeniería conceptual, la máxima libertad posible para el diseño del proceso completo de toda la planta. Teniendo en cuenta la capacidad de procesamiento de gas requerida, relativamente baja para plantas de este tipo, las metas fijadas desde el inicio fueron las siguientes:

- i) Permitir una recuperación de 94-96% de propano, en modo rechazo de etano.
- ii) Minimizar el número de equipos a instalar.
- iii) Mejorar el nivel de seguridad de las instalaciones, con respecto a otras plantas turboexpander conocidas, en base a un diseño de proceso y equipos que redujeran/eliminaran la probabilidad de ocurrencia de algunas contingencias típicas, además de utilizar un sistema de protección final robusto y confiable.
- iv) Lograr una eficiencia de utilización energética aceptable, dentro del rango usualmente encontrado en el país.

Así, se partió de un esquema de proceso standard conocido y utilizado en varias plantas de mayor capacidad; el proceso con gas subenfriado ó turboexpander con reflujo (actualmente libre de licencia). En base a todos los objetivos citados anteriormente, se realizaron en forma lógica y natural las siguientes etapas:

- Selección del esquema de proceso
  - El clásico proceso GSP resultaba suficientemente eficiente en cuanto a recuperación de licuables, por lo que se tomó como punto de partida. Este esquema no sería el óptimo para plantas de gran tamaño, pero para capacidades del orden de 1.0 MMSm<sup>3</sup>/D de gas, la potencia de recompresión adicional no resulta crítica.
- Simplificación del proceso
  - Se minimizaron los intercambiadores recuperadores de frío, manteniendo sólo aquellos que sí tenían impacto en la performance de la planta. Esto permitiría reducir la inversión y no comprometería el costo operativo previsto para la planta.
  - Se eliminó el circuito de hot oil. Utilizando un único horno de proceso en la planta, se calienta gas seco a alta presión para su utilización como fluido de regeneración de los tamices moleculares y como fluido calefactor de los dos reboilers que suministran el calor necesario para las dos columnas de fraccionamiento. Para los requerimientos de esta planta la selección del compresor centrífugo de gas de reciclo, entre los disponibles en el mercado, conducía siempre a un equipo reducido, se utilizara o no un circuito de hot oil.
- Personalización del proceso y los equipos
  - Se ajustó el diseño y requerimiento del proceso y de los equipos para permitir la reutilización y/o adaptación a la nueva planta de algunos equipos existentes provenientes de una pequeña planta turboexpander en desuso que estaban disponibles. Así, por ejemplo, se reutilizó un turboexpander-compresor de una capacidad algo menor a la ideal, renovando varios de sus componentes originales y adaptando los requerimientos del proceso y del resto de los equipos de manera que la operación normal contemplara la limitación de capacidad de este equipo.
- Rediseño de la filosofía de control

Se reunió un equipo técnico formado por el procesista de la turboexpander, un especialista en sistemas de control avanzados y un jefe de operaciones con amplia experiencia en plan-

tas turboexpanders para rediseñar la filosofía de control típica y obtener todas las características buscadas. Entre ellas se pueden destacar las siguientes:

- La planta opera a caudal de gas constante, limitado por válvulas de control en la entrada de planta, pero supeditado a la capacidad de compresión de gas residual disponible en cada momento. Los compresores son el motor de la planta y por eso la planta busca automáticamente ajustarse a la capacidad disponible en cada momento.
- El sistema de control maximiza automáticamente el caudal de gas que pasa a través del turboexpander y pasa el resto por la válvula JT que opera en paralelo con el mismo.

## CARACTERÍSTICAS DE LA PLANTA

### Ubicación

La ubicación de esta nueva planta turboexpander aguas abajo de plantas existentes de "dew point", permitió lograr una flexibilidad muy deseable para este tipo de instalaciones.

Por un lado, la planta turboexpander cuenta con la posibilidad de salir de servicio sin afectar la entrega de gas natural en especificación, simplemente por bypass de la turboexpander.

Por otro lado, las plantas de "dew point" disponen de una segunda instancia para algunas correcciones en la especificación del gas natural o para flexibilizar controladamente dicha especificación. Así, por ejemplo, algunos inconvenientes menores en el punto de rocío de hidrocarburos causados por problemas temporarios en el sistema de frío, pueden ser corregidos en la turboexpander sin quedar afectada la especificación final del gas que se entrega a la transportadora.

