

LA NECESIDAD ES LA MADRE DE LA INVENCION

UN DISEÑO VERSÁTIL PARA UNA PLANTA DE AJUSTE DE PUNTO DE ROCÍO

Pablo Luraschi es ingeniero químico egresado de la Universidad de Buenos Aires en el año 2004 y posee amplia experiencia como ingeniero de procesos en la industria del gas natural, petróleo y agua en etapas de ingeniería conceptual, básica y detalle. Actualmente se desempeña como ingeniero de procesos en TECNA, donde ha trabajado los últimos cinco años, y como tutor del trabajo final de la carrera de Ingeniería Química de la Universidad de Buenos Aires.

Martín Raventos es ingeniero químico graduado en la Facultad de Ingeniería de la Universidad de Buenos Aires en el año 2003 y premiado por la Academia Nacional de Ingeniería como el mejor egresado del año en esta facultad. Posee experiencia en ingeniería de procesos, tanto en proyectos nacionales como internacionales, en plantas de tratamiento de gas natural, petróleo y agua de producción, y modelado de redes de ductos, entre otros. Asimismo se desempeñó como docente en las cátedras de Probabilidad y Estadística y Fenómenos de Transporte de la Universidad de Buenos Aires, y desarrolló tareas de investigación en la Universidad de Dortmund, Alemania. Actualmente desempeña tareas de coordinación de proyectos de ingeniería en TECNA.

Mariela Arduino es ingeniera química egresada con Diploma de Honor de la Universidad de Buenos Aires en el año 1997. Posee 10 años de experiencia en diseño de procesos y proyectos de ingeniería y construcción tanto nacionales como internacionales. Se ha desarrollado como ingeniera de procesos, responsable de ingeniería básica y coordinadora de proyectos de ingeniería. Su experiencia incluye plantas de tratamiento de gas natural, petróleo y agua de producción, entre otros. Actualmente se desarrolla en el Área de Negocios de TECNA.

Marco Bergel es ingeniero químico egresado de la Universidad de Buenos Aires en el año 2006 y licenciado en ciencias de la administración egresado con Diploma de Honor de la Universidad del Salvador en el año 2002. Obtuvo además una Maestría en Gestión de la Universidad de Toulouse, Francia, en el año 2002. Posee amplia experiencia como ingeniero de procesos en la industria del gas natural, petróleo y agua en proyectos de ingeniería conceptual, básica y de detalle, y como docente en la cátedra de Operaciones de Transferencia de Masa en la Universidad de Buenos Aires. Actualmente se desempeña como ingeniero de procesos en TECNA, donde ha trabajado los últimos tres años.

TECNA S.A. es una empresa de ingeniería con una vasta trayectoria en la aplicación de tecnologías para el procesamiento de hidrocarburos.

Encarnación Ezcurra 365

CP C1107CLA – Ciudad de Buenos Aires – Argentina

mraventos@tecna.com Tel. +54 -11 4347-0821

Resumen

Este trabajo describe el método empleado por Tecna para la provisión de una planta de ajuste de punto de rocío para gas natural, con la capacidad de manejar un índice de turndown muy alto y un amplio rango de composiciones de gas de entrada y presiones de operación, mediante un diseño flexible, no convencional. Tecna empleó una serie de estrategias innovadoras, tanto en la definición conceptual del esquema del proceso como en la superación de obstáculos constructivos. Se destaca el uso de intercambiadores de calor de servicio dual, lo que permite adaptar la secuencia de integración de calor sobre la base de la composición de entrada.

Introducción

A fin de cumplir con los requisitos del mercado de energía brasileño, en el contexto del desarrollo de los yacimientos Peroá - Congoá en el Estado de Espírito Santo, Tecna enfrentó la difícil tarea de diseñar y construir los módulos de una planta de ajuste de punto de rocío de gas y recuperación de condensado no estabilizado, capaz de procesar gas de composición variable en un amplio rango de condiciones de operación. El método empleado para el control de punto de rocío fue el enfriamiento mediante un sistema de refrigeración en base a propano.

Si bien caudales de gas de entrada que oscilan desde los 200 hasta los 25 MMSCFD representan por sí mismos considerables obstáculos para el diseño, la Planta de Punto de Rocío (PPR) también debía manejar presiones de entrada de 850 a 1200 psig e importantes variaciones en la composición del fluido de entrada, que incluye desde “gas rico” (73% CH₄) hasta “gas pobre” (94% CH₄), dando origen a escenarios cualitativamente diferentes en cuanto a requisitos de refrigeración y a disponibilidad de líquidos a los fines de integración de calor.

Además de la especificación de punto de rocío, las condiciones requeridas para el gas tratado incluían niveles de contenido máximo de etano y propano, y un valor mínimo de poder calorífico. Por otra parte, el condensado no exigía estabilización dentro de esta planta, pero se especificó una temperatura mínima de entrega.

Esta serie de requisitos de diseño se complementó con un número de restricciones relativas a la modularización de los equipos, la filosofía de sparing de los compresores de propano, y la disponibilidad de espacio para el layout de la planta.

Casos de diseño

La Tabla 1 incluye un resumen de las condiciones de gas de entrada para todos los casos de diseño. La fuente de gas para los casos A, B, y C es diferente de la del caso D. Esto se ve reflejado en el hecho que la composición del gas de entrada para el caso D (gas rico) presenta diferencias significativas en

comparación con las de los tres primeros casos (gas pobre), y que la presión de entrada en el Caso D es fija, mientras que en el resto de los escenarios puede variar dentro de un rango relativamente amplio. A los fines del diseño, cada uno de los casos de gas pobre fue subdividido en dos subcasos (HP y LP), que corresponden al menor y mayor valor de presión de entrada, respectivamente. La temperatura del gas de entrada también puede variar dentro de rangos. Sin embargo, éstos no son significativos y, para el diseño del proceso, sólo se consideraron los valores superiores.

Amplios rangos

Una simple inspección visual de las cifras incluidas en la Tabla 2 indicaba que las grandes diferencias existentes entre los distintos casos, en cuanto a la presión de operación y la composición del gas de entrada, llevarían al desafío de diseñar una planta que pudiera manejar requerimientos de refrigeración y caudales muy diferentes. Una serie de simulaciones preliminares de la sección de gas de la planta confirmaron este hecho y proporcionaron los valores de temperatura necesarios en el separador frío a fin de cumplir con todas las especificaciones de producto en cada caso. El punto de rocío máximo a 625 psig, resultó ser la especificación más restrictiva en todos los casos, con excepción del Caso D, en el cual la temperatura es determinada por el contenido de propano en el gas tratado.

