

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA

FACULTAD DE INGENIERIA DE PETRÓLEO, GAS NATURAL  
Y PETROQUÍMICA



“OPTIMIZACIÓN DE LA EFICIENCIA DE RECUPERACIÓN DE  
LGN DE LA PLANTA DE PROCESAMIENTO DE GAS  
NATURAL PARIÑAS”

TITULACIÓN POR EXPERIENCIA PROFESIONAL PARA OPTAR  
EL TÍTULO PROFESIONAL DE INGENIERO PETROQUÍMICO

SANDRA JANET HARO QUINCHO

PROMOCIÓN 2006-II

LIMA-PERU

2012

## **DEDICATORIA**

Este trabajo va dedicado a mis queridos padres, hermanas y tíos, quienes con su amor y dedicación me dieron todo el apoyo necesario para concluir con éxito mis estudios.

## **AGRADECIMIENTO**

Agradezco a mis profesores y en especial a los profesionales que depositaron en mí su confianza para integrar la plana de Supervisores de Operación que realizó el arranque y puesta en servicio de la Planta de Procesamiento de Gas Natural Pariñas en el año 2008.

## INDICE

SUMARIO .....	7
CAPITULO I.....	9
<b>I. ANTECEDENTES .....</b>	<b>10</b>
CAPITULO II .....	13
<b>II. INTRODUCCIÓN .....</b>	<b>14</b>
CAPITULO III .....	27
<b>III. OBJETIVO .....</b>	<b>28</b>
CAPITULO IV .....	29
<b>IV. CONCEPTOS PRELIMINARES.....</b>	<b>30</b>
4.1. PROCESAMIENTO DEL GAS NATURAL.....	30
4.1.1. ETAPAS DEL PROCESAMIENTO DEL GAS NATURAL .....	31
4.1.2. SEPARACIÓN DE LÍQUIDOS DEL GAS NATURAL .....	34
4.1.3. PROCESO DE ABSORCIÓN REFRIGERADA .....	38
4.1.4. FRACCIONAMIENTO DE LÍQUIDOS DEL GAS NATURAL .....	41
4.1.5. DERIVADOS DEL GAS NATURAL .....	46
4.2. CÁLCULO DE LA EFICIENCIA DE RECUPERACIÓN DE LGN .....	50
4.3. TECNOLOGIA UTILIZADA PARA EVITAR LA FORMACIÓN DE HIDRATOS UTILIZANDO GLICOL. ....	52
4.3.1. HIDRATOS EN SISTEMAS DE GAS NATURAL .....	52
4.3.2. CONTENIDO DE AGUA EN EL GAS Y TEMPERATURA DE FORMACIÓN DE HIDRATOS .....	54
4.3.3. DISECANTES UTILIZADOS PARA EVITAR LA FORMACIÓN DE HIDRATOS .....	57
4.3.4. PROPIEDADES FÍSICAS DE LOS LÍQUIDOS DISECANTES .....	58
4.3.5. INHIBICIÓN DE HIDRATOS CON MEG.....	60
4.3.6. IMPORTANCIA DE LA COMPOSICIÓN DEL GLICOL POBRE .....	67

4.3.6.1. PUNTO DE CONGELAMIENTO DE SOLUCIONES ACUOSAS MEG – AGUA .....	67
4.3.6.2. TEMPERATURA DEL REGENERADOR DE GLICOL .....	69
4.3.6.3. CÁLCULO DEL PORCENTAJE EN PESO DE MEG EN LA SOLUCIÓN ACUOSA.....	70
4.3.7. CUIDADO DEL GLICOL .....	71
4.4. SISTEMA DE CALENTAMIENTO CON FLUIDO TÉRMICO .....	75
4.4.1. HORNOS DE CALENTAMIENTO DE ACEITE TÉRMICO .....	79
4.4.2. COMBUSTIÓN EN HORNOS A GAS NATURAL.....	88
4.4.2.1. COMBUSTIÓN COMPLETA E INCOMPLETA.....	89
4.4.2.2. AIRE DE COMBUSTIÓN .....	90
4.4.2.3. FACTORES QUE AFECTAN LA COMBUSTIÓN .....	92
4.4.2.4. ANÁLISIS TEÓRICO DE LA COMBUSTIÓN EN HORNOS A GAS NATURAL .....	93
4.4.3. MEDICIÓN DE TIRO Y OXÍGENO .....	99
CAPITULO V.....	101
<b>V. ALCANCE DE LA PLANTA DE PROCESAMIENTO DE GAS NATURAL PARIÑAS .....</b>	<b>102</b>
5.1. ESPECIFICACIONES DE PRODUCTOS.....	102
5.2. DESCRIPCION DEL PROCESO .....	104
5.2.1. SISTEMA DE ENFRIAMIENTO DE GAS DE ENTRADA.....	104
5.2.2. SISTEMA DE FRACCIONAMIENTO.....	107
5.2.3. SALIDA DE GAS A EEPSA .....	110
5.2.4. SISTEMA DE INYECCIÓN Y REGENERACIÓN DE GLICOL .....	111
5.2.5. SISTEMA DE CALENTAMIENTO CON FLUIDO TÉRMICO.....	114
5.2.6. SISTEMA DE REFRIGERACIÓN CON PROPANO .....	115
5.2.7. SISTEMA DE DRENAJES .....	117
CAPITULO VI.....	119

<b>VI. ESTUDIO DE LOS SISTEMAS OPTIMIZADOS .....</b>	<b>120</b>
6.1. SISTEMA DE INYECCIÓN Y REGENERACIÓN DE GLICOL.....	120
6.1.1. CONDICIONES DE OPERACIÓN.....	120
6.1.2. PROBLEMAS OPERATIVOS PRESENTADOS.....	121
6.1.2.1. INESTABILIDAD DEL SISTEMA .....	122
6.1.2.2. COMPOSICIÓN INADECUADA DE MEG EN EL GLICOL POBRE .....	125
6.1.3. SOLUCIONES PROPUESTAS A LOS PROBLEMAS ENCONTRADOS.....	127
6.1.3.1. EVALUACIÓN DEL EFECTO DE LA TEMPERATURA DEL REGENERADOR DE GLICOL EN EL SISTEMA.....	128
6.1.3.2. FLUJOS MÍNIMOS DE INYECCIÓN DE GLICOL A EQUIPOS .....	130
6.2. SISTEMA DE CALENTAMIENTO CON FLUIDO TÉRMICO .....	133
6.2.1. CONDICIONES DE OPERACIÓN.....	133
6.2.2. PROBLEMAS OPERATIVOS PRESENTADOS.....	134
6.2.2.1. INESTABILIDAD DEL SISTEMA .....	134
6.2.3. SOLUCIONES PROPUESTAS A LOS PROBLEMAS ENCONTRADOS.....	136
6.2.3.1. EVALUACIÓN DEL EXCESO DE OXÍGENO EN LOS GASES DE COMBUSTIÓN Y SU EFECTO EN LA ESTABILIDAD DEL SISTEMA.....	136
6.3. ENFRIAMIENTO DEL GAS NATURAL.....	141
6.3.1. CONDICIONES DE OPERACIÓN.....	141
6.3.2. EVALUACIÓN DEL AUMENTO DE ENFRIAMIENTO DEL GAS NATURAL .....	142
CAPITULO VII.....	145
<b>VII. PRUEBAS Y RESULTADOS DE LOS SISTEMAS OPTIMIZADOS .....</b>	<b>146</b>
7.1. SISTEMA DE INYECCIÓN Y REGENERACIÓN DE GLICOL.....	146

7.1.1. DISMINUCIÓN DE LA TEMPERATURA DE REGENERACIÓN DE GLICOL 146	
7.1.2. AUMENTO DE LOS FLUJOS DE INYECCIÓN DE GLICOL A EQUIPOS.....	151
7.2. SISTEMA DE CALENTAMIENTO CON FLUIDO TÉRMICO .....	153
7.2.1. AUMENTO DE LA CANTIDAD DE AIRE A LOS QUEMADORES ..	153
7.3. ENFRIAMIENTO DEL GAS NATURAL.....	156
7.3.1. DISMINUCIÓN DE LA TEMPERATURA DEL GAS EN LOS CHILLERS Y CONDENSADORES.....	156
CAPITULO VIII.....	167
<b>VIII. RESULTADOS FINALES</b> .....	168
8.1. CONDICIONES DE OPERACIÓN OPTIMAS DE LOS SISTEMAS EN ESTUDIO – ESTABILIDAD DE LA OPERACIÓN .....	168
8.1.1. SISTEMA DE INYECCIÓN Y REGENERACIÓN DE GLICOL.....	168
8.1.2. SISTEMA DE CALENTAMIENTO CON FLUIDO TÉRMICO.....	168
8.1.3. ENFRIAMIENTO DEL GAS NATURAL.....	169
8.2. EVALUACIÓN ECONÓMICA DE LA OPTIMIZACIÓN.....	170
8.2.1. COSTO POR CONSUMO DE MEG .....	170
8.2.2. RECUPERACIÓN DE LGN.....	170
CAPITULO IX.....	175
<b>IX. CONCLUSIONES</b> .....	176
CAPITULO X.....	179
<b>X. RECOMENDACIONES</b> .....	180
CAPITULO XI.....	182
<b>XI. GLOSARIO Y DEFINICIONES</b> .....	183
CAPITULO XII.....	186
<b>XII. BIBLIOGRAFÍA</b> .....	187
<b>ANEXOS</b> .....	189

## **SUMARIO**

El desarrollo de este trabajo se realizará por capítulos, cada capítulo detalla la secuencia del estudio empleado para llegar al resultado de la operación óptima.

En el primer capítulo se muestra el histórico de la eficiencia de recuperación de LGN cuando aún se operaba las Plantas Antiguas (Verdún y Pariñas). Se menciona luego los primeros años de operación de la Planta de Gas Pariñas nueva, indicando los problemas que se iban presentando en el camino, surgiendo la necesidad de buscar alternativas para estabilizar la operación.

En el segundo capítulo se detalla la ubicación de la nueva planta, la descripción general del proceso, características del gas natural a la entrada de planta, el porqué la necesidad de optimización y cuáles son los indicadores del resultado de la optimización. También se menciona los resultados del proceso de optimización en función de la producción de LGN obtenida los últimos años.