### Principales parámetros

|                                   |                                                    |                                                                           |
|-----------------------------------|----------------------------------------------------|---------------------------------------------------------------------------|
| Capacidad de planta               | Caudal de gas de entrada<br>Caudal de gas residual | 1,000,000 Sm <sup>3</sup> /D<br>965,000 Sm <sup>3</sup> /D                |
| Planta criogénica                 | Tipo de Proceso<br>Modo Operativo                  | Turboexpander con reflujo<br>Rechazo etano                                |
| Sistema de deshidratación del gas | Tipo<br>Regeneración                               | Tamices moleculares regenerables<br>Utilizando gas seco con recirculación |
| Recuperación de licuables         | Propano (C3)<br>Butanos (C4)<br>Gasolina(C5+)      | Calculado / Mínimo<br>96.0% / 94.0%<br>99.6% / 98.0%<br>100.0% / 99.5%    |
| Producción de licuables           | Producto GLP<br>Producto Gasolina                  | 67 ton/día<br>4.5 ton/día                                                 |

### Gas de entrada a la planta

Las características de la corriente neta total de gas que ingresa a la planta son (condición de diseño):

|             |                      |           |
|-------------|----------------------|-----------|
| Flow Rate   | Sm <sup>3</sup> /D   | 1 000 000 |
| Pressure    | kg/cm <sup>2</sup> g | 60.0      |
| Temperature | °C                   | 30.0      |

## Segundas Jornadas Técnicas Sobre Captación y Acondicionamiento del Gas Natural

| Composition |          |          |
|-------------|----------|----------|
| H2O         | Mole Fr. | 0.000068 |
| Nitrogen    | Mole Fr. | 0.039369 |
| CO2         | Mole Fr. | 0.000472 |
| Methane     | Mole Fr. | 0.861634 |
| Ethane      | Mole Fr. | 0.063038 |
| Propane     | Mole Fr. | 0.025062 |
| i-Butane    | Mole Fr. | 0.003552 |
| n-Butane    | Mole Fr. | 0.005254 |
| i-Pentane   | Mole Fr. | 0.000758 |
| n-Pentane   | Mole Fr. | 0.000599 |
| n-Hexane    | Mole Fr. | 0.000141 |
| n-Heptane   | Mole Fr. | 0.000042 |
| n-Octane    | Mole Fr. | 0.000011 |

### Especificaciones de productos

Los productos deben ajustarse a las siguientes especificaciones de calidad:

| Producto                     | Especificación de calidad    |                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                 |
|------------------------------|------------------------------|---------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| Gas Natural                  | Resolución ENARGAS N° 622/98 | Dióxido de carbono (CO <sub>2</sub> ): máx. 2 %molar<br>Agua (H <sub>2</sub> O): máx. 65 mg/Sm <sup>3</sup><br>Inertes totales (N <sub>2</sub> +CO <sub>2</sub> ): máx. 4 %molar<br>Sulfuro de hidrógeno (H <sub>2</sub> S): máx. 3 mg/Sm <sup>3</sup><br>Hidrocarburos condensables (HC): máx. -4°C @5500kPa(abs)<br>Poder cal. sup.: mín. 8850 kcal/Sm <sup>3</sup> máx. 10200 kcal/Sm <sup>3</sup><br>Temperatura: máx. 50°C |
| GLP (Mezcla comercial C3-C4) | GPA standard 2140-97         | Presión de vapor a 100°F: máx. 208 psi(g)<br>Pentanos y superiores: máx. 2 %vol.                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                |
| Gasolina Natural             |                              | Presión de vapor a 100°F: máx. 12 psi(a) en tanque de almacenamiento.                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                           |

## DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

### General

La unidad principal es una planta de gas criogénica tipo turboexpander con reflujo, equipada con un sistema de deshidratación por filtros moleculares y un sistema de fraccionamiento de los licuables.

El sistema criogénico consiste en un turboexpansor-compresor acompañado de una válvula expansora de gas subenfriado que opera en paralelo.

Los líquidos recuperados del gas son deetanizados y luego fraccionados para producir GLP y gasolina que se envían a almacenaje. El gas residual, una vez despojado de los licuables, se vuelve a comprimir en motocompresores que lo inyectan en el gasoducto.

Como referencia y para mejor comprensión de la descripción que sigue de las distintas secciones

que componen esta planta, ver Diagramas de Flujo de Proceso.

Todos los valores indicados para variables de proceso en este documento corresponden a la simulación del proceso (balance de masa y energía) de la condición de diseño para verano.

### **Sección Filtración y Deshidratación**

El caudal neto de alimentación, 1.00 MMSm<sup>3</sup>/D de gas natural a 60 kg/cm<sup>2</sup>g y 30°C, se une con el gas de reciclo, una corriente de 0.30 MMSm<sup>3</sup>/D a 60 kg/cm<sup>2</sup>g y 50°C, e ingresan al Filtro Coalescente (V-101) para eliminar del gas cualquier vestigio de líquidos arrastrados ó partículas sólidas presentes.

La corriente total de gas a ser tratado, 1.30 MMSm<sup>3</sup>/D a 60 kg/cm<sup>2</sup>g y 35°C, pasa por el Filtro de Gas (V-102) donde se elimina prácticamente todo el mercurio que pueda contener, quedando este último retenido en el lecho de relleno sólido.

Debido a que, eventualmente, podría haber algún arrastre de partículas sólidas desde el V-102, el gas pasa por un Filtro de Polvo (F-101/102) para eliminar dichas partículas.

El gas húmedo debe ser secado antes de ingresar a la sección criogénica. Para ello se utiliza un sistema de deshidratación por tamices moleculares que adsorben el agua del gas. A medida que el gas circula en flujo descendente el agua va quedando retenida en el adsorbente, un sólido tipo zeolita, hasta que el lecho se satura y debe ser regenerado. En ese momento, el sistema de control automáticamente habilita el pasaje de gas húmedo hacia el Deshidratador que en ese momento se encuentre ya regenerado y frío, y comienza la etapa de regeneración en el Deshidratador saturado de agua.