Tabla 1. Descripción de los casos de diseño

Caso de gas de entrada		A	B	C	D
Máx. caudal de gas de entrada	MMSCFD	200	200	200	130
Mín. caudal de gas de entrada	MMSCFD	25	25	25	25
Máxima presión de entrada	psig	1200 (HP)	1200 (HP)	1200 (HP)	1000
Mínima presión de entrada	psig	850 (LP)	850 (LP)	850 (LP)	
Máxima temp de entrada	°F	81	81	81	86
Mínima temp de entrada	°F	68	68	68	68
Composición de gas (% molar)					

Nitrógeno (N ₂)	-	1,80	1,79	2,02	1,81
Dióxido de Carbono (CO ₂)	-	0,93	0,93	0,34	0,57
Metano (CH ₄)	-	94,18	93,99	91,00	73,14
Etano (C ₂ H ₆)	-	1,91	1,93	3,87	10,7
Propano (C ₃ H ₈)	-	0,56	0,58	1,65	8,85
i-Butano (C ₄ H ₁₀)	-	0,17	0,18	0,25	1,51
n-Butano (C ₄ H ₁₀)	-	0,19	0,22	0,40	2,36
C ₅ +	-	0,25	0,37	0,47	1,03

Tabla 2. Especificaciones de producto

Especificación	Unidad	Valor
Gas tratado		
Poder calorífico superior	BTU/pie ³	1020 a 1230
Metano (CH ₄), min.	% mole	86,0
Etano (C ₂ H ₆), max.	% mole	10,0
Propano (C ₃ H ₈), max.	% mole	3,0
C4+, max.	% mole	1,5
Punto de rocío de hidrocarburo	°F	32 @ 625 psig
		16 @ 43 psig
Temperatura máxima	°F	113
Temperatura mínima	°F	54
Máximo descenso de presión	psi	43
Gasolina		
Temperatura de distribución	°F	68

Presión de distribución	psig	Casos A, B, C: 170 a 825
		Caso D: 170 a 285

Tabla 3. Temperatura de separador frío y especificación más restrictiva para cada caso de diseño

Caso	Especificación más restrictiva	Temp. de separador frío (°F)	
		AP	BP
A	Punto de rocío a 625 psig < 32°F	-22	19
B		-13	20
C		-11	21
D	C3 contenido < 3%	-24	

El paso siguiente fue identificar los valores extremos de

- la refrigeración necesaria para enfriar el gas de entrada hasta alcanzar la temperatura que permite cumplir con todas las especificaciones del producto (sin tomar en cuenta ningún tipo de integración de energía);
- el caudal actual de gas en el separador frío;
- el caudal actual de líquido en el separador frío.

La

Tabla 4 muestra estos valores teniendo en cuenta el caudal máximo y mínimo de gas de entrada en cada caso. Puede observarse que la mayoría de los obstáculos asociados con la alta variabilidad de los requerimientos de refrigeración y caudales de fluidos se deben a las diferencias en la composición del gas de entrada y la presión de operación, y se producen incluso sin tener en cuenta el turndown del caudal de gas de entrada. Por ejemplo, el caudal de líquido del separador frío en el Caso D para 130 MMSCFD es aproximadamente 280 veces más alto que en el Caso A-LP para 200 MMSCFD.

De más está decir que los índices de turndown necesarios agravaron esta situación, ya que introdujeron valores incluso más bajos en el conjunto de escenarios posibles. Dado que los casos de turndown estaban relacionados en su mayoría con la declinación del reservorio y, por lo tanto, sólo serían relevantes en el largo plazo, se hizo énfasis en lograr un diseño de planta capaz de adaptarse a

los distintos casos de presión y composición de gas de entrada mediante pequeños cambios en la configuración del proceso. Las condiciones de caudales muy bajos finalmente serían controladas mediante la introducción de cambios adicionales en los equipos e internos que requirieran parada de planta y despresurización.

Tabla 4. Variación de los principales parámetros de diseño

Parámetro		Mín @ mín caudal	Mín @ máx caudal	Máximo
Necesidad de refrigeración total (sin considerar la integración de energía)	MMBTU/hr	2	14	36
	Caso	A – LP 25 MMSCFD	A – LP 200 MMSCFD	D 130 MMSCFD
Caudal real de gas en separador frío	act. pie ³ /min	80	400	1,800
	Case	D 25 MMSCFD	D 130 MMSCFD	B – BP 200 MMSCFD
Caudal real de HC líquido en separador frío	act. gpm	0.4	2.8	770
	Caso	A-BP 25 MMSCFD	A – BP 200 MMSCFD	D 130 MMSCFD

Otras restricciones

El resto de las restricciones de diseño estaban relacionadas con el tamaño y distribución de los equipos. El sistema de refrigeración debía contar con dos compresores y tener la capacidad de manejar 130 MMSCFD de cualquier gas de entrada con sólo una máquina. El área total disponible era de 22.000 pies², sin incluir el almacenamiento de fluidos. La opción de diseñar varios trenes de procesos en paralelo estuvo prácticamente descartada desde el principio, y los módulos / equipos paquetizados debían ser lo más compactos posible. Finalmente, reducir la inversión de capital y el consumo de energía era también una premisa.

Diseño

Los principales desafíos enfrentados durante el diseño de la planta decantan en las siguientes preguntas:

1. ¿Cuál es el esquema de integración energética óptimo considerando todos los escenarios posibles?

2. ¿Cómo se puede optimizar el diseño de separadores e intercambiadores de calor para las grandes variaciones de los caudales de gas y líquidos que surgen en los distintos casos de gas de entrada y qué consideraciones deben hacerse respecto del control del proceso?
3. ¿Cómo se pueden manejar los grandes índices de turndown en el largo plazo?

En las páginas siguientes abordamos estos ítems con mayor detalle e intentamos sintetizar las estrategias empleadas por Tecna para superarlos.

Integración Energética

La integración energética juega un papel preponderante en las plantas de ajuste de punto de rocío puesto que permite no sólo la reducción de los requerimientos de refrigeración sino también alcanzar las temperaturas especificadas del producto. Una planta de punto de rocío típica tiene un intercambiador de calor de gas crudo/gas tratado (GGHE) y un intercambiador de calor de gas crudo/condensado (GCHE) como equipo principal de integración de calor, y existe un balance económico de compromiso entre el tamaño de estos equipos y la potencia de compresión en el circuito de refrigeración.

Como ya se ha mencionado, la cantidad de líquido condensado en el enfriador y separado en el separador frío puede variar desde 0,4 gpm en el Caso A-LP hasta cerca de 770 gpm en el Caso D, considerando solamente caudales nominales de gas de entrada. Mientras que 770 gpm de condensado frío pueden manejarse de diferentes maneras a fin de lograr una buena integración energética y cumplir con la temperatura de entrega necesaria, los muy bajos caudales de líquido que surgen en algunos de los casos del diseño no pueden contribuir de manera significativa al pre-enfriamiento del gas crudo.

La utilización del GCHE, sin embargo, parece esencial en el Caso D por muchas razones:

- d) Casi la mitad del caudal másico de gas alimentado condensa y se separa en el separador frío, limitando así el grado de integración de calor que podría alcanzarse sólo por medio de un GGHE.
- e) La gasolina debe entregarse a una presión mucho más baja que aquella del separador frío y en última instancia se enfriará aún más cuando se expanda.