En el capítulo III se indica el objetivo del Informe.

El capítulo IV incluye los conceptos preliminares sobre Procesamiento de Gas y Cálculo de la Eficiencia de Recuperación de LGN. Además, los conceptos de los sistemas sometidos a estudio como el Sistema de Glicol y Sistema de Calentamiento con Fluido Térmico.

En el capítulo V se incluye la descripción detallada del proceso.

El capítulo VI detalla el estudio de los Sistemas Estabilizados: Sistema de Inyección y Regeneración de Glicol, Sistema de Calentamiento con Fluido Térmico y; la Optimización en la recuperación de LGN mediante el Enfriamiento del Gas Natural. El estudio comprende las condiciones de operación, los problemas operativos que se presentaron y las soluciones propuestas a estos problemas con fines de estabilizar cada sistema y optimizar la recuperación de LGN.

En el capítulo VII se detallan las Pruebas y Resultados obtenidos luego de los ajustes de las variables de operación de los Sistemas en Estudio.

En el capítulo VIII se detallan los resultados finales como condiciones de operación óptimas y la evaluación económica de la optimización.

En el capítulo IX se mencionan las conclusiones a las cuales se llegaron luego de la optimización de la eficiencia de recuperación de LGN.

En el capítulo X se mencionan recomendaciones a tomar en cuenta como resultado de la optimización de la eficiencia de recuperación de LGN.

En el capítulo XI se incluyen las definiciones y el glosario de términos que se han utilizado en todo el Informe.

En el capítulo XII se resume la bibliografía empleada como ayuda teórica para la realización de este Informe.

Finalmente, en los Anexos se incluyen imágenes de la operación actual vista desde el software de control de proceso (Delta V) que se tiene en la Sala de Control de la Planta de Gas Pariñas.

**CAPITULO I**  
**ANTECEDENTES**

## I. ANTECEDENTES

La empresa Graña y Montero Petrolera S.A. (GMP), adquirió las Plantas de Procesamiento de Gas Natural Pariñas y Verdún en Talara, a la Empresa Eléctrica de Piura S.A. (EPPSA) el 08 de abril del 2006. Así mismo, EPPSA las adquirió a través del proceso de privatización de PETROPERÚ en el año 1996.

Las Plantas de Procesamiento de Gas de Pariñas y Verdún datan de 1928 y tienen una capacidad de procesamiento de 40 MMSCFD. El principio de recuperación utilizado es el de absorción con aceite (kerosene), dicho proceso se realizaba en Pariñas, luego, el aceite rico era enviado a Verdún para su desorción y fraccionamiento. Se cerraba el ciclo retornando el aceite pobre de Verdún a Pariñas.

Para una mejor visión de la evolución de las operaciones en las Plantas Pariñas y Verdún, se muestran los resultados obtenidos en los 02 primeros años de operación a cargo de GMP S.A. mediante una tabla que relaciona eficiencia de recuperación, volumen de gas procesado, volumen de líquidos recuperados, riqueza del gas y recuperación de LGN, tomando en cuenta el promedio anual y, el valor máximo y mínimo obtenido en el año de todas estas variables:

**TABLA Nº 1 – Producción PGT 2006**

<b>Producción PGT 2006</b>					
	<b>Eficiencia, %</b>	<b>Gas procesado MMSCFD</b>	<b>LGN producido bbl/día</b>	<b>Riqueza Gal/MPC</b>	<b>Recuperación Gal/MPC</b>
<b>Promedio anual</b>	65.91	31.38	872	1.77	1.17
<b>Máximo</b>	75.17	38.12	1,071	1.89	1.28
<b>Mínimo</b>	52.57	14.21	398	1.64	0.94

*Fuente: Reporte de Operación GMP (Año 2006)*

TABLA N° 2 – Producción PGT 2007

Producción PGT 2007					
	Eficiencia, %	Gas procesado MMSCFD	LGN producido bbl/día	Riqueza Gal/MPC	Recuperación Gal/MPC
<b>Promedio anual</b>	66.08	27.97	768	1.76	1.16
<b>Máximo</b>	77.53	38.01	1,045	1.97	1.32
<b>Mínimo</b>	51.71	14.80	418	1.57	0.88

Fuente: Reporte de Operación GMP (Año 2007)

La eficiencia de recuperación de LGN en promedio para el último año de operación de las Plantas antiguas fue de 63.99%, tal y como se muestra en la siguiente tabla:

TABLA N° 3 – Producción PGT 2008

Producción PGT 2008					
	Eficiencia, %	Gas procesado MMSCFD	LGN producido bbl/día	Riqueza Gal/MPC	Recuperación Gal/MPC
<b>Promedio anual</b>	63.99	28.67	787	1.81	1.16
<b>Máximo</b>	75.19	39.61	1,071	1.98	1.39
<b>Mínimo</b>	50.64	15.29	445	1.71	0.90

Fuente: Reporte de Operación GMP (Año 2008)

La nueva Planta Pariñas, la cual está en operación a partir del 17 de octubre de 2008, ha sido diseñada para procesar desde 15 MMSCFD a 40 MMSCFD, con una eficiencia de recuperación de LGN de hasta 92%, de acuerdo con la Ingeniería Básica y el Reporte de flexibilidad OPD (Optimized Process Design).

Así también, se ha ampliado la capacidad de almacenamiento de productos y unidades de proceso.

Al inicio de la operación de la Planta de Gas Pariñas, todas las variables de operación como presión, temperatura, nivel y flujo de los equipos se llevaron a las condiciones de diseño realizado en la Ingeniería de Detalle. Sin embargo, los resultados de cromatografía del gas residual, de laboratorio y la eficiencia de recuperación de LGN diaria obtenida, indicaban pérdidas de condensados en el gas residual e inestabilidad en la operación por paros de equipos y pérdida de productos de servicios.

La baja recuperación de LGN e inestabilidad de la operación, hicieron necesaria la búsqueda de alternativas para mantener estable la operación y mejorar la recuperación de LGN para no afectar la producción diaria.

Las alternativas consideradas se enfocaban básicamente en ajustar las condiciones de operación de los Sistemas que así lo requerían, los principales indicadores que reflejarían el avance de estos cambios serían el análisis cromatográfico, análisis de laboratorio y, por supuesto, el cálculo diario de la eficiencia de recuperación de LGN.

**CAPITULO II**  
**INTRODUCCIÓN**

## II. INTRODUCCIÓN

La Planta de Procesamiento de Gas Natural Pariñas se encuentra ubicada en el Km. 4.5 de la Carretera 1A Talara – Tumbes en la Zona Industrial, Distrito de Pariñas, Provincia de Talara, Departamento de Piura.

El proceso de la Planta tiene por objetivo la recuperación de gas licuado de petróleo (GLP), hidrocarburos acíclicos saturados (HAS) y gas residual seco, a partir del gas natural asociado proveniente de los campos de: SAVIA, PETROBRAS, SAPET Y GMP. Los caudales de gas de cada proveedor son:

SAVIA	(mínimo / normal / máximo)	4 / 14 / 18	MMSCFD
SAPET	(mínimo / normal / máximo)	2.5 / 2.5 / 3	MMSCFD
PETROBRAS	(mínimo / normal / máximo)	6 / 11 / 14	MMSCFD
GMP	(mínimo / normal / máximo)	1 / 3 / 5	MMSCFD

El sistema de procesamiento empleado es el de Absorción Refrigerada utilizando un absorbente ligero (HAS) y menores temperaturas de refrigeración respecto del proceso de las Plantas antiguas.

La Planta ha sido diseñada para manejar flujos de gas desde 15 MMSCFD hasta 40 MMSCFD, es alimentada con gas rico (gas natural asociado) proveniente de campos de producción cercanos a las siguientes condiciones:

**TABLA Nº 4 – Condiciones generales del gas de entrada a Planta**

<b>Capacidad máxima de procesamiento de gas natural</b>	40	MMSCFD
<b>Flexibilidad operativa: Mínima capacidad técnica</b>	15	MMSCFD
<b>Presión de ingreso del gas a la Planta</b>	300	Psig
<b>Temperatura del gas de ingreso:</b>	Mínima	60°F
	Máxima	125°F
	Promedio	95°F

*Fuente: Manual de Operación - GMP*

La composición promedio del gas natural asociado que ingresa a la Planta, se detalla en la siguiente tabla:

**TABLA Nº 5 – Composición promedio del Gas Natural Asociado (GNA) de ingreso a la Planta**

<b>Componente</b>	<b>% mol</b>
Nitrógeno	0.1938
Dióxido de carbono	0.7369
Metano	87.1114
Etano	5.6424
Propano	2.7166
I-Butano	0.9045
N-Butano	1.2365
Neo-Pentano	0.0000
I-Pentano	0.6119
N-Pentano	0.3594
Hexano+	0.4866

*Fuente: Resultado de Cromatografía - GMP*

## **SISTEMAS INVOLUCRADOS EN EL PROCESO**

A continuación se detallan los Sistemas que forman parte de la Planta:

- Sistema de Enfriamiento de Gas de Entrada
- Sistema de Fraccionamiento
- Salida de Gas a EEP SA
- Sistema de Inyección y Regeneración de Glicol
- Sistema de Calentamiento con Fluido Térmico
- Sistema de Refrigeración con Propano
- Servicios Auxiliares
  - Aire Comprimido
  - Sistema Recolección y Quemado de Gases
  - Sistema de Gas Combustible
  - Agua de Servicio
  - Sistema de Drenajes
  - Sistema de Agua y Espuma Contra Incendio
  - Sistema de Almacenamiento de Productos
  - Sistema de Despacho de Productos
  - Sistema de Fuego y Gas

## **DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO**

El proceso inicia en el manifold de entrada, dado que el gas proveniente de Petrobras trae un alto contenido de contaminantes, este gas entra primero al Separador de entrada de Petrobras (D-3200) donde los líquidos son removidos y

enviados al Sistema de Drenajes. Luego las cuatro corrientes de gas son llevadas a un manifold de entrada donde se unen para luego entrar a la Planta.

El gas proveniente del manifold pasa a través del Separador de Gas de Entrada (D-3100) para remover las partículas líquidas que acompañan al gas. El líquido recolectado es bombeado al Separador Frío (D-3105).