Los Deshidratadores de Gas (V-103A/B/C) operan en forma cíclica. El ciclo completo de cada recipiente dura 30 horas, debiendo quedar los 3 equipos operando desfasados. Este esquema obedece a que, por razones de capacidad de tratamiento de cada lecho, debe haber en todo momento 2 equipos operando en paralelo en modo "adsorción".

La regeneración se lleva a cabo mediante el pasaje, en flujo ascendente, de una corriente de gas seco caliente, de 0.070 MMSm<sup>3</sup>/D a 58 kg/cm<sup>2</sup>g y 288°C, proveniente del Horno de Gas de Regeneración (H-201).

Solamente 1 recipiente por vez opera regenerando a alta temperatura, siguiendo primero una rampa de calentamiento, luego la regeneración a caudal y temperatura constante, y finalmente una rampa de enfriamiento.

El gas caliente evapora el agua del lecho para ser luego condensada en el Enfriador de Gas de Regeneración (A-101). El agua condensada se separa en el Separador de Gas de Regeneración (V-104) y se envía a drenaje cerrado.

El gas remanente que se utilizó para la regeneración, ya frío pero saturado en agua, se mezcla con el gas seco usado como medio calefactor en los reboilers y es recirculado hacia el V-101 a la entrada de planta.

Se utiliza un Compresor de Gas de Regeneración (K-101) para recuperar la caída de presión en el recorrido del gas de regeneración y poder ingresar nuevamente en el circuito principal de gas. El Enfriador de Gas de Regeneración (A-106) enfria al máximo posible el gas de reciclo para no sobrecargar térmicamente la sección criogénica.

El gas natural que sale de los Deshidratadores que operan en modo "adsorción" ya está libre de agua y pasa finalmente a través de un Filtro de Polvo (F-103/102) para remover cualquier posible partícula proveniente de los tamices moleculares. Hay un único filtro de polvo auxiliar, el F-102, para servir a los principales, el F-101 y el F-103.

Desde esta corriente principal de gas seco, 1.30 MMSm<sup>3</sup>/D a 59 kg/cm<sup>2</sup>g y 34°C, ya filtrado y libre de agua, se deriva un caudal de gas, 0.30 MMSm<sup>3</sup>/D, hacia el horno H-201 a los propósitos de

servir como:

- i) gas de regeneración para los deshidratadores
- ii) medio calefactor para los reboilers

El horno H-201 está básicamente formado por una cámara de combustión para generar gases calientes, llamado combustor, y una sección convectiva donde un serpentín transfiere el calor de los gases de combustión al gas de proceso.

### Sección Criogénica

La corriente de gas ya filtrada, libre de mercurio y agua, 1.00 MMSm<sup>3</sup>/D a 59 kg/cm<sup>2</sup>g y 34°C, ingresa al Intercambiador Gas/Gas Caliente (E-101) donde se lleva a cabo el primer enfriamiento recuperando frío desde la corriente de gas residual. El E-101 es un equipo de placas que funciona como primer economizador de energía y su objetivo es transferir la mayor carga térmica posible.

A continuación el gas, 1.00 MMSm<sup>3</sup>/D a 58 kg/cm<sup>2</sup>g y -18°C, ingresa al Separador Frío (V-105) donde se separa la gasolina que pueda haber condensado en esta primer etapa de enfriamiento. Dadas las características de composición del gas de alimentación (gas ya despojado de gasolina por provenir de plantas de acondicionamiento de gas), no se espera que haya salida de líquido desde este equipo. Si se separara algo de gasolina, la misma se direcciona hacia la zona inferior de la Columna Deetanizadora (C-101).

El gas proveniente del V-105 se divide en 3 corrientes que son alimentadas a la columna C-101, pero despresurizándolas por distintos caminos:

i) Gas al Turbo-expansor: 0.60 MMSm<sup>3</sup>/D de gas a 58 kg/cm<sup>2</sup>g y -18°C ingresan al lado expansor del EK-101. La salida del expansor es una mezcla bifásica, a 15 kg/cm<sup>2</sup>g y -69°C, que se alimenta a la zona media de la columna C-101.

ii) Gas a válvula JT: 0.15 MMSm<sup>3</sup>/D de gas a 58 kg/cm<sup>2</sup>g y -18°C ingresan a una válvula de expansión que opera en paralelo con el EK-101. La salida de la válvula JT es una mezcla bifásica, a 15 kg/cm<sup>2</sup>g y -46°C, que se alimenta a la zona media de la columna C-101.

iii) Gas a Reflujo: 0.25 MMSm<sup>3</sup>/D de gas a 58 kg/cm<sup>2</sup>g y -18°C ingresan al Intercambiador Gas/Gas Frío (E-102), donde se recupera frío desde la corriente de gas residual proveniente de la cabeza de la columna C-101. La corriente de gas se licua totalmente y se subenfria, quedando a 57 kg/cm<sup>2</sup>g y -80°C a la salida del E-102. Este líquido pasa a través de una válvula de despresurización para generar una mezcla bifásica, 0.25 MMSm<sup>3</sup>/D a 14 kg/cm<sup>2</sup>g y -113°C, que es enviada hacia la cabeza de la columna C-101 donde cumplirá la función de reflujo.