- f) La alta cantidad de líquidos condensados coincide con la temperatura más elevada del gas de ingreso, la temperatura más baja del separador frío, y, por ende, con el mayor consumo de toneladas de refrigeración.
- g) El tamaño del compresor de propano estaría determinado por el requerimiento de refrigeración neto del Caso D.

Varias configuraciones fueron evaluadas a fin de hallar la solución más conveniente. La alternativa presentada en las Figuras 1 y 2, por ejemplo, es el resultado de un enfoque tradicional. El GCHE principal está diseñado especialmente para el Caso D y sigue el esquema típico de control en cuanto a la ubicación de la válvula de control del nivel de líquido en el separador frío. En el resto de los casos se usa un segundo GCHE y sirve el único fin de calentar el condensado hasta alcanzar la temperatura necesaria. El GGHE se ajusta para suministrar una aproximación de temperatura razonable en los casos HP y para alcanzar las especificaciones de temperatura del gas tratado inclusive en el Caso D.

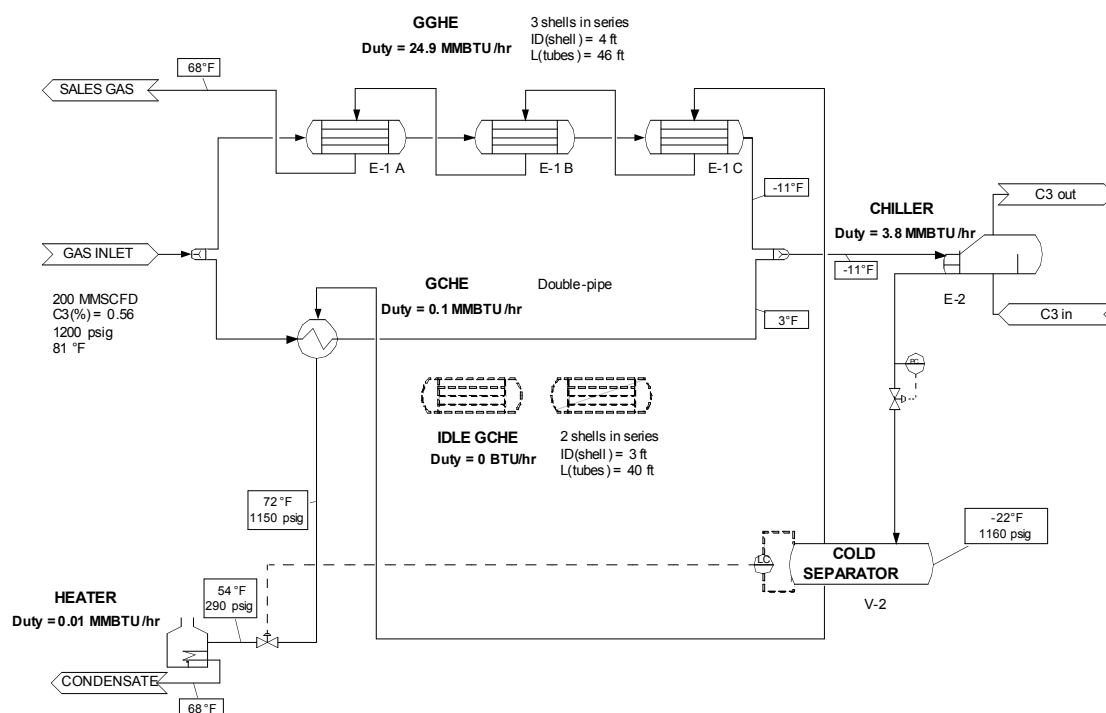


Figura 1. Esquema de proceso tradicional para casos de gas pobre (A-HP)

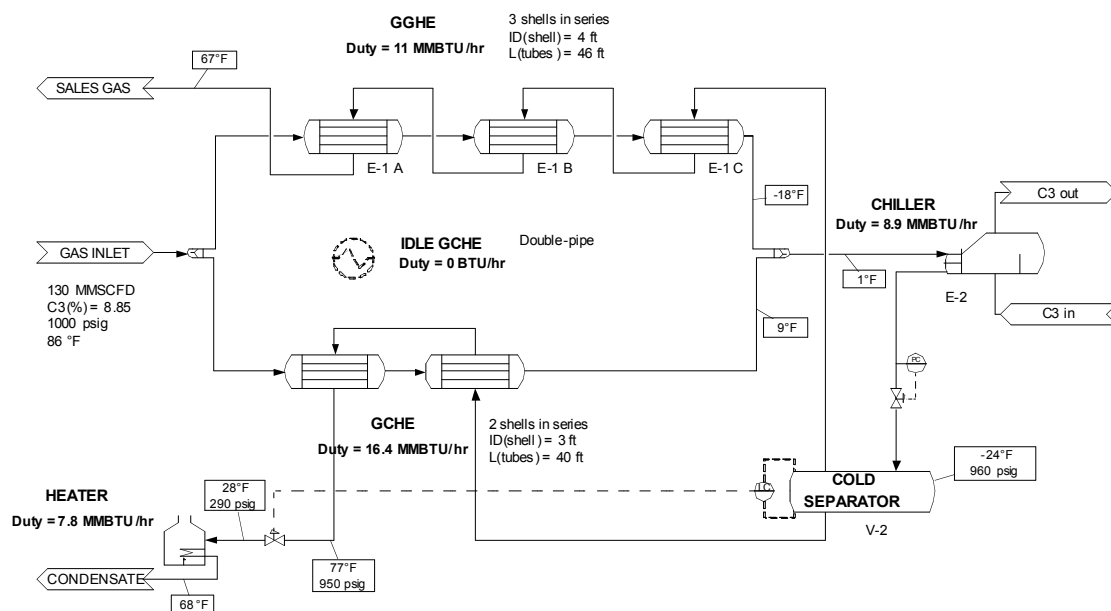


Figura 2. Esquema de proceso tradicional en el Caso D (gas de ingreso rico)

Esta configuración permite una buena integración del calor entre el gas crudo y los líquidos del Caso D, pero algunas desventajas son evidentes. Además del hecho que la temperatura final del condensado

esté todavía lejos del valor especificado, uno de los equipos más grandes de la planta estará fuera de operación cuando el gas de ingreso no sea aquel del Caso D. El GGHE, además, funciona bien en los casos HP pero la caída de presión es bastante elevada en todos los casos LP y la velocidad del gas en los tubos es demasiado baja en el Caso D, dónde sólo una pequeña fracción del vapor de ingreso es empleado para calentar el gas tratado. Todas estas desventajas llevaron al desarrollo del esquema de proceso presentado en las Figuras 3 y 4.