El gas libre de gotas proveniente del D-3100 se divide en 2 corrientes de igual flujo para alimentar a cada tren de enfriamiento, cada tren está conformado por un intercambiador de calor gas/gas y un chiller de gas. El gas a 125°F entra al Intercambiador de calor gas/gas donde transfiere calor a la corriente de gas seco que sale del Acumulador de Reflujo de la Deetanizadora a -13°F. A la salida de este intercambiador el gas tiene una temperatura de 38°F. Para evitar la formación de hidratos en este equipo y en la corriente aguas abajo, cada uno de los haces de tubos de este intercambiador cuenta con boquillas de inyección de mono etilenglicol (MEG) que lo distribuyen en todos los tubos para inhibir la formación de hidratos en el gas de entrada.

La corriente de gas proveniente de los Intercambiadores de calor gas/gas pasa luego por los Chiller de gas (E-6110 / E-6115) donde el gas es enfriado con propano refrigerante. En el haz de tubos se inyecta mono etilenglicol (MEG) para evitar la formación de hidratos en los tubos del chiller. En este proceso de enfriamiento el gas alcanza la temperatura de -13°F y es llevado finalmente al Separador Frío para la separación de las fases.

El Separador Frío es un separador trifásico donde se separa el vapor, los condensados de hidrocarburos y la fase acuosa. La fase vapor es enviada como carga a la torre deetanizadora por el plato 20. El condensado es enviado también como carga a la deetanizadora pero ingresa por el plato 16.

El Separador Frío está diseñado con una bota para permitir la separación del condensado y de la fase acuosa (glicol/agua). La fase acuosa es enviada hacia el Sistema de Regeneración de Glicol.

La torre deetanizadora (T-2100) tiene 36 platos. Los vapores del tope que salen del plato 36 se mezclan con la corriente líquida compuesta por HAS (hidrocarburos acíclicos saturados) y son enfriados a  $-13^{\circ}\text{F}$  en los Condensadores de Reflujo de la Deetanizadora (E-6120 / E-6125). Estos condensadores son del tipo Kettle y usan propano a  $-18^{\circ}\text{F}$  como medio refrigerante. Una solución de MEG es inyectada en el haz de tubos de estos intercambiadores para evitar la formación de hidratos. La corriente que sale del condensador a  $-13^{\circ}\text{F}$  es enviada al Acumulador de Reflujo de la Deetanizadora (D-3110) donde se separa el gas, los condensados de hidrocarburos y la fase acuosa (glicol/agua). El gas es enviado a los Intercambiadores de calor gas/gas donde se calienta y pasa al Separador de Gas Residual (D-3185) donde se retiran eventualmente líquidos que pudo haber sido arrastrado desde la deetanizadora, los condensados que se obtienen son enviados al Tanque Pulmón de HAS (D-3120). Esta corriente de gas seco caliente sale de la Planta hacia la Central Eléctrica Malacas de EEP SA en donde es utilizada para generación eléctrica.

Los condensados de hidrocarburos que salen del D-3110 son bombeados nuevamente a la torre deetanizadora como reflujo (fluido de absorción). El D-3110 está diseñado con una bota para permitir la separación del condensado y de la fase acuosa. La fase acuosa es enviada hacia el sistema de regeneración de glicol.

Los líquidos que bajan del plato N°1 son llevados al Reboiler de la Deetanizadora (E-6130) donde ganan calor del aceite caliente que pasa a través de los tubos de este intercambiador. Los vapores generados regresan a la entrada del plato N°1 mientras que el líquido con alto contenido de propanos y butanos regresan al fondo de la columna donde mantienen inventario requerido para una operación continua y

estable. Los líquidos finalmente dejan el fondo de la columna para continuar con el proceso.

Los líquidos provenientes del fondo de la deetanizadora a una temperatura de 323°F y 292 psig se expanden en la LV-2100 hasta una presión de 180 psig y 290°F. Los líquidos son precalentados en el Intercambiador carga/fondo de la Debutanizadora (E-6135) con la corriente del fondo de la Debutanizadora hasta una temperatura de 293°F.

La alimentación de la torre debutanizadora se hace en el plato N°17. La presión en el tope de la debutanizadora es mantenida en 160 psig regulando la cantidad de vapores que pasan por los Condensadores de Reflujo de la Debutanizadora (AC-7100 y AC-7105).

El GLP condensado es llevado al Acumulador de Reflujo de la Debutanizadora (D-3115). El líquido se bombea a la columna debutanizadora como reflujo. El GLP producto es enviado a almacenamiento.

Los líquidos que bajan del plato N°1 son llevados al Reboiler de la Debutanizadora (E-6140) donde ganan calor del aceite caliente que pasa a través de los tubos de este intercambiador. Los vapores generados regresan a la entrada del plato N°1 mientras que el líquido con alto contenido de HAS regresan al fondo de la columna donde mantienen inventario requerido para una operación continua y constante. Los líquidos finalmente dejan el fondo de la columna a 315°F y luego mediante intercambio de calor en el Intercambiador carga/fondo de la debutanizadora (E-6135) se enfrían hasta una temperatura de 300°F. El HAS es enfriado en los Enfriadores de HAS (AC-7110) y se envía al Tanque Pulmón de HAS (D-3120).

El HAS del D-3120 se envía como fluido absorbente a la columna deetanizadora. El HAS producto es enviado hacia la zona de almacenamiento.

## **CRONOLOGÍA DEL ARRANQUE DE LA PLANTA**

El 17 de octubre de 2008, se inicia el arranque de la nueva Planta de Gas Pariñas, esta fase inicial contempló la verificación de las líneas y válvulas en su posición normal, el alineamiento de todos los equipos involucrados en el Proceso, la circulación de productos tales como: mono etilenglicol, therminol 55 (fluido térmico), propano para el sistema de refrigeración y HAS como fluido de absorción; además, incluyó la prueba de los equipos rotativos, curado del Horno y arranque de los compresores de propano y de aire.

El 23 de octubre de 2008, se alinea 10.367 MMSCFD de gas asociado por la nueva Planta, con esto se finaliza la operación de las Plantas Pariñas y Verdún antiguas, las que quedan en estado de “Disponibilidad Operativa” desde el día 24 de octubre.

El 25 de octubre de 2008 se obtiene la primera producción de GLP y HAS, los productos obtenidos están fuera de especificación. Luego de 04 días de reprocesamiento del GLP y HAS para mejorar su calidad y ponerlos en especificación, se realiza el 29 de octubre el primer despacho de GLP.

Desde la fecha del arranque de Planta hasta la actualidad, la operación ha sido continua sin considerar las Paradas de Planta Programadas por Mantenimiento de equipos, las que se realizan anualmente.

## **HISTÓRICO DE LA EFICIENCIA 2008 – 2009**

El cálculo de la eficiencia de recuperación de LGN para la Nueva Planta de Gas Pariñas se considera desde el día en que se obtuvo la primera producción de GLP y HAS, es decir, desde el 25 de octubre de 2008.

Las tablas mostradas a continuación relacionan la eficiencia promedio anual para los años 2008 y 2009 con el gas procesado, LGN producidos, riqueza y recuperación de LGN; muestran además los valores máximos y mínimos de las variables mencionadas, de esta manera se puede observar el rango de variación de la eficiencia, gas procesado y LGN producidos a fin de evaluar la estabilidad de la operación en estos años.

**TABLA Nº 6 – Producción PGT 2008**

<b>Producción PGT 2008</b>					
	<b>Eficiencia, %</b>	<b>Gas procesado MMSCFD</b>	<b>LGN producido bbl/día</b>	<b>Riqueza Gal/MPC</b>	<b>Recuperación Gal/MPC</b>
<b>Promedio anual</b>	77.94	27.61	955	1.86	1.46
<b>Máximo</b>	92.60	37.73	1,454	1.98	1.81
<b>Mínimo</b>	58.05	14.91	427	1.74	1.03

*Fuente: Reporte de Operación - GMP (Año 2008)*

**TABLA Nº 7 – Producción PGT 2009**

<b>Producción PGT 2009</b>					
	<b>Eficiencia, %</b>	<b>Gas procesado MMSCFD</b>	<b>LGN producido bbl/día</b>	<b>Riqueza Gal/MPC</b>	<b>Recuperación Gal/MPC</b>
<b>Promedio anual</b>	92.23	27.29	1,097	1.84	1.70
<b>Máximo</b>	96.64	39.94	1,585	2.02	1.86
<b>Mínimo</b>	83.03	14.62	620	1.65	1.49

*Fuente: Reporte de Operación - GMP (Año 2009)*

Como se puede ver, en el primer año de operación la eficiencia de recuperación promedio anual fue de 92.23%, alcanzando de esta manera la máxima eficiencia calculada en el diseño, pero, la operación no se mantenía estable ya que el rango en el que se movía la eficiencia era muy amplio, como mínimo 83.03% hasta un máximo de 96.64%, es decir, la operación presentaba caídas y subidas que no hacían posible mantener la eficiencia de 92% que se requería.

Es por ello que se buscaron alternativas para estabilizar la operación y obtener 92% constantes y, luego de haberlo alcanzado, mejorar tanto la cantidad como la calidad de los productos obtenidos con fines de optimizar el proceso.

## **PROBLEMAS OPERATIVOS**

Se describe a continuación los problemas operativos que se presentaron al inicio de la operación y que hicieron necesaria la búsqueda de alternativas de mejora:

1. Inestabilidad de la operación.
2. Composición inadecuada de MEG en el Glicol Pobre.
3. Acumulación de glicol en equipos.
4. Llamas pulsantes y apagado de los quemadores de gas del Horno.

Al identificar estos problemas operativos que hacían variable la eficiencia de recuperación que se obtenía diariamente, se comenzó a trabajar en las condiciones de operación, que para ese entonces estaban basadas en el diseño.

En conclusión, los problemas operativos se resolvieron con el ajuste de las variables de operación. Los resultados de estos ajustes, que se muestran en la eficiencia de recuperación de LGN, se obtuvieron a partir del 2010.

## **OPTIMIZACIÓN DE LA EFICIENCIA**

El ajuste de las variables de operación no sólo hizo posible resolver los problemas operativos presentados en la Planta, además de ello, estabilizó la operación haciendo posible elevar la eficiencia de recuperación de LGN por encima de 94% hasta llegar a 96%, consiguiendo optimizar el proceso.