En la Columna Deetanizadora (C-101) se busca recuperar hacia el fondo la mayor cantidad posible de los licuables (C3+), pero ajustando el contenido de etano de manera que luego el producto GLP cumpla la especificación de livianos. Esto se logra controlando la temperatura de fondo de la columna, la cual se ajusta actuando sobre el caudal de gas caliente (medio calefactor disponible a 58 kg/cm<sup>2</sup>g y 288°C) que ingresa al Reboiler de la Deetanizadora (E-103).

El gas de cabeza de la columna C-101, se calienta sucesivamente en los intercambiadores E-102 y E-101 para luego ingresar, a 11 kg/cm<sup>2</sup>g y 29.0°C, al lado Turbo-compresor del EK-101. Se recupera así parte de la energía generada por la despresurización del gas en el Turbo-expansor, comprimiendo el gas residual hasta aprox. 14 kg/cm<sup>2</sup>g y 50°C.

Como última etapa del proceso del gas, la corriente de gas residual es enviada hacia los Compresores de Gas Residual (K-201/202/203) para ser recomprimida hasta la presión de ingreso a gasoducto, entregando finalmente 0.965 MMSm<sup>3</sup>/D a 60 kg/cm<sup>2</sup>g y 50°C.

El gas residual pasa a través de un Filtro Coalescente (F-201) antes de ser enviado al gasoducto.

Los licuables recuperados provenientes del reboiler E-103, son tomados por la Bomba de Produc-



to (P-101A/P-102B) para ser enviados hacia la sección de fraccionamiento.

### **Sección Fraccionamiento**

El producto líquido recuperado a partir del gas es procesado en la Columna Debutanizadora (C-102), cuyo objetivo es separar el GLP (propano + butanos) de la gasolina (pentanos y superiores).

En la columna C-102 se busca maximizar el producto GLP obtenido por cabeza, pero cumpliendo con la especificación de contenido máximo de pesados (C5+). Al mismo tiempo, por el fondo de la columna se debe minimizar el contenido de livianos (C4-) para no generar una tensión de vapor excesiva en el tanque de gasolina. Las variables de proceso a ajustar son, como es típico, el caudal de reflujo y la temperatura de fondo de la columna.

El Reboiler de la Debutanizadora (E-104) utiliza como medio calefactor gas caliente, disponible a 58 kg/cm<sup>2</sup>g y 288°C, pudiéndose regular solo el caudal. La gasolina que sale del reboiler reduce su temperatura en el Enfriador de Gasolina (A-105) antes de ser direccionada hacia tanque de almacenamiento.

Los vapores de cabeza de la columna C-102 ingresan al Condensador de la Debutanizadora (A-104) donde condensan totalmente y se subenfía el líquido.

El Acumulador de Reflujo de la Debutanizadora (V-106) recibe el condensado y permite, si existiera algún incondensable, ventear gases hacia antorcha.

La Bomba de Reflujo de la Debutanizadora (P-102A/B) permite el reflujo hacia la columna C-102 y el envío del GLP hacia almacenamiento. La bomba titular es la P-102A, siendo la P-102B auxiliar de la P-102A y de la P-101A al mismo tiempo.

## **FILOSOFÍA Y ESTRATEGIA DE CONTROL**

### **Introducción**

En esta sección se explican algunos de los conceptos más importantes de la filosofía de control implementada en esta planta en operación normal y también cuando sufre algunas contingencias menores.

### **Corriente de gas principal**

Una fracción del orden del 25% del caudal total que ingresa en la sección criogénica es dirigida directamente al condensador E-102 para que se constituya en el reflujo líquido de la deetanizadora, controlado mediante un simple lazo de caudal esclavo del caudal total procesado. El resto del gas seco es dirigido hacia la expansión.

Dadas las características del turboexpander utilizado, cuando la planta procesa el caudal de diseño el flujo total no podrá pasar sólo por el turboexpander sino que una fracción deberá ser expandida por la válvula JT.

Por un lado, dos lazos independientes buscan controlar la presión del Separador Frío V-105. El primer controlador manipula el actuador de los vanos de entrada al expansor, mientras que el segundo actúa sobre la válvula JT.

Por otra parte, otros dos lazos también independientes de cualquier otro actúan y además tienen prioridad para mantener sus setpoints como valores máximos, sobre los mismos elementos manipulados (los vanos del expansor y la válvula JT). Así, un controlador de velocidad del turboexpander, con un setpoint de máxima velocidad, garantiza que el turboexpander no superará dicho valor



máximo. Otro controlador, monitoreando la presión de succión de los compresores de gas residual, tiene prioridad para cerrar la válvula JT y así limitar dicha presión.