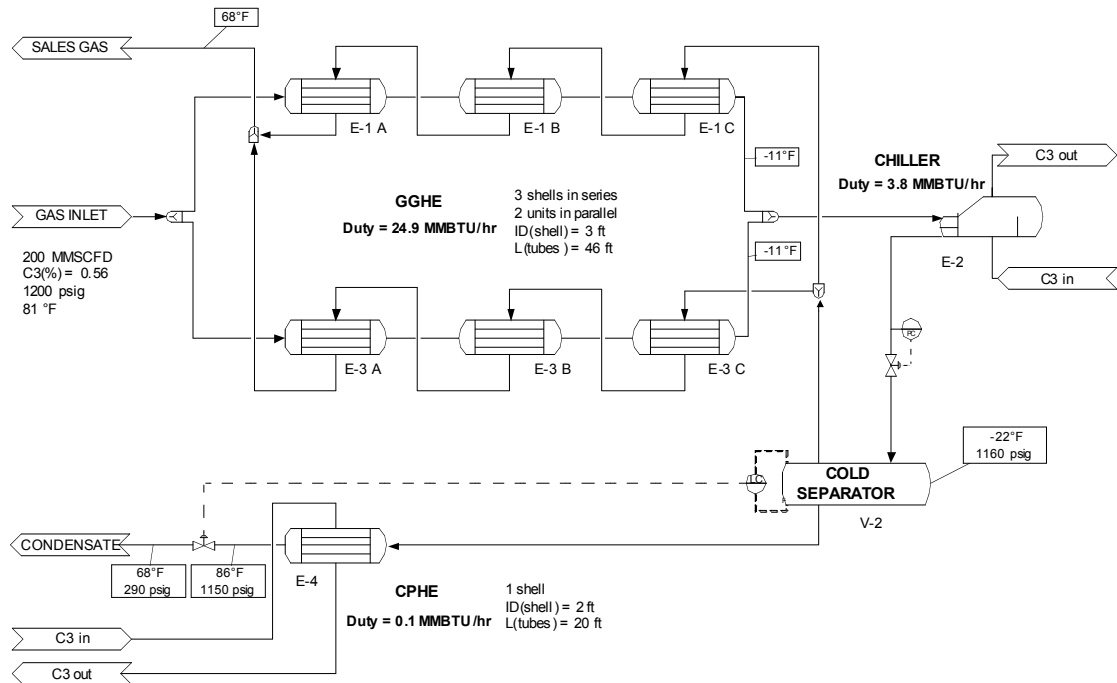


Figura 3. Esquema de proceso final para casos de gas pobre (A-HP)

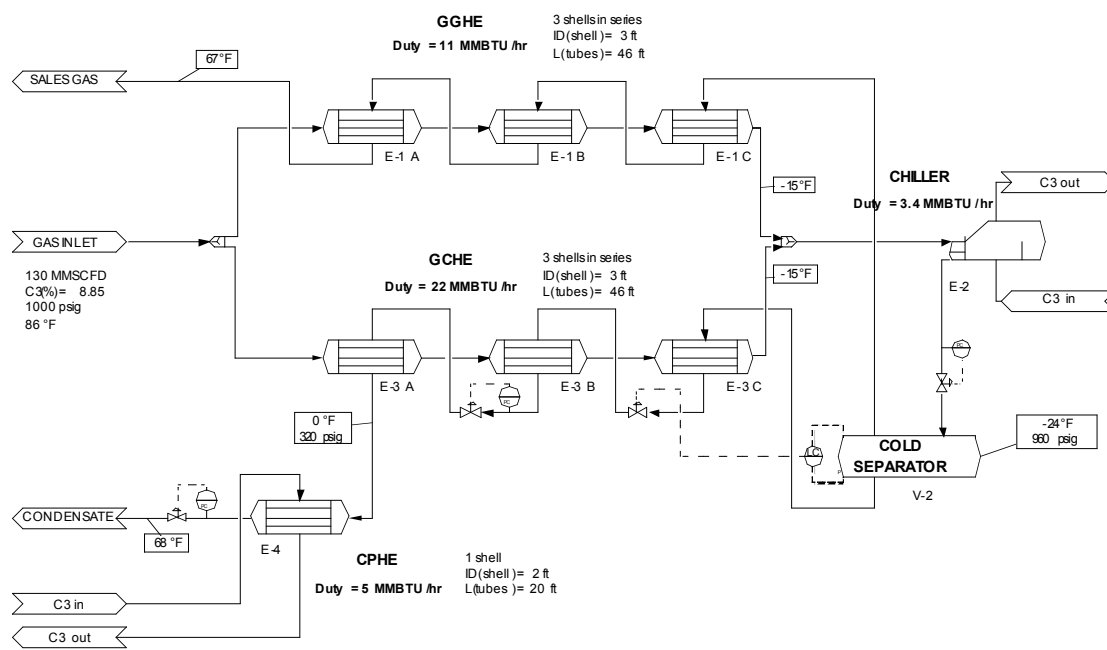


Figura 4. Esquema de proceso final en el Caso D (gas rico)

Como en el caso anterior, la secuencia de integración de calor se basa en tres intercambiadores de calor y se puede cambiar dependiendo de la composición y la presión del gas de ingreso. Existen, sin embargo, importantes mejoras con respecto a lo que podría considerarse como el “enfoque tradicional” que pueden resumirse de la siguiente manera: Intercambiador de calor de servicio dual

El concepto de intercambiador de calor de servicio dual es la clave de la versatilidad del esquema. El GGHE y el GCHE son en verdad idénticos, pero uno de ellos puede actuar como GGHE o como GCHE dependiendo del caso de gas de ingreso, siendo la mayor ventaja que siempre se utiliza el total del área de intercambio de calor. En los casos de gas pobre, los líquidos del separador frío se envían al lado tubos de un intercambiador de calor condensado/propano relativamente pequeño (CPHE) donde se calientan hasta alcanzar la temperatura necesaria por medio del propano caliente de la descarga de los compresores. Los dos intercambiadores de calor principales funcionan en paralelo como GGHEs. Tanto del lado tubos como del lado carcasa, el caudal de gas se distribuye uniformemente entre las dos unidades por medio de una configuración de tuberías simétricas.

Cuando se procesa el gas rico, el condensado proveniente del separador frío se envía a través de una línea diferente a la carcasa de uno de los intercambiadores de calor principales, que funciona como GCHE, mientras que el gas frío se calienta a la temperatura de envío en la otra unidad. La distribución del gas crudo en el lado tubos de ambos intercambiadores de calor se regula por medio

de una válvula de control del tipo mariposa en la línea de ingreso del lado tubos del GGHE. Se envían aproximadamente dos tercios del gas crudo al GCHE, aunque dicho set point puede ajustarse a fin de optimizar la recuperación global de calor.

Otro rasgo importante del equipo de integración de calor es que hace una mejor utilización de la presión de la corriente de condensado. Dado que el condensado del caso D debe enviarse a 285 psig, ubicar la válvula que controla el nivel de líquido en el separador frío aguas debajo de la última carcaza del GCHE y expandir los líquidos en un solo paso dejaría al enfriamiento asociado con esta expansión fuera del plan de integración energética y demandaría una fuente externa de calor considerable a fin de cumplir con la temperatura de envío.

Para mejorar esta situación, la alternativa propuesta incluye dos válvulas de control adicionales aguas debajo de la primer y segunda carcaza respectivamente. Esto permite al condensado enfriarse antes de ingresar al segundo y al tercer armazón del GCHE, aumentando así el intercambio de calor. Se ajusta la presión aguas abajo de estas válvulas de modo que la temperatura que se alcanza durante la expansión sea similar a aquella del separador frío.