## **INDICADORES DE LOS RESULTADOS DE LA OPTIMIZACIÓN**

Los indicadores de los resultados de la optimización son los siguientes:

1. Análisis de la composición del gas residual, mediante cromatografía de gas en línea.
2. Análisis de la composición del glicol pobre y rico, mediante laboratorio.
3. Consumo mensual de MEG.
4. Cálculo de la Eficiencia de Recuperación de LGN.

Estos indicadores con sus respectivas tablas de resultado se mostrarán con más detalle en el capítulo VII (Pruebas y Resultados de los Sistemas Optimizados).

## **HISTORICO DE LA EFICIENCIA 2010 - 2011**

El efecto en la eficiencia de recuperación de LGN luego de los ajustes en las condiciones de operación del proceso se pudo apreciar recién en el año 2010, esto debido a que los ajustes se realizaron de forma gradual con el fin de analizar la respuesta de los equipos a estos cambios.

Las tablas a continuación, muestran el promedio anual de la eficiencia para el año 2010 y los primeros 4 meses del 2011 relacionado con el gas procesado, LGN producido, riqueza del gas y recuperación de LGN.

**TABLA N° 8 – Producción PGT 2010**

<b>Producción PGT 2010</b>					
	<b>Eficiencia, %</b>	<b>Gas procesado MMSCFD</b>	<b>LGN producido bbl/día</b>	<b>Riqueza Gal/MPC</b>	<b>Recuperación Gal/MPC</b>
<b>Promedio anual</b>	92.96	30.15	1,194	1.79	1.67
<b>Máximo</b>	95.48	38.40	1,506	2.02	1.85
<b>Mínimo</b>	90.01	15.93	628	1.62	1.53

*Fuente: Reporte de Operación - GMP (Año 2010)*

Se puede apreciar el aumento de la eficiencia de recuperación de LGN para el año 2010, además, se logró la estabilidad de la operación con una eficiencia mantenida en 92.96% y con un rango de variación corto, es decir, la eficiencia máxima y mínima en este año no fue muy variable y se mantuvo cerca del valor promedio.

**TABLA N° 9 – Producción PGT 2011**

<b>Producción PGT 2011</b>					
	<b>Eficiencia, %</b>	<b>Gas procesado MMSCFD</b>	<b>LGN producido bbl/día</b>	<b>Riqueza Gal/MPC</b>	<b>Recuperación Gal/MPC</b>
<b>Promedio anual</b>	95.37	30.53	1,269	1.82	1.73
<b>Máximo</b>	96.61	38.66	1,630	1.98	1.88
<b>Mínimo</b>	92.07	14.64	634	1.75	1.65

*Fuente: Reporte de Operación GMP (Año 2011)*

Para el año 2011, en los 04 primeros meses se ha conseguido una eficiencia promedio de 95.37%, con un rango de variación entre el máximo y el mínimo de 4.54%. Como ya se mencionó este valor se consigue tras lograr la estabilidad de la operación que permitió optimizar el proceso.

### UNIDADES DE MEDIDA

En el presente Informe, se emplearán las unidades de medida inglesas para todas las variables a medir.

La siguiente tabla detalla los parámetros con sus respectivas unidades:

**TABLA N° 10 – Unidades de medida de variables**

Variable	Unidades
Temperatura	°F
Presión	psia, psig
Peso (másico)	lb
Volumen líquido	ft <sup>3</sup> , bbl, US gal
Volumen gaseoso	ft <sup>3</sup> (estándar)
Flujo de líquido	ft <sup>3</sup> /s, bbl/h, GPM, lb/h
Flujo de gas	ft <sup>3</sup> /s, MMSCFD
Flujo de vapor	lb/h
Calor	BTU
Potencia	Btu/h, HP
Coefficiente de transferencia de calor	Btu/h*ft <sup>2</sup> *°F
Viscosidad	cP, lb/(ft*h)
Longitud	ft, in
Diámetro	in
Velocidad	ft/s

Las bases de medición serán a condiciones estándar:

Presión Base: 14.696 psia

Temperatura Base: 60°F

Para el consumo de los servicios auxiliares se utilizarán las siguientes unidades:

**TABLA N° 11 – Consumo de Servicios Auxiliares**

<b>Variable</b>	<b>Unidades</b>
Propano refrigerante	\$/gal
Mono etilenglicol	\$/gal
Therminol 55	\$/gal
Agua recibida	m <sup>3</sup>
Electricidad (Energía neta)	kw
Gas Combustible	MSCF

## **CAPITULO III**

### **OBJETIVO**

### **III. OBJETIVO**

El objetivo de este Informe es detallar los problemas operativos presentados en los primeros meses de operación de la Planta de Procesamiento de Gas Natural Pariñas, las soluciones propuestas a los problemas encontrados y el ajuste realizado a las variables de operación que hicieron posible estabilizar el proceso y optimizar la recuperación de LGN.

El objetivo para el primer año de operación fue estabilizar la operación para mantener la eficiencia de recuperación en el valor de 92%, según el cálculo de la ingeniería de detalle. Luego de estabilizar la operación, se buscaron alternativas con el fin de elevar la eficiencia de recuperación a un valor mayor de 92%, es decir, optimizar la operación.

Actualmente, la Planta de Procesamiento de Gas Natural Pariñas ha alcanzado una eficiencia de recuperación de LGN superior a 94%, esta eficiencia se alcanza luego de ajustes en las condiciones de operación de los sistemas involucrados en el proceso y manteniendo una operación estable.

**CAPITULO IV**  
**CONCEPTOS PRELIMINARES**

## IV. CONCEPTOS PRELIMINARES

### 4.1. PROCESAMIENTO DEL GAS NATURAL

Los procesos del gas natural buscan retirar o recuperar los contaminantes y los hidrocarburos condensables (propano y más pesados). Los contaminantes como el  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{S}$ , agua,  $\text{N}_2$ , etc., son retirados cuando se encuentran presentes en cantidades que afectan a la etapa siguiente de procesamiento.

El gas natural es procesado en plantas de separación o recuperación de líquidos del gas natural (LGN) con la finalidad de retirar los hidrocarburos condensables debido a su mayor valor al ser comercializados como líquidos en comparación al valor de los mismos cuando permanecen en el gas natural.

La composición del gas tiene un impacto importante en la economía de recuperación de LGN y la selección de la tecnología de recuperación.

En general un gas con una gran cantidad de hidrocarburos pesados produce una mayor cantidad de productos y por lo tanto mayores ingresos para las instalaciones de procesamiento de gas.

Un gas más ligero generalmente requiere condiciones de procesamiento más severas (temperaturas más bajas) para alcanzar altas eficiencias de recuperación.

Los principales usos del gas natural por sector productivo se detallan en la siguiente tabla:

TABLA N° 12 – Principales usos del gas natural por sector productivo

Sector	Combustible que puede sustituir	Aplicación / Proceso
Industrial	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Carbón</li> <li>- Fuel oil</li> <li>- Gas Licuado</li> <li>- Kerosene</li> <li>- Leña</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Fundición de metales</li> <li>- Hornos de fusión</li> <li>- Secado</li> <li>- Industria del cemento</li> <li>- Industria de alimentos</li> <li>- Generación de vapor</li> <li>- Tratamientos térmicos</li> <li>- Temple y recocido de metales</li> <li>- Cogeneración</li> <li>- Cámaras de combustión</li> <li>- Producción petroquímicos</li> <li>- Sistema de calefacción</li> </ul>
Generación Eléctrica	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Carbón</li> <li>- Fuel oil</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Centrales térmica</li> <li>- Cogeneración eléctrica</li> </ul>
Comercial	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Carbón</li> <li>- Gas licuado</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Aire acondicionado</li> <li>- Cocción / preparación de alimentos</li> <li>- Agua caliente</li> </ul>
Residencial	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Gas licuado</li> <li>- Kerosene</li> <li>- Leña</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Cocina</li> <li>- Calefacción</li> <li>- Agua caliente</li> <li>- Aire acondicionado</li> </ul>
Transporte	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Gasolina</li> <li>- Diesel</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Buses</li> <li>- Taxis</li> </ul>

#### 4.1.1. ETAPAS DEL PROCESAMIENTO DEL GAS NATURAL

Las etapas principales del procesamiento del gas son:

- **Eliminación de compuestos ácidos (H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub>)**

La remoción del CO<sub>2</sub> se realiza para prevenir la corrosión en las tuberías y para controlar el poder calorífico del gas natural, el cual se reduce por la presencia de éste.

En cuanto al  $H_2S$  se debe realizar su remoción por ser tóxico, es casi dos veces más tóxico que el monóxido de carbono y en presencia de agua causa la corrosión en las tuberías de transporte.

Al gas con estos contaminantes se le denomina “amargo” o “gas ácido” y al proceso que permite la remoción de estos se le conoce generalmente como “endulzamiento”. Para remover estos contaminantes generalmente se utiliza una solución de aminas, la cual se encarga de absorber los gases ácidos.

- **Deshidratación o remoción de agua**

Esta etapa es necesaria para prevenir la condensación del vapor de agua en las tuberías y evitar la formación de hidratos.

Todo gas natural producido, asociado o no asociado, está saturado de vapor de agua, es decir, contiene la máxima cantidad posible de agua en estado vapor.

El contenido de agua de saturación en el gas es función de la presión, la temperatura, componentes y composición del gas.

Cuanto menor es la presión y mayor la temperatura será mayor la capacidad del gas de retener el agua en estado vapor.

Los gases que contienen hidrocarburos más pesados tienen menor tendencia a formar hidratos, mientras que los gases que contienen altos porcentajes de contaminantes, presentan mayor tendencia a formarlos debido a que el  $H_2S$  y el  $CO_2$  son más solubles en agua que la mayoría de los hidrocarburos.

- **Remoción de Nitrógeno**

La remoción de este contaminante se realiza para incrementar el poder calorífico del gas. El resultado de la cromatografía del gas natural es un indicador de la cantidad de nitrógeno presente.

La presencia de este gas inerte ocupa un volumen en el gas natural y consume calor innecesariamente.