Luego de su pasaje por la deetanizadora, el gas es tomado por el turbocompresor que eleva la presión hasta el valor que estén manteniendo los Compresores de Gas Residual (K-201/202/203). Las tres máquinas deben operar simultáneamente, siendo su capacidad total algo superior al caudal de diseño de la planta, ya que parte del gas debe ser reciclado permanentemente para mantener la presión de succión de estos compresores.

Sobre el colector de succión de los Compresores de Gas Residual opera un segundo control de presión que, llegado el caso y mediante un venteo de un exceso temporario de gas, busca mantener la presión en el límite superior del rango operativo de los compresores, intentando no ocasionar la parada en cadena de las máquinas por alta presión de succión.

Si algún compresor (K-201/202/203) saliera repentinamente de servicio, la presión de succión de los mismos aumentaría rápidamente y comenzaría a actuar el override a la válvula JT tratando de reducir el pasaje de gas hacia los compresores. Por la naturaleza de este sistema, esta acción no sería suficiente y la presión continuaría trepando, por lo que comenzaría un venteo transitorio comandado por el lazo de control de presión máxima de succión, que tiene una sintonía muy “enérgica” para evitar el efecto “dominó” y que salgan de servicio todos los compresores.

Restituido el funcionamiento pleno del tercer compresor, la situación descrita se revertirá tan gradualmente como se acelere el motor. Es decir, los lazos de control deben dejarse en automático todo el tiempo ya que están preparados para la contingencia de salida de servicio de uno de los Compresores de Gas Residual.

Con este conjunto de lazos operando simultáneamente, la presión que se establece en la columna C-101 depende en cierta medida del caudal. Para que este funcionamiento a presión flotante no perjudique la especificación del producto de fondo, se ha establecido un setpoint remoto para el controlador de temperatura de fondo de C-101, en función de la presión operativa de la columna.

### **Circuito de gas secundario**

Después de atravesar los filtros y los tamices moleculares, el gas se divide en dos corrientes; la que será utilizada como gas de regeneración/calefacción y la que prosigue su camino hacia el turboexpansor. La primera, a su vez, se divide en otras dos, la que pasará por el horno y constituirá el gas caliente y otra que, bypasseando el horno, permite disponer de gas frío para regular la temperatura del gas de regeneración a suministrar a los tamices.

Tanto la corriente de gas caliente como la de gas frío poseen sendas válvulas de control comandadas por una combinación de las señales de salida de los controladores de caudal total y de temperatura del gas de regeneración. Así se busca atenuar el shock térmico sobre los tamices. Mientras que el setpoint sobre el controlador de caudal se mantiene siempre en su valor nominal, el del controlador de temperatura obedecerá al programa de calentamiento/enfriamiento de los tamices moleculares, que incluye rampas apropiadas de temperatura del gas.

Desde la corriente principal de gas caliente que suministra el horno H-201 se derivan las líneas que alimentan a los reboilers con gas de calefacción y una línea de gas auxiliar, a modo de bypass de los reboilers, que permite mantener el caudal de gas de entrada al horno constante. Así, cualquiera sea el estado de la demanda de los reboilers y/o deshidratadores, dentro de ciertos límites prácticos, se intenta mantener constante el caudal de gas al horno y se minimiza la perturbación más importante sobre el horno.