Intercambiador de calor condensado / propano

El esquema de integración de calor en el caso del gas rico se completa mediante la utilización de la corriente parcialmente vaporizada del GCHE para enfriar y condensar el refrigerante de los compresores. El intercambiador condensado propano (CPHE), que de hecho se diseña para este caso, permite condensar el propano a una presión más baja que en los casos de gas pobre, donde se utiliza un intercambiador de calor refrigerado con aire.

Como resultado del plan de integración energética mejorado en el caso D, la potencia de compresión del refrigerante se nivela hacia abajo hasta alcanzar aquella de los casos de gas pobre (el calor removido en el enfriador en los casos A-HP y D es 3,8 y 8,9 MMBTU/hora respectivamente en el esquema de proceso tradicional, mientras que el diseño final arroja 3,8 y 3,4 MMBTU/hora para los mismos casos). Además, el peso total de los intercambiadores de calor en el diseño final (GGHE + GCHE + CPHE) es un 84% del que corresponde al diseño tradicional.

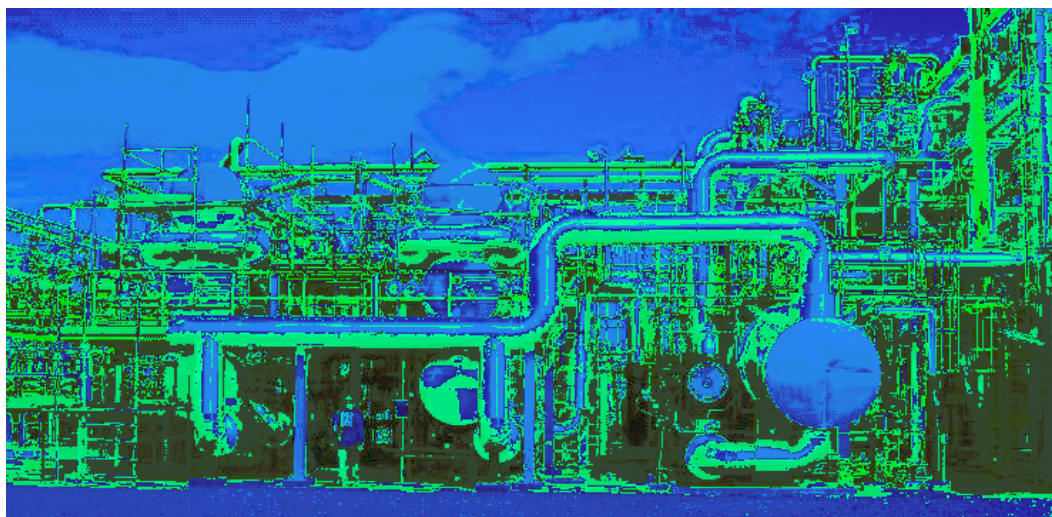


Figura 5. GGHE, GCHE, y Chiller (lado cabezal)

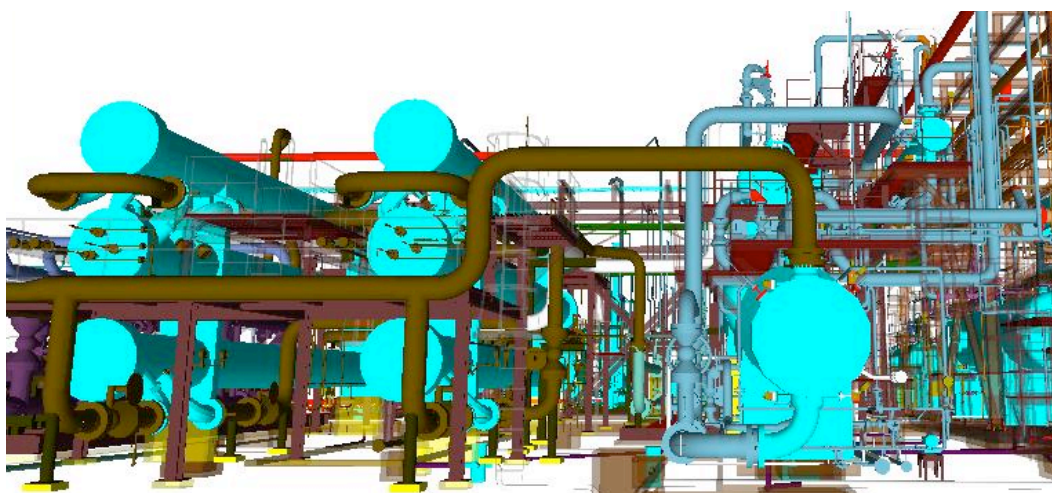


Figura 6. GGHE, GCHE, y Chiller (Modelo 3D, lado cabezal)

Manejo de la caída de presión

En términos generales, los casos de baja presión necesitan calores de refrigeración mucho más bajos y muestran una caída de presión considerablemente más elevada en los intercambiadores de calor que en los casos de alta presión. Se utilizan dos estrategias para aprovechar esta situación.

- I) En los casos HP, una válvula de control instalada aguas arriba del separador frío proporciona parte del enfriamiento del gas debido al efecto Joule-Thomson,

reduciendo así las toneladas de refrigeración requeridas en el sistema de propano.

- II) En los casos LP, una línea de bypass mantiene la caída de presión total de la planta por debajo del máximo al reducir la cantidad de gas crudo alimentado a los tubos del GGHE al mínimo necesario para que el gas tratado pueda alcanzar la temperatura especificada.

Diseño de Equipos

La coexistencia de una serie compleja de escenarios de operación y serias limitaciones de espacio exigieron que el diseño de los intercambiadores de calor, separadores, y cañerías asociadas fuera llevado a cabo por un equipo multidisciplinario conformado por ingenieros de proceso y expertos en layout y piping. Desde las primeras etapas de diseño se tuvieron en cuenta la constructibilidad, facilidad de transporte, espacio ocupado y ubicación en el área de la planta de cada uno de los equipos.

Separador frío

El separador frío (SF) es uno de los equipos más importantes en una planta de ajuste del punto de rocío. Como separador trifásico, no sólo debe suministrar un tiempo de residencia adecuado para que se produzca la separación entre el agua condensada y los hidrocarburos, sino también asegurar que los líquidos separados no sean arrastrados junto a la corriente de gas.

Debido a los distintos escenarios bajo los cuales era necesario que funcione el SF, el enfoque tradicional demostró permitir mejoras substanciales. Los separadores fríos trifásicos son típicamente separadores horizontales de un solo cuerpo, lo que significa que el eliminador de niebla y el volumen para la separación de las fases líquidas están contenidos en un solo tanque. Cuando se aplicó este concepto al conjunto de casos de diseño, el resultado fue el separador de 230.000 lb presentado en la Figura 7.