Se utilizan procesos criogénicos para separar el  $N_2$  del gas natural. Estos procesos son efectivos cuando la corriente de gas contiene 25% o más de este contaminante.

- **Recuperación o Separación de LGN**

En la actualidad, para los procesos de recuperación de propano e hidrocarburos más pesados, se dispone de las siguientes tecnologías:

- Refrigeración Simple.
- Absorción Simple.
- Absorción Refrigerada.
- Separación Criogénica.

- **Fraccionamiento de LGN**

Se obtienen corrientes de propano, butanos y gasolina de bajo octanaje o derivados obtenidos del fraccionamiento de ésta.

En ocasiones también resulta conveniente separar el iso-butano del n-butano para usos muy específicos.

#### 4.1.2. SEPARACIÓN DE LÍQUIDOS DEL GAS NATURAL

A continuación se describen los procesos existentes para la separación de propano e hidrocarburos más pesados.

- **Proceso de Refrigeración Simple**

El proceso de refrigeración simple es bastante flexible en su aplicación a la separación de LGN. El proceso puede ser usado para recuperar propano y más pesados con modestos niveles de recuperación. El nivel de recuperación es una función de la presión de gas de alimentación, de la composición del gas y la temperatura en el chiller. El fluido refrigerante más utilizado es el propano.

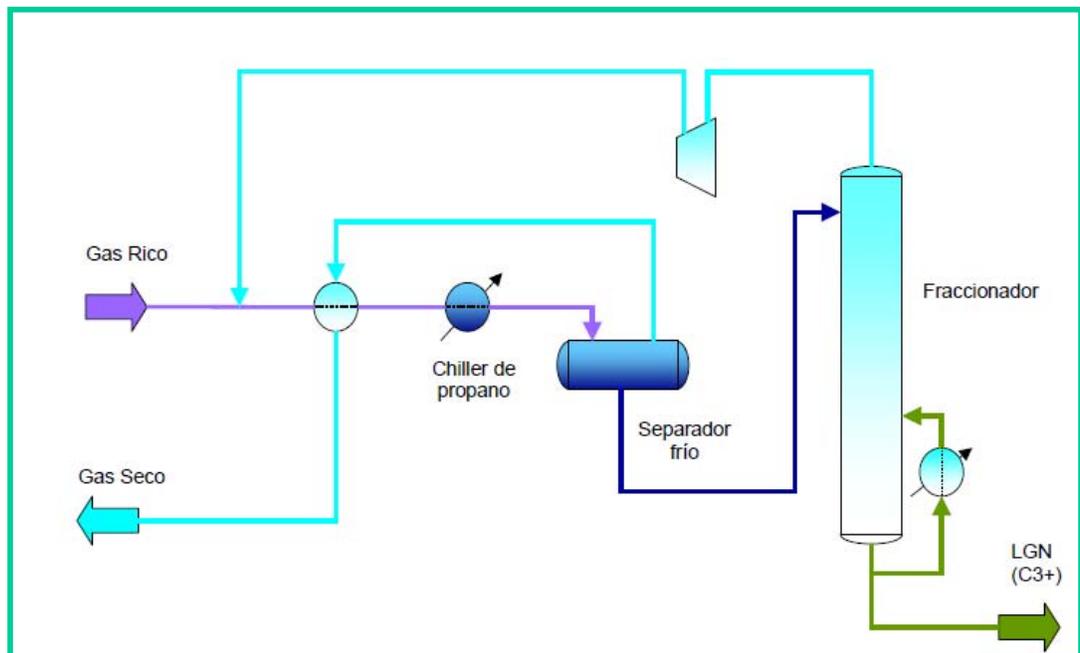


Fig. N° 1 – Proceso de Refrigeración Simple

- **Proceso de Absorción Simple**

En este proceso los LGN se retiran mediante contacto del gas natural en contracorriente con un aceite absorbente (hidrocarburo de alto peso molecular) enfriado con agua. Este aceite se pone en contacto íntimo con el gas natural, el cual absorbe los LGN en una columna de absorción, obteniéndose un aceite rico, el cual pasa a un desorbedor para su regeneración. El aceite pobre retorna al absorbedor y los LGN se envían a la Planta de Fraccionamiento.

Este proceso trabaja a condiciones ambientales. Tiene baja eficiencia de recuperación de LGN.

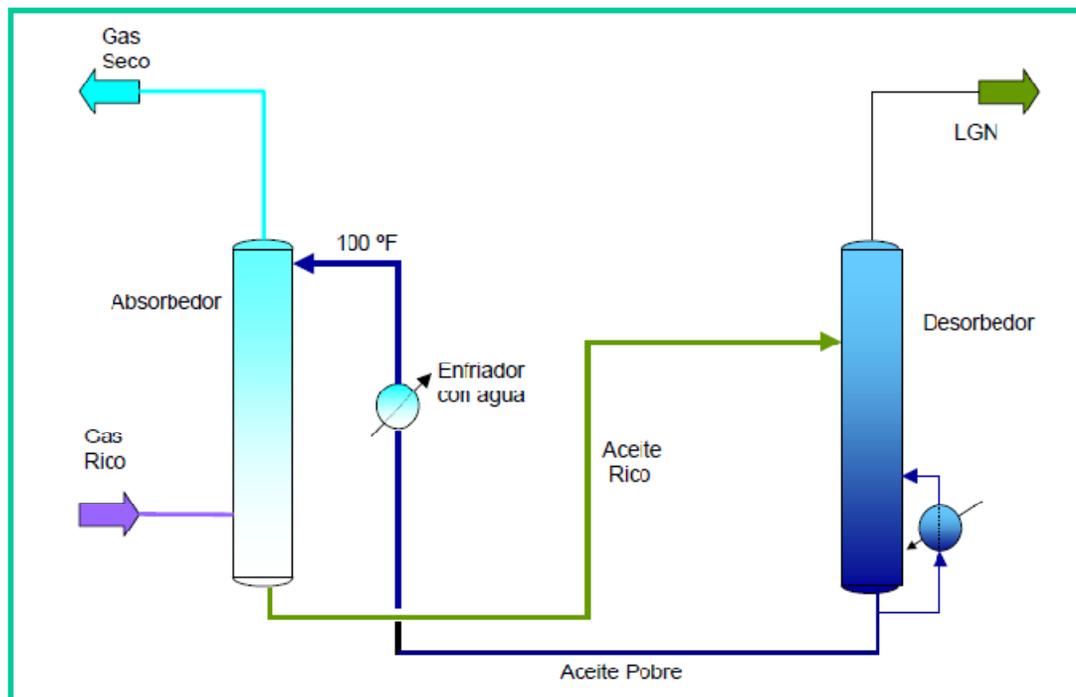


Fig. N° 2 – Proceso de Absorción Simple

- **Proceso de Absorción Refrigerada**

En este proceso los LGN se retiran mediante contacto del gas y el aceite de absorción en contracorriente en una torre donde el aceite ingresa por el tope y el gas por el fondo. El aceite utilizado para este proceso generalmente es un hidrocarburo líquido o mezcla de hidrocarburos con peso molecular que fluctúa de 100 a 180.

La eficiencia de la absorción depende, entre otros factores, de la presión y temperatura de operación del sistema, de las cantidades relativas del gas y aceite de absorción y, de la calidad del contacto promovido entre el gas y el líquido.

La refrigeración de las corrientes se obtiene a través de un fluido auxiliar, generalmente propano. Los hidrocarburos absorbidos en el aceite son posteriormente separados por la acción del calor en una columna de regeneración o desorbedor. El aceite pobre retorna al absorbedor y los LGN se envían a la Planta de Fraccionamiento.

- **Proceso de Separación Criogénica**

Estos procesos de recuperación se basan en el enfriamiento a baja temperatura mediante la expansión de la corriente de gas natural con la finalidad de maximizar la recuperación de LGN. Generalmente las temperaturas alcanzadas en estos procesos varían en el rango de -80°F a -180°F, dependiendo de las condiciones de presión y riqueza del gas de entrada. La expansión se logra a través de dos medios: utilizando una turbina de expansión y/o una válvula de expansión.

Los procesos que emplean una turbina de expansión se denominan procesos de turbo expansión. Estos procesos pueden emplear, o no, un ciclo de refrigeración previo a la turbo expansión, así como válvulas de expansión para enfriar las corrientes de líquidos en el proceso.

Es característico de estos procesos utilizar la energía motriz generada en la turbina de expansión en un compresor del gas residual del proceso.

Los procesos en los que se emplea válvula de expansión se denominan procesos Joule Thomson, debido al efecto que ocurre a través de las válvulas al expandirse en una corriente líquida. Estos procesos siempre emplean un ciclo de refrigeración.

Las corrientes luego de ser expandidas pasan a una columna de destilación para separar los  $C_2+$  ó  $C_3+$  del gas.

En la actualidad existen varios procesos criogénicos diseñados para aumentar la eficiencia de recuperación de propano, a continuación se mencionan algunos de ellos:

- Proceso de reflujo con gas residual.
- Proceso de Turbo – expansión con dos torres.
- Proceso Delpro.

En la siguiente tabla se muestra el nivel de recuperación de las tecnologías de separación de LGN.

**Tabla N° 13 – Nivel de Recuperación de las Tecnologías de  
Separación**

<b>Recuperación de Propano (%)</b>	<b>Absorción Refrigerada</b>	<b>Refrigeración Simple</b>	<b>Absorción Simple</b>	<b>Separación Criogénica</b>
<b>0 – 30</b>	No adecuado	Buena	Buena	Ineficiente
<b>30 – 80</b>	Eficiente	No se alcanza	No se alcanza	Ineficiente
<b>80 – 95</b>	Eficiente	No se alcanza	No se alcanza	Eficiente
<b>95 &lt;</b>	Eficiente	No se alcanza	No se alcanza	Sistema de dos torres

#### 4.1.3. PROCESO DE ABSORCIÓN REFRIGERADA

Este proceso permite altas recuperaciones de propano (>95%).

El proceso de absorción para la recuperación de los componentes pesados del gas se produce a través de una absorción física promovida por el contacto del gas con un aceite de absorción. El mecanismo de este proceso es la diferencia entre la presión de vapor de los componentes en el aceite y su presión parcial en el gas. Como la primera es menor que la segunda, ocurre una transferencia de masa del gas hacia el aceite, con liberación de energía y consecuente aumento de temperatura. Este principio se aplica a todos los hidrocarburos; sin embargo, en una segunda etapa, cuando la presión es reducida los componentes livianos son liberados del aceite quedando retenidos sólo los hidrocarburos pesados.