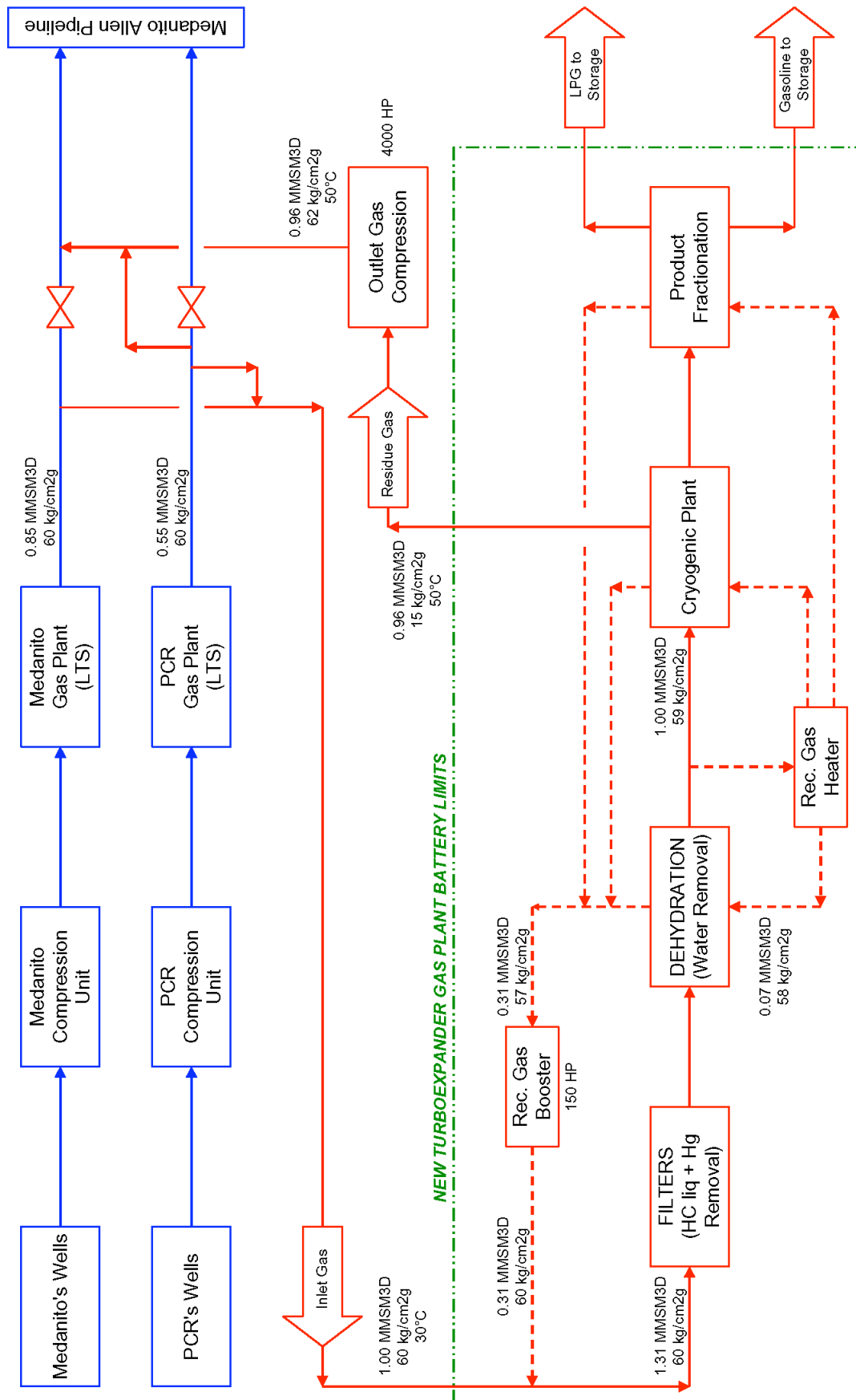
Cabe a clarar que si bien el caudal del horno tiende a mantenerse constante, el compresor de gas de regeneración trabaja con un caudal variable que dependerá de los ciclos de operación de los deshidratadores.

### **Caudal de gas de regeneración**

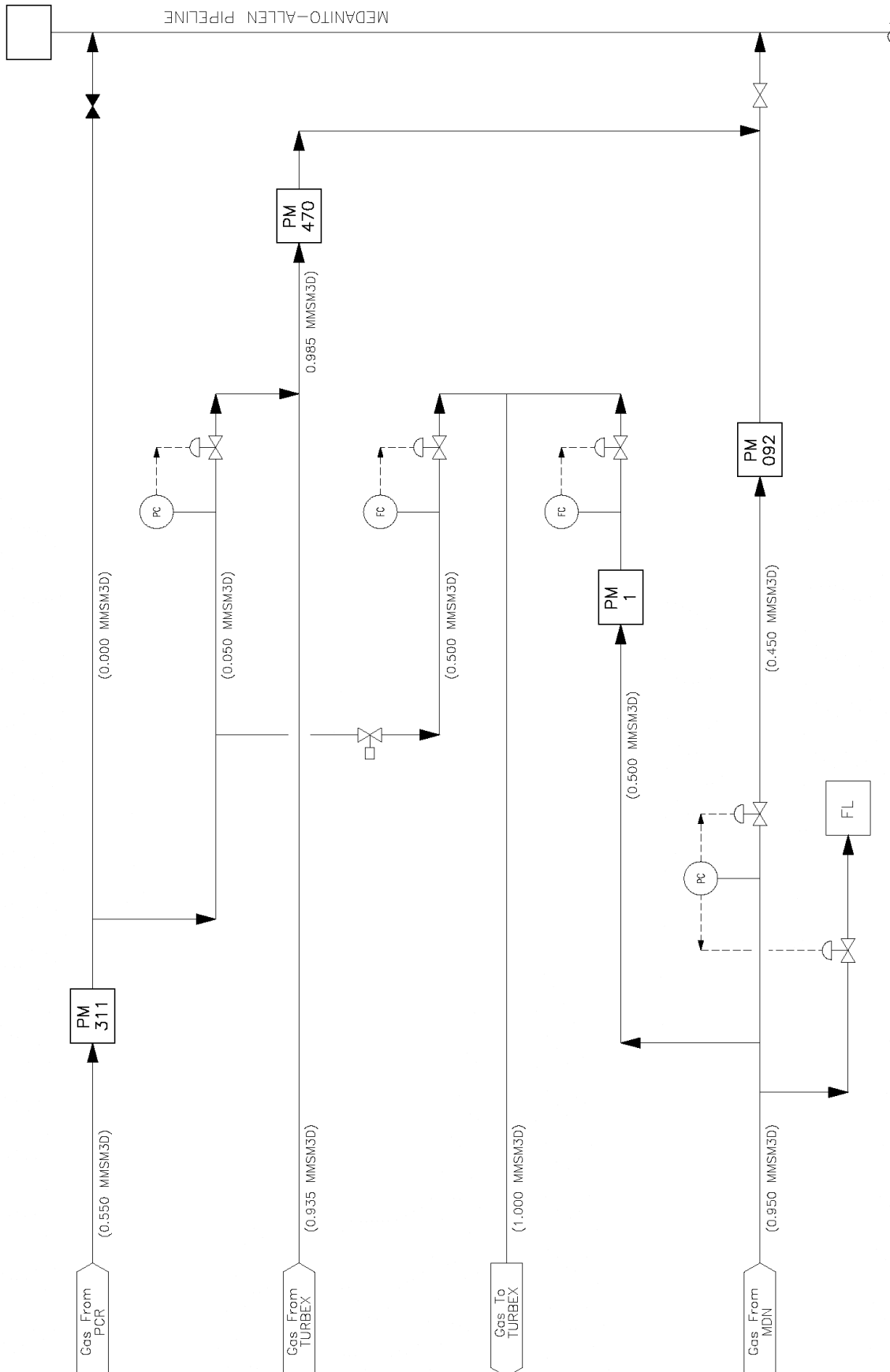
Con el objetivo de minimizar la perturbación del caudal en el circuito de gas de regeneración en las transiciones entre adsorción-regeneración, se mantiene el caudal de gas de regeneración fijo implementando un bypass de los tamices. Antes de efectuar las maniobra de válvulas que se requieren en las transiciones, se abrirá la de bypass para que el caudal de regeneración se mantenga constante el 100% del tiempo.