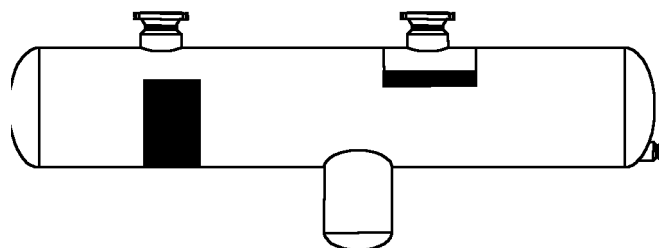


Figura 7. Diseño tradicional del SF de un solo cuerpo (peso = 230.000 lb)

Este diseño suponía que los set points de nivel de líquido podrían cambiarse dependiendo de si la planta estaba procesando gas pobre o rico, de modo de optimizar el área transversal para el caudal de gas en los casos de gas pobre, donde solamente condensa una pequeña cantidad de gasolina. De esta manera se evita sobredimensionar el recipiente para evitar arrastre de líquido. No obstante, el separador resultante ocupaba un espacio considerable y habría sido difícil de transportar. De algún modo el tanque parecía demasiado grande para una planta de 200 MMSCFD.

Un análisis más detallado de la situación mostró que el factor restrictivo no era tanto el área transversal utilizada en los cálculos de arrastre; era el hecho de que tanto el eliminador de niebla para 1.800 pies³/min de gas pobre (Caso B-LP) como el volumen necesario para suministrar un tiempo de residencia adecuado a los 770 gpm de hidrocarburo líquido (Caso D) tenían que caber dentro de *un* recipiente horizontal. En otros términos, una relación de caudal de gas sobre caudal de líquido inusual había llevado a un separador frío inesperadamente grande para una planta de 200 MMSCFD.

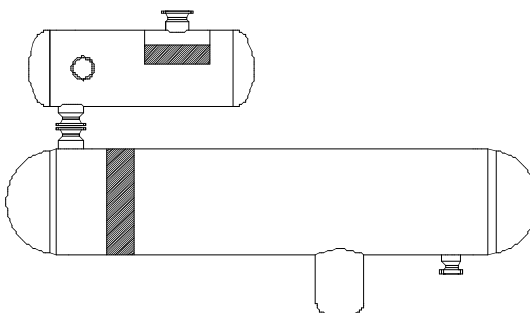


Figure 8. Diseño final del SF de doble cuerpo (peso = 160.000 lb)

Habiendo identificado el problema, se consideró un nuevo diseño compuesto por dos cuerpos interconectados. El tamaño del cuerpo superior se diseñó de modo tal que pudiera contener el eliminador de niebla horizontal, que está ubicado en la línea central del tanque a fin de minimizar su diámetro. Dado que los líquidos no se acumulan aquí de manera significativa, el largo del tanque es el mínimo exigido por la conexión interna, boca de acceso y entrada.

El tanque inferior recibe los líquidos a través de un caño de 16 pulgadas y suministra un tiempo de residencia suficiente para que se separen las fases acuosa e hidrocarburo. Dado que en el cuerpo inferior no puede haber arrastre, se reducen aún más el largo y el diámetro estableciendo un nivel de líquido relativamente alto en el caso de gas rico. En los casos de gas pobre, el set point más bajo del nivel de líquido evita los tiempo de residencia excesivos. A pesar de la conexión de descenso de líquidos de 16 pulgadas, el tanque superior está equipado con transmisores de nivel de seguridad para hacer frente a los bolsones de líquido que pudieran originarse en la cañería de salida del chiller. En el caso del gas rico, el condensado proveniente del tanque inferior se direcciona hacia el GCHE a través de una línea de 10 pulgadas, mientras que en el resto de los casos una línea de 2 pulgada conduce los líquidos al CPHE. Esta configuración de dos líneas permite medir y controlar con exactitud el caudal en todos los escenarios.

Como consecuencia del nuevo diseño, se redujo significativamente el peso, espacio, y costo general de separador, y los dos cuerpos se pudieron transportar por separado.

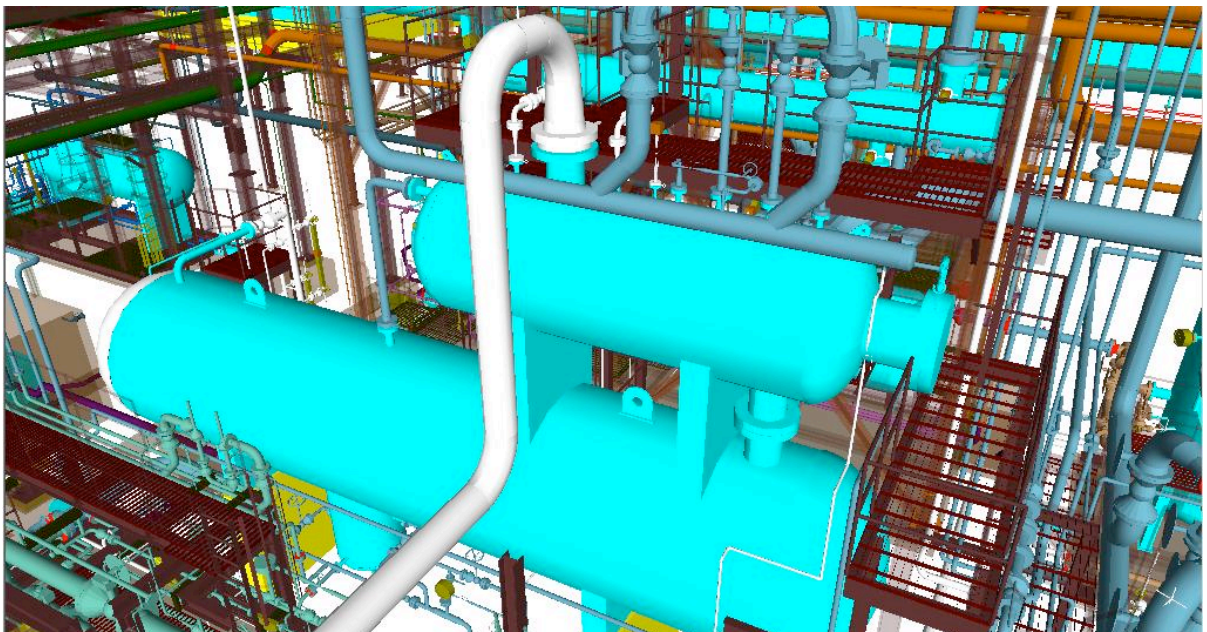


Figure 9. Diseño final del separador frío (Modelo 3D)

Manejo del turndown

Un desafío adicional enfrentado durante la etapa de diseño fue el desarrollo de una serie de estrategias para manejar los grandes índices de turndown esperados en el largo plazo como consecuencia del agotamiento del reservorio. Más específicamente, se debía garantizar el

funcionamiento de la planta teniendo en cuenta un caudal mínimo de 25 MMSCFD, equivalente a un turndown de 13% en los casos de gas pobre.