El contacto entre el aceite de absorción y el gas ocurre en contra corriente en una torre donde el aceite ingresa por el tope y el gas por el fondo. El aceite utilizado generalmente es un hidrocarburo líquido

o mezcla de hidrocarburos, con peso molecular entre 100 a 180, dependiendo de la temperatura de absorción.

La eficiencia de la absorción depende, entre otros factores, de la presión y temperatura de operación del sistema, de las cantidades relativas del gas y aceite de absorción y de la calidad del contacto promovido entre el gas y el líquido. Las condiciones de operación más comunes en un absorbedor son de 400 a 1,000 psig y temperaturas que varían desde la ambiental hasta  $-40^{\circ}\text{F}$ .

La refrigeración es obtenida a través de un fluido auxiliar, generalmente propano.

En la Planta de Gas Pariñas, en vez de aceite se utiliza como fluido de absorción el solvente obtenido del fraccionamiento del LGN, que es una mezcla de  $\text{C}_5+$  (hidrocarburos acíclicos saturados).

Se denomina solvente rico al solvente de absorción saturado de hidrocarburos y solvente pobre al exento de estos componentes.

El gas de alimentación pasa por un tren de enfriamiento y es alimentado por el fondo de la columna absorbidora, por el tope de la columna entra el solvente pobre como  $\text{C}_5+$ , la temperatura del tope del absorbedor se mantiene a  $-4^{\circ}\text{F}$ , los líquidos del gas absorbidos en el solvente rico que salen por el fondo del absorbedor son fraccionados en la columna regeneradora del solvente.

El propano y butanos del gas son separados por el tope del regenerador y el solvente pobre es obtenido por el fondo, después de la recuperación de calor el solvente pobre es pre saturado con gases del tope del absorbedor. El solvente enfriado con el refrigerante fluye al tope del absorbedor.

Las recuperaciones comúnmente obtenidas con este proceso son:

Etano: máx. 50% molar

Propano: 90 / 95 % molar

Butano y más pesados: 100% molar

El proceso de absorción refrigerada utiliza la refrigeración como complemento auxiliar para obtener mayores recuperaciones, siendo el solvente de absorción el agente fundamental en la recuperación de los hidrocarburos líquidos. Su aplicación típica es en la recuperación de propano y más pesados, teniendo siempre una recuperación incidental de etano. Como las inversiones y los costos de operación de la absorción refrigerada están directamente relacionados con el volumen de circulación de solvente de absorción, este tipo de proceso deja de ser interesante cuando se desean recuperaciones de etano más elevadas porque se requieren mayores volúmenes de circulación de solvente de absorción. La gran ventaja de este proceso es el mantenimiento de la presión del gas de entrada, no requiriendo la re compresión del gas residual.

En la siguiente figura se muestra un esquema de este proceso.

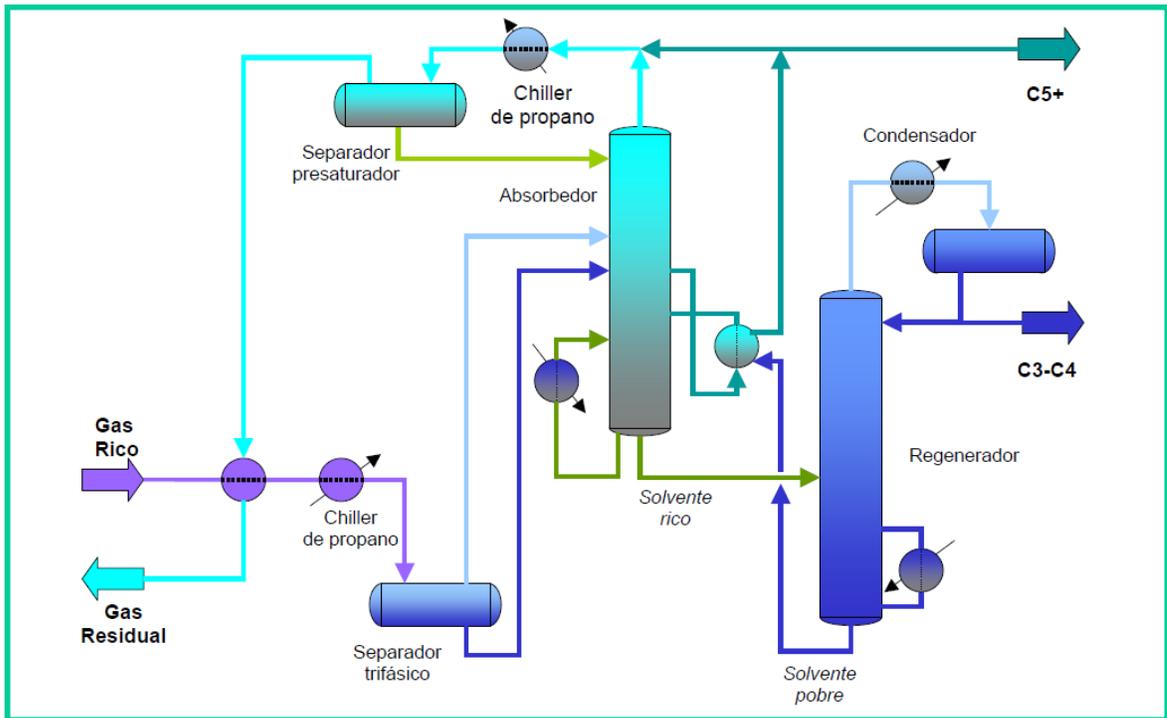


Fig. N° 3 – Proceso de Absorción Refrigerada

#### 4.1.4. FRACCIONAMIENTO DE LÍQUIDOS DEL GAS NATURAL

El fraccionamiento de los líquidos del gas natural consiste en la obtención de los productos comerciales, empleando columnas de destilación o fraccionamiento.

El número de columnas de fraccionamiento, en un arreglo de columnas, depende del número de productos que se desean obtener a partir de los LGN. La corriente de LGN de alimentación está compuesta de propano e hidrocarburos más pesados ( $C_3+$ ).

El fraccionamiento es una operación que se utiliza para separar uno o más componentes de una mezcla de hidrocarburos que tienen distintos puntos de ebullición. La clave de la separación es la diferencia de temperaturas entre el fondo y el tope del fraccionador.

- **Columna de Fraccionamiento**

En la columna de fraccionamiento la alimentación ingresa a la columna por un determinado plato.

El vapor que se eleva en la sección arriba de la alimentación (llamada la sección de rectificación) se pone en contacto con el líquido, el cual absorberá los componentes menos volátiles hacia el fondo de la columna.

Este líquido se obtiene condensando el vapor que sale por la parte superior, enriquecido con los componentes más volátiles.

El líquido devuelto en la parte superior de la torre se llama reflujo y el producto de tope que se retira es el destilado, que puede ser vapor o líquido, enriquecido con el componente más volátil.

En la sección de stripping o despojamiento, los vapores de hidrocarburos que se produce en el fondo por el rehervidor arrastran los componentes más volátiles de la corriente líquida hacia el tope de la columna.

El líquido enriquecido con el componente menos volátil, es el producto de fondos.

En la siguiente figura se muestra una columna de fraccionamiento.

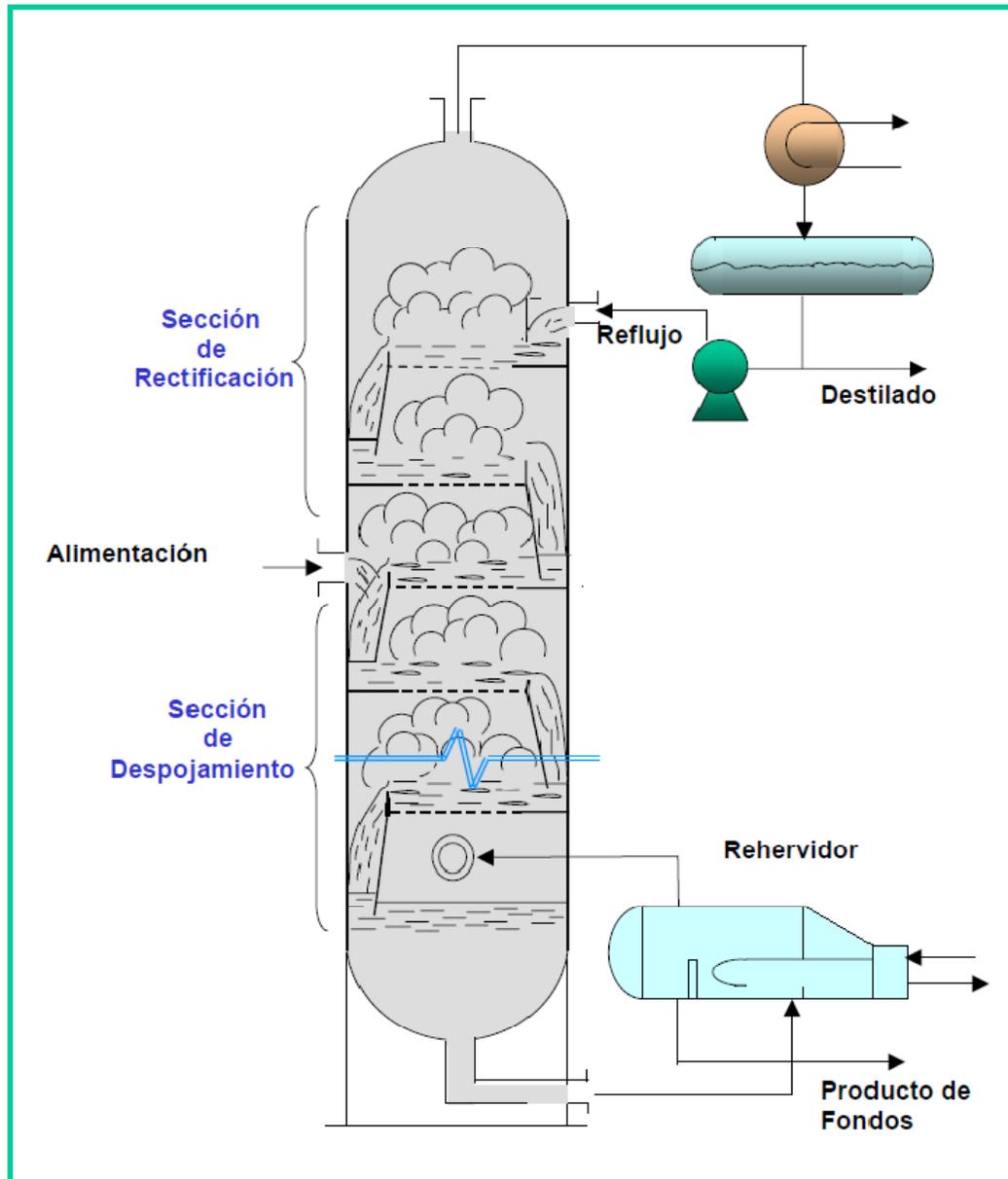


Fig. N° 4 – Columna de Fraccionamiento

- **Variables de Operación**

Operar una columna de fraccionamiento considera controlar las siguientes variables: presión, temperatura y flujos, todas ellas íntegramente relacionadas, de manera que la modificación de una de ellas afecta a las otras.