Por otro lado, normalmente ocurre que al comenzar la adsorción el lecho aún conserva cierta temperatura superior a la del gas de proceso y el sector criogénico recibe un "golpe" de temperatura por algunos minutos que tiende a inestabilizar las columnas. Dejando que el gas frío de regeneración siga pasando por el tamiz que se estuvo enfriando, se atenúa este fenómeno.

Diagrama de bloques de proceso



Diagramas de flujo de proceso











## PUNTOS DESTACABLES DE LA PLANTA

A continuación se pretende mostrar algunas de las características importantes y otras muy particulares que diferencian a esta planta de otras ya instaladas en el país.

### Planta hecha en Argentina

Dado que todos los aspectos de la ingeniería del proyecto fueron llevados a cabo por empresas nacionales y se dió preferencia a proveedores locales para los equipos, orgullosamente podemos decir que tanto la obra intelectual como la material tienen origen nacional. Sólo unos pocos equipos para los que no se pudo conseguir tecnología equivalente nacional, como el turboexpander ó los equipos de placas, fueron adquiridos a proveedores especializados del exterior.

### Seguridad de las instalaciones

El tema es ampliamente conocido y no es necesario entrar en detalles para comprender la siempre difícil disputa que existe entre los intereses que dictan limitar ó reducir la inversión inicial y los que pujan por disponer de la mayor seguridad posible en las instalaciones que manejan GLP.

Para esta planta turboexpander, este equilibrio se resolvió considerando muy cuidadosamente los márgenes utilizados en el dimensionamiento de los equipos, sacrificando en parte el concepto de optimización de la eficiencia energética del proceso, pero buscando la máxima seguridad para las personas, las instalaciones y el medio ambiente.

En este aspecto resulta destacable la disponibilidad de un sistema de shutdown y despresurización que permite aislar y seccionar toda la planta, confinando gases y líquidos en siete sectores distintos. Este sistema puede dispararse en modo semiautomático, para casos de emergencias, despresurizando secuencialmente cada sector ó controlar la despresurización individual de algún sector sin despresurizar el resto de la planta, según sea conveniente. Este sistema es, por supuesto, un complemento del sistema principal de venteos constituido por 18 válvulas de seguridad automáticas, 3 de ellas para el caudal total neto de gas de planta. Ambos sistemas descargan en forma segura hacia la antorcha de planta.

### Horno de la planta

Un único horno cubre las necesidades de suministro de calor de la planta. La misma calidad de gas que se utiliza para la regeneración de los tamices moleculares, gas natural ya filtrado, deshidratado y a alta presión, es aprovechado como fluido calefactor en los reboilers de las columnas de fraccionamiento. Así, se puede distinguir un circuito interno semiabierto, donde parte del gas seco que sale de los deshidratadores se calienta en el horno, es utilizado como fuente calórica y luego es enfriado y recirculado hacia la entrada de la planta.

Esta característica del diseño del proceso otorga las siguientes ventajas:

- Se elimina el circuito de hot oil
  - Se reduce el número de equipos de planta (horno de hot oil, tanque de acumulación de hot oil, bombas de hot oil, filtros de hot oil hot oil). El compresor de gas de reciclo requerido para la recirculación ya era necesario por requerimiento del proceso de regeneración de los tamices moleculares.
  - Se reemplaza hot oil por gas natural. La utilización de un fluido auxiliar externo como el aceite térmico, presenta la desventaja que tiene una cierta vida útil y por su naturaleza requiere ciertas precauciones por su tendencia al ensuciamiento de las instalaciones. Por el contrario, el uso del mismo fluido gaseoso limpio que pasa permanentemente a través de la planta, de muy bajo costo, que no debe ser acumulado, que no se degrada con la tempera-

tura excesiva y que se renueva continuamente, resulta una interesante alternativa en esta planta.