Los problemas más comunes que surgen cuando una planta de punto de rocío funciona muy por debajo de su capacidad nominal son la reducción en la eficiencia de los eliminadores de vapor, el riesgo de formación de hidratos en los tubos de los intercambiadores de calor debido a la pobre distribución de glicol, y la operación inadecuada de los compresores refrigerantes. Dado que se esperaba que la reducción del caudal de gas de alimentación fuera gradual y muy probablemente irreversible, el enfoque consistió en planear una serie de modificaciones en los internos de equipos, intercambiadores de calor y en el sistema de refrigeración que podían desarrollarse durante el paro de planta y que en algunos casos requeriría que se despresurizaran y purgaran temporariamente las instalaciones.

Eliminador de niebla

La remoción de gotitas de líquido de un flujo de vapor en un eliminador de niebla se produce en tres etapas: 1) las gotitas colisionan con un elemento de impacto y se adhieren a él, 2) pequeñas gotitas se unen y forman gotas más grandes, 3) las gotas drenan fuera del interno. Si la velocidad del gas es muy baja, las gotitas más pequeñas simplemente fluirán a lo largo de las trayectorias del gas a través del eliminador sin impactar los elementos de separación. Por otra parte, si la velocidad del gas es muy alta, las gotitas colisionarán y se unirán, pero el mismo caudal de gas evitará que el líquido drene. Típicamente, los eliminadores de niebla pueden desempeñarse de manera aceptable dentro del rango de velocidad de gas entre 25% y 125% de un valor ideal, que depende de las condiciones de operación y las propiedades del fluido. En el caso del separador frío de una Planta de Punto de Rocío, operar fuera de este rango podría implicar no cumplir con la especificación del gas.

A fin de mantener la velocidad del gas dentro del rango seguro cuando disminuye el caudal de gas de entrada, se previó que parte del área del eliminador de niebla finalmente se bloqueara fijando placas especialmente diseñadas en su lado inferior. El primer cuadro de la Figura 10 muestra como podría manejarse el rango completo del caudal mediante un bloqueo escalonado del área del eliminador de vapor.

Intercambiadores de calor

La limitación principal para la operación del GGHE, GCHE, y el chiller por debajo de su capacidad de diseño es el riesgo de formación de hidrato en los tubos. Típicamente, se inyecta un inhibidor de hidrato como el MEG (monoetilenglicol) en los cabezales de entrada de estos intercambiadores de calor y se lo transporta junto al caudal de gas hasta que se remueve la fase acuosa en el separador frío. Si la boquilla de inyección no distribuye el glicol en forma pareja sobre la superficie de la placa de tubo, o si la velocidad del gas en los tubos es demasiado baja, el inhibidor de hidratos puede fluir de manera segregada o incluso acumularse en el cabezal del intercambiador de calor, conduciendo así al taponamiento de algunos de los tubos. La velocidad del gas en los tubos debe estar dentro del rango de los 10 a 20 pies/seg con un mínimo de 5 pies/seg si se debe transportar al glicol como un spray junto con el caudal de gas.

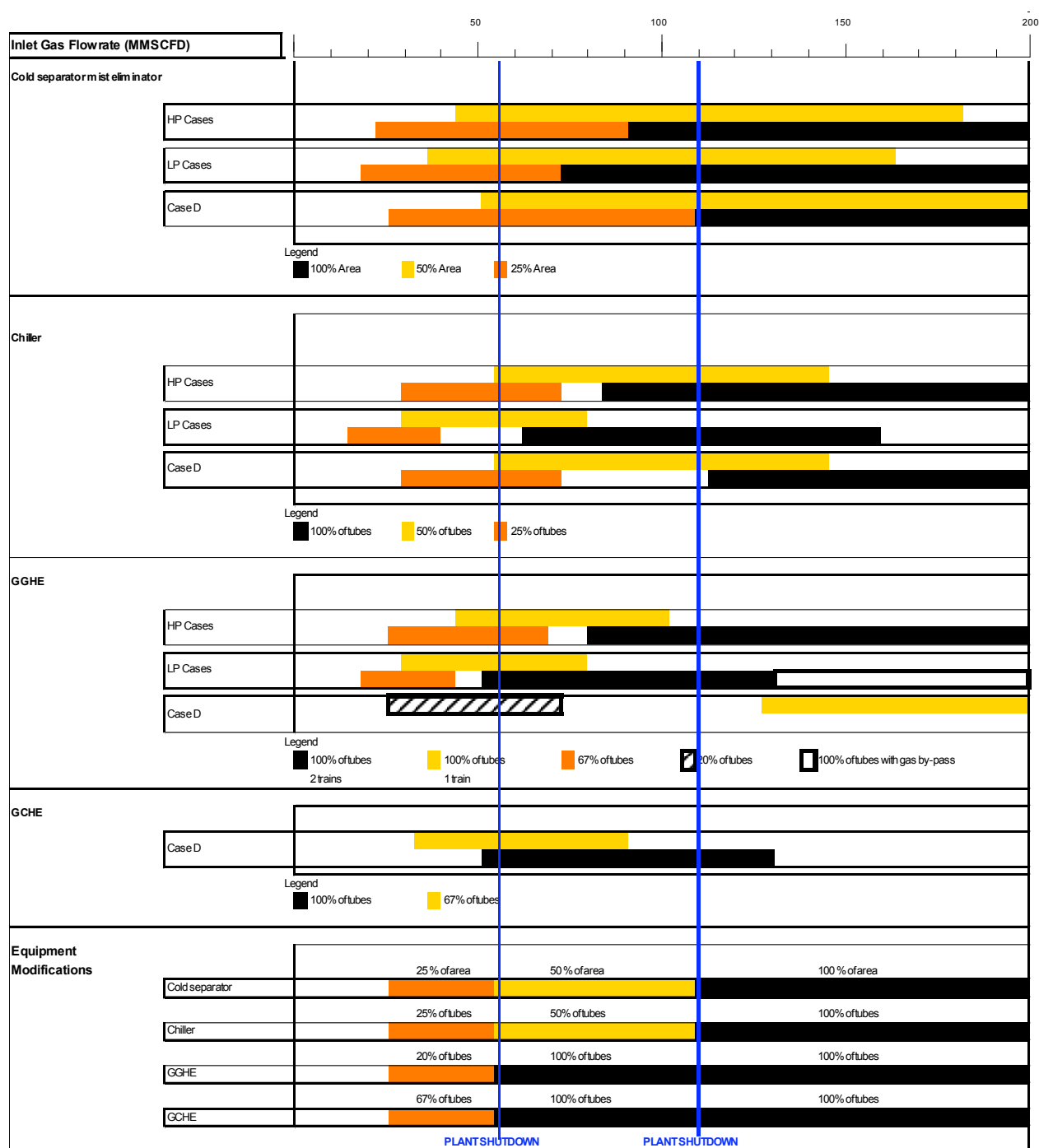


Figura 10. Rangos de operación óptimos y modificaciones generales para manejar el turndown

A fin de garantizar la operación adecuada de los intercambiadores de calor bajo condiciones de turndown se emplearon dos estrategias. La primera estuvo presente desde el comienzo de la operación de la planta y consistió en proveer a cada intercambiador de calor de boquillas de inyección múltiples a fin de asegurar que el glicol llegara a todos los tubos aún con bajas velocidades de gas. La segunda

estrategia fue similar a aquella empleada para el eliminador de niebla del separador frío y consistió en el bloqueo en dos etapas de algunos de los tubos a fin de reducir el área de flujo transversal y mantener la velocidad del gas dentro del rango seguro. El segundo, tercero y cuarto cuadro de la Figura 10 muestran los modos de operación recomendados para los tres intercambiadores de gas principales en todos los casos de gas de entrada.