➤ Presión y Temperatura

La presión de operación depende del componente que se desea separar y la temperatura del medio de enfriamiento.

Los medios de enfriamiento típicamente usados son aire, agua y/o un refrigerante. El enfriamiento con aire permite obtener temperaturas de proceso entre 115° a 125°F. El enfriamiento con agua permite obtener temperaturas entre 95°F a 125°F y, el enfriamiento con propano permite alcanzar temperaturas de proceso mucho menores a 95°F.

➤ Tipo de Condensador

La selección de un condensador parcial o total se fija de acuerdo a la disposición del producto. Un condensador total se utiliza para obtener un producto líquido y un condensador parcial para obtener un producto en fase vapor.

Si se utiliza un condensador parcial luego el producto se puede enfriar y/o comprimir para obtener un producto líquido, en algunos casos puede resultar económico, considerando que el costo de un condensador parcial es menor que un condensador total.

Finalmente antes de decidir qué tipo de condensador usar se debe realizar una comparación económica y confiable para cada tipo de condensador para una relación de reflujo y presión de operación dada.

Existen algunos casos en que el líquido condensado no se devuelve por completo a la columna como reflujo y parte de este líquido se envía a otro equipo de proceso. La elección de este

tipo de configuración dependerá del medio de enfriamiento y la secuencia de operación del proceso.

➤ **Relación de Reflujo y Número de Etapas**

La relación de reflujo se puede definir como el cociente entre el flujo molar de reflujo y el flujo molar del producto de tope o destilado.

$$R = \frac{L}{D}$$

El calor que entrega el reboiler a la columna está en función de la relación de reflujo.

Para un número de etapas pequeñas habrá una relación de reflujo grande y para una relación de reflujo pequeña se tendrá un número de etapas grande.

• **Tipos de Columnas de Fraccionamiento**

El número y tipo de columnas de fraccionamiento dependen del número de productos que se puede obtener en base a la composición de la corriente del gas o líquido de alimentación.

Típicamente se utilizan los siguientes tipos de columnas:

- Demetanizadora: en esta columna se obtiene por el tope una corriente rica en metano y por el fondo etano y más pesado.
- Deetanizadora: se obtiene por el tope una corriente rica en etano por el fondo propano y más pesados.
- Depropanizadora: se obtiene por el tope una corriente rica en propano y por el fondo una corriente de butano y más pesados.

- Debutanizadora: se obtiene por el tope una corriente rica en butano y por el fondo pentano y más pesados.

#### 4.1.5. DERIVADOS DEL GAS NATURAL

Los derivados que se pueden obtener del gas natural dependen principalmente de la composición que tiene el gas natural, así tenemos:

- **Gas Seco**

Es un gas rico en metano, puede utilizarse como combustible o como insumo para obtener otros productos. En algunos casos, el gas seco también contiene etano.

Como combustible su uso más generalizado es en Centrales Térmicas generadoras de electricidad. También se utiliza como combustible en el sector industrial, comercial y doméstico.

El gas seco para uso vehicular se conoce como gas natural comprimido (GNC) o gas natural vehicular (GNV).

Considerando las propiedades del gas natural, las ventajas más importantes en cuanto a su uso son las siguientes:

- Es un combustible relativamente barato.
- Presenta una combustión completa y limpia.
- Seguridad en la operación, debido a que en caso de fugas, al ser más ligero que el aire, se disipa rápidamente en la atmósfera. Únicamente, se requiere buena ventilación.

- Promueve una mayor eficiencia térmica en plantas de ciclo combinado para generación de electricidad.

- **Líquidos del Gas Natural (LGN)**

Los Líquidos del Gas Natural (LGN) son una fracción del gas natural proveniente de los campos que son recuperados como líquidos en los separadores, instalaciones de campo o plantas de procesamiento de gas. Los LGN son constituidos por propano e hidrocarburos más pesados y pequeñas cantidades de etano.

Los LGN son fraccionados en diferentes productos de uso comercial.

- **Propano**

Gas incoloro e inodoro, utilizado como combustible industrial y doméstico.

Se emplea también como combustible para motores, como refrigerante, como disolvente a baja temperatura.

En la industria petroquímica el propano se utiliza para la obtención del propeno y etileno, materia prima para la obtención de plásticos, fibras, resinas, etc.

- **Butanos**

La mezcla de iso-butano y normal-butano es conocida como butano comercial.

La separación de los dos butanos, cuando es necesaria, se hace por destilación y, necesita gran reflujo.

El iso-butano se utiliza como solvente en la polimerización del polietileno para la obtención de plásticos, como materia prima para la obtención de fibras y resinas; como refrigerante y en la fabricación de aerosoles.

La reacción industrial más importante del iso-butano es la condensación con alquenos, llamada alquilación, la cual produce compuestos con un elevado índice de octano.

Se usa como componente en mezclas de gas de calibración para sistemas de monitoreo ambiental.

- **Gas Licuado de Petróleo**

El Gas Licuado de Petróleo (GLP) es una mezcla de porcentajes variables de propano y butano, que se comercializa en forma licuefactada.

Se utiliza principalmente como combustible doméstico. También es empleado por diferentes tipos de industrias como combustibles en hornos, secadores, calderas y en motores de combustión interna y en turbinas de gas para generación de energía eléctrica.

- **Condensados**

Es una mezcla de hidrocarburos constituida por pentano y más pesados que permanecen en estado líquido a condiciones atmosféricas y que se fracciona en combustibles tales como gasolina natural o solventes  $C_5/C_6$ , kerosene y diesel, dependiendo de la composición que tengan los condensados.

- **Gasolina Natural**

Se obtiene a partir de los líquidos del gas natural, por su bajo octanaje suele mezclarse con diferentes porcentajes de gasolinas provenientes de procesos de polimerización, alquilación, isomerización, reformación y desintegración, para elevar su octanaje y poder comercializarse.

- **Pentanos**

Las mezclas de iso-pentano y normal-pentano se utilizan como solvente y como aditivo de gasolinas.

- **Hexano**

El n-hexano es un líquido muy volátil insoluble en agua y miscible con la mayoría de solventes orgánicos.

Se utiliza como solvente de extracción en la industria de alimentos y en otros procesos industriales, como solvente en las reacciones de polimerización, también se usa como disolvente, en la formulación de algunos productos: adhesivos, lacas, cementos y pinturas.

#### 4.2. CÁLCULO DE LA EFICIENCIA DE RECUPERACIÓN DE LGN

El cálculo de la eficiencia de recuperación de LGN involucra varias variables, las que se describen a continuación:

- **Gas procesado**

Es el volumen del gas procesado y fiscalizado medido en MMSCFD (millones de pies cúbicos estándar diarios), medidos a condiciones estándar: 14.7 psia y 60°F.

- **LGN producido**

Los líquidos de gas natural recuperados durante el proceso como GLP y HAS se miden en barriles (bbl).

- **Riqueza del Gas Natural Asociado**

La riqueza de un gas se define como la cantidad de hidrocarburos (propano y más pesados) que se pueden recuperar de un volumen dado de gas, expresado en galones por mil pies cúbicos estándar de gas (gal/MSCF), medidos a condiciones estándar: 14.7 psia y 60°F.

- **Recuperación de LGN**

Es la cantidad de líquidos que se recupera de la corriente de gas natural procesado, expresado en galones por mil pies cúbicos estándar de gas (gal/MSCF). Se calcula de la siguiente manera:

$$\text{Recuperación LGN (gal / MSCF)} = \frac{[\text{LGN (bbl)} \times 42]}{[\text{Gas Procesado (MMSCFD)} \times 1000]}$$

- **Eficiencia de Recuperación de LGN**

Este valor es el indicador de cuan eficiente está siendo el proceso y muestra la recuperación en porcentaje de los LGN de la corriente del gas procesado.

Este cálculo relaciona LGN producidos, Gas procesado y Riqueza del Gas Natural.

Se calcula de la siguiente manera:

$$\text{Eficiencia \%} = \frac{[\text{LGN (bbl)} \times 42]}{[\text{Gas Procesado (MMSCF)} \times 1000 \times \text{Riqueza (gal / MSCF)}]}$$

#### 4.3. TECNOLOGIA UTILIZADA PARA EVITAR LA FORMACIÓN DE HIDRATOS UTILIZANDO GLICOL.

Todo gas natural asociado o no asociado está saturado con vapor de agua a una determinada presión, temperatura y composición del gas.

El vapor de agua que se condensa puede causar una obstrucción o taponamiento en las tuberías y equipos debido a la formación de hidratos.

Para evitar la formación de hidratos tanto en la fase de producción así como en el procesamiento de gas natural se encuentran varias tecnologías disponibles, dentro de las más usadas tenemos: Inhibición de Hidratos, Deshidratación por Absorción y Deshidratación por Adsorción.

##### 4.3.1. HIDRATOS EN SISTEMAS DE GAS NATURAL

Un hidrato es una combinación física de agua con otras pequeñas moléculas de hidrocarburos y gases como nitrógeno,  $H_2S$  y  $CO_2$  que forman un sólido, el cual tiene la apariencia del hielo, pero posee una estructura molecular diferente a este.