- El tamaño de los reboilers requeridos para usar "hot gas" no se ve afectado ya que los coeficientes de transferencia de calor logrados con el gas a alta presión son levemente inferiores a los que se pueden lograr con hot oil y son compensados automáticamente por la diferencia a favor del "hot gas" en los coeficientes de ensuciamiento.

- Se elimina la zona radiante del horno

- En base a varias experiencias observadas en hornos de fuego directo con serpentines de gas natural, donde se produjeron incendios graves en hornos de proveedores conocidos y a pesar de que teóricamente se contaba con todos los dispositivos de seguridad apropiados, se decidió buscar un diseño que evitara la utilización de la zona radiante. Finalmente, se optó por un esquema formado por un generador de gases calientes y un único mazo convectivo que recibe la energía.

- Se usó una cámara de combustión de disposición horizontal que quema gas natural y permite mezclar los gases de esa combustión con un caudal de aire secundario regulado de manera que se puede controlar, dentro de cierto rango, la temperatura de salida de la masa total de gases calientes. Todos los aspectos inherentes a la zona radiante (diseño de la zona del quemador, cámara de materiales refractarios, etc.) es resuelto en forma paquetizada por el tecnólogo especialista que provee el combustor.

- Se diseñó y construyó un horno formado por una cámara vacía que recibe los gases calientes provenientes del combustor y que los redirecciona, minimizando los efectos de la radiación de la llama del combustor, hacia un mazo tubular de tipo convectivo donde se transfiere el calor hacia el gas de proceso.

## RESULTADOS LOGRADOS

### Rendimiento de la recuperación de licuables

La capacidad de recuperación de GLP lograda por esta planta resultó satisfactoria y acorde a las metas planteadas por su diseño. Si bien no fue factible realizar ensayos en las condiciones de diseño originales, a partir del testrun de performance realizado se concluyó que la planta cumple la performance de recuperación deseada.

Así durante el testrun de rendimiento efectuado a comienzos de 2008, procesando prácticamente la carga de gas completa, 0.96 MMSm<sup>3</sup>/D, pero con una composición mucho más rica en licuables, la planta recuperaba 82% del C3, 99% del C4 y 100% del C5+. Los mayores requerimientos de frío que ese gas rico implicaba, analizando y comparando los balances de masa y energía, explicaban lógicamente los rendimientos medidos y la planta superaba el test.

### Versatilidad operativa

La combinación de un esquema de proceso simple, un diseño meticuloso de equipos y una estrategia de control automático robusta y que buscaba resolver inconvenientes operativos experimentados en otras turboexpanders, resultó acertada.

Se logró una planta turboexpander que permite una operación satisfactoria para un amplio rango de caudales/composiciones del gas de entrada. Así, por ejemplo, se midieron producciones de GLP del orden de 100 ton/d (como promedio diario) que resultan ser un 50% por encima del valor de diseño.

La puesta en marcha resultó más simple, comparando con otras plantas, y se puede hacer prácticamente con los lazos en automático, según personal de operaciones.

**Vista general de la planta turboexpander de C3plus**



**Vista general del horno de gas**



## CONCLUSIONES

En base a toda la experiencia lograda durante el desarrollo técnico de cada una de las etapas de la obra de esta planta, que comenzó con la primer evaluación de la idea de su instalación, podemos concluir que:

- En el contexto actual, para los emprendimientos de plantas de pequeña capacidad de procesamiento de gas, del orden de 1.00 MMSm<sup>3</sup>/D, la optimización del proceso de recuperación de líquidos del gas natural no debe estar enfocada únicamente hacia la búsqueda de la última tecnología disponible sino a lograr un adecuado equilibrio teniendo en cuenta las necesidades y posibilidades de desarrollo particulares de cada caso.
- Es posible pensar y desarrollar con éxito una obra completa de una planta turboexpander con recursos casi íntegramente argentinos, pudiendo acceder a todas las posibilidades de personalización deseadas por una empresa y contando además con la posibilidad de una máxima interacción en cualquier etapa de la obra.

## CURRICULUM DE LOS AUTORES

### Luis Baikauskas

Ingeniero Químico, Universidad de Buenos Aires, 1994.

#### 1995 a la fecha

- Se desempeña como Ingeniero de Procesos para Hytech Ingeniería S.A. y es responsable de una parte importante de las ingenierías básicas realizadas por dicha empresa.

#### 1994

- Ingeniero de Procesos en el Departamento de Tecnología de Shell CAPSA, Refinería Dock Sud.

### Miguel Wegner

Ingeniero Químico, Universidad de Buenos Aires, 1984.

#### 1990 a la fecha

- Presidente e Ingeniero de Procesos de Hytech Ingeniería S.A.

#### 1986 - 1990

- Ingeniero de Procesos en Soteica S.R.L. (representante para Latinoamérica del simulador Hysys).

#### 1984 - 1986

- Ingeniero de Procesos en Nylon Textil en Dupont Argentina, Berazategui.