El último cuadro de la Figura 10 indica los cambios recomendados en general como una función del caudal de gas de entrada de modo que la planta funcione dentro de los rangos seguros en todos los casos de gas de entrada y que se minimice el número de paros de la planta necesarios para desarrollar las modificaciones.

Sistema de propano

El sistema de propano no representó una limitación real para la capacidad de turndown de la planta dado que los compresores de tornillo usualmente admiten un grado bastante alto de regulación de capacidad por medio de una válvula corrediza. No obstante, se equipó el sistema con dos características que permiten la regulación de la refrigeración por debajo del límite determinado por la válvula corrediza:

- ♦ Puede bypassarse el economizador a fin de obtener un ciclo de refrigeración de una sola etapa con una eficiencia más baja.
- ♦ Puede inyectarse directamente propano caliente de la descarga del compresor a la coraza del chiller a través de una línea “caliente de desvío” (hot bypass).

Conclusiones

Las plantas de punto de rocío con refrigeración mecánica son muy conocidas en la industria del gas, sin embargo las desviaciones del esquema de proceso típico son pocas y raramente vistas. En este caso, una serie de requisitos y restricciones complejas dio lugar a un diseño original y versátil. Algunos de los resultados más importantes se enumeran a continuación:

- ♦ *Intercambiador de calor de servicio dual* - Representa una reducción en CapEx y en el espacio de trazado, y provee a la planta de la capacidad de manejar escenarios con cantidades muy distintas de requisitos de condensado y refrigeración intrínseca.

- ♦ *Intercambiador de calor condensado/propano* – Permite la entrega de la gasolina a la temperatura necesaria en los casos de gas pobre y la condensación del refrigerante a baja presión en el caso de gas rico, nivelando de este modo hacia abajo la potencia de compresión.
- ♦ *Separador frío* – Reducción del tamaño y costo. Mayor transportabilidad.
- ♦ *Control de proceso* – Elementos de control diseñados a medida para satisfacer los requisitos de los diferentes casos. El operador puede cambiar el set point de parámetros de control de acuerdo al caso de gas de entrada.
- ♦ *Operación* – El test run de la planta se desarrolló con resultados satisfactorios.

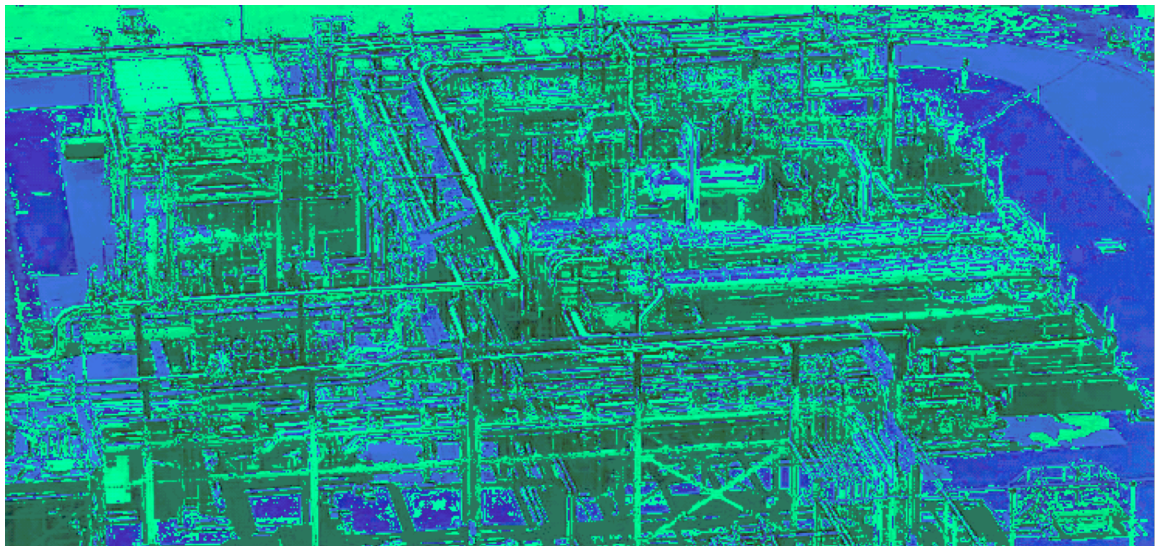


Figura 11. Vista general de la PPR

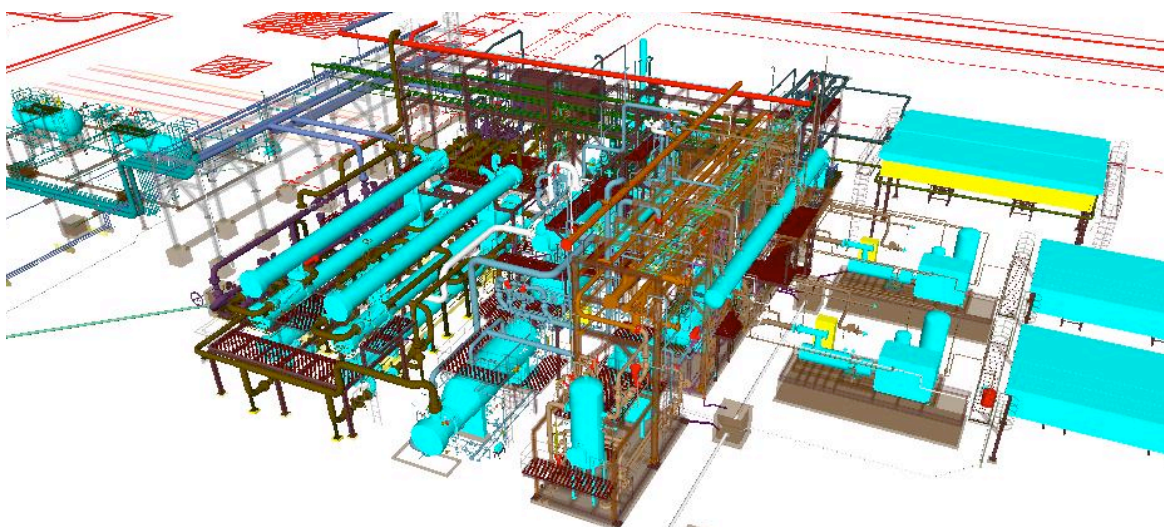


Figura 12. Vista general de la PPR (Modelo 3D)

Reconocimientos

Los autores desean agradecer al Consultor Senior de Tecna Jorge Kawaguchi por sus consejos y su contribución en el desarrollo del proceso de diseño de la ingeniería básica.