En la siguiente figura se muestra la apariencia física de un hidrato.



**Fig. N° 5 – Hidrato.**

Las moléculas más pequeñas como metano, etano, CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S forman hidratos de Estructura I.

Las moléculas más grandes como propano, iso-butano y n-butano forman hidratos de Estructura II.

Los n-alcanos más grandes que el n-butano no forman hidratos.

Algunos iso-alcanos y ciclo alcanos más grandes que el pentano forman hidratos Estructura H.

El tipo de estructura no afecta la apariencia, ni las propiedades del hidrato, sin embargo tiene un efecto en la presión y temperatura a la cual se forman los hidratos. Un gas natural que contiene propano y butanos formará hidratos a más altas temperaturas en comparación con un gas que no los contiene.

Los principales factores que afectan la formación de hidratos son:

- El punto de rocío del agua en el gas natural o los líquidos del gas natural.
- Temperatura, presión y composición.

Como sabemos, el punto de rocío es la temperatura a la cual el vapor comienza a condensar a una determinada presión.

La temperatura de operación del gas o de los líquidos en el sistema debe estar por encima del punto de rocío del agua para garantizar que no se formen hidratos.

Un incremento de presión y/o una disminución en la temperatura favorecerá la formación de hidratos.

La composición del gas o líquidos influye en la temperatura de formación de hidratos, en el caso de los contaminantes, como el  $H_2S$  en el gas natural, aumentan la temperatura de formación del hidrato a una presión dada; y el  $CO_2$  reduce ligeramente la temperatura de formación del hidrato a una presión dada.

#### 4.3.2. CONTENIDO DE AGUA EN EL GAS Y TEMPERATURA DE FORMACIÓN DE HIDRATOS

Se puede obtener gráficamente el contenido de agua en la corriente de gas natural conociendo la Presión y la Temperatura operativa a la cual se encuentra.

Con el mismo gráfico se puede tener una idea aproximada de la temperatura de formación de hidratos.

El cálculo del contenido de agua se puede efectuar también en forma analítica.

La siguiente figura es un ejemplo de una correlación que ha sido muy utilizada por muchos años en el diseño de deshidratadores de gas natural dulce. Este gráfico fue publicado en 1958 y se basó en datos experimentales disponibles en ese tiempo.

La línea de formación de hidratos es aproximada y no debería ser utilizado para predecir las condiciones de formación del hidrato.

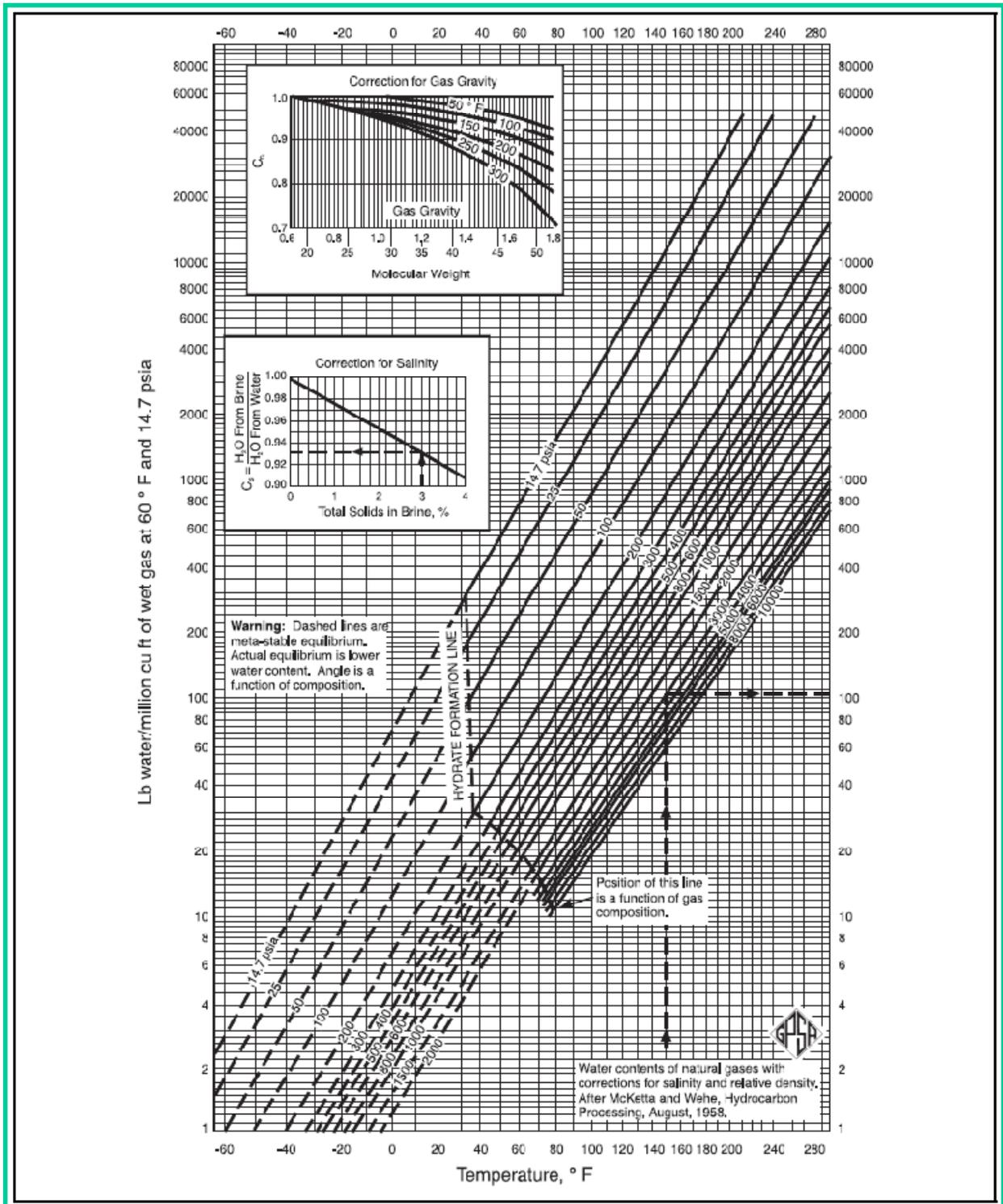


Fig. N° 6 – Contenido de vapor de agua en el Gas Natural

Como ejemplo, se desea calcular la cantidad de agua para una corriente de gas natural a las siguientes condiciones a la entrada de la Planta de Procesamiento de Gas Natural Pariñas de Graña y Montero Petrolera S.A.:

- Gas asociado = 40.27 MMSCFD
- Presión de entrada = 300 psig = 314.7 psia
- Temperatura de entrada = 125°F

De la Fig. N° 6,

- Agua a la entrada = 310 lb/MMSCFD
- Cantidad de agua en 40.27 MMSCFD = 12,483.7 lb

Por tanto, el diseño del Sistema de Inhibición de Hidratos con MEG debe contemplar el cálculo de los flujos adecuados de inyección de glicol pobre a los equipos de proceso para condensar la máxima cantidad de agua en la solución acuosa glicol – agua y, evitar así que el remanente de agua se quede en el proceso.

Para conocer la temperatura a la cual se formarían los hidratos en una corriente de gas a ciertas condiciones de presión y temperatura de ingreso a la Planta, se puede usar el mismo gráfico (Fig. N° 6).

Con los datos de presión y temperatura del gas de ingreso, se desciende por la línea de presión hasta llegar a la línea de formación de hidratos, al bajar hasta el eje de temperatura, se puede conocer la

temperatura aproximada a la cual se espera que se formen los hidratos.

Para el mismo ejemplo anterior, se pide estimar la temperatura de formación de hidratos.

En la Fig. N° 6, descendemos por la línea de 315 psia hasta la línea de formación de hidratos, verificamos luego que la temperatura que le corresponde es aproximadamente 50°F.

En conclusión, para esta corriente de gas natural que ingresa a la Planta a 300 psig y 125°F, se tiene un contenido de agua de 12,483.7 lb y una temperatura de formación de hidratos de 50°F.

#### 4.3.3. DISECANTES UTILIZADOS PARA EVITAR LA FORMACIÓN DE HIDRATOS

Para evitar la formación de hidratos se utilizan líquidos y sólidos disecantes.

Los líquidos disecantes comúnmente utilizados son el metanol o los glicoles (etilenglicol (EG), dietilenglicol (DEG), trietilenglicol (TEG)).

Un líquido disecante se puede inyectar directamente en los pozos de producción, en las líneas de transporte y puntos donde se somete a las corrientes de proceso a refrigeración en la llamada Inhibición de Hidratos o puede ponerse en contacto directo con el gas natural en una torre en el proceso llamado Deshidratación por Absorción.

Para evitar la formación de hidratos también se utilizan sólidos disecantes como: sílica gel, alúmina y tamices moleculares, pues estos cuentan con características físicas para adsorber el agua del gas natural y de los LGN. Estos sólidos se ponen en contacto directo con el gas en una o más torres y se regeneran a altas temperaturas.

En aplicaciones donde se requieren puntos de rocío de agua menores de  $-22^{\circ}\text{F}$ , la tecnología de deshidratación por glicoles no es suficiente para retirar el contenido de agua necesario. Para estos casos, se utilizan los tamices moleculares.

La tecnología de deshidratación por tamices moleculares basa su principio de operación en la adsorción del agua sobre la superficie porosa del tamiz.

Los tamices se alojan en recipientes cilíndricos por donde circula en forma ascendente el gas húmedo, saliendo el gas seco por el tope de los mismos. La humedad se va adsorbiendo hasta que los tamices se saturan. En ese momento, se suspende el proceso de deshidratación para dar lugar a la regeneración del lecho. Para ello, se calienta en un horno una fracción de la corriente de salida de gas seco y se circula por el lecho. Este gas caliente retira la humedad de los poros del tamiz dejándolo apto para adsorber nuevamente.

#### 4.3.4. PROPIEDADES FÍSICAS DE LOS LÍQUIDOS DISECANTES

En el siguiente cuadro se muestran las propiedades físicas de los disecantes más utilizados.

Tabla N° 14 – Propiedades Físicas de los Líquidos Disecantes

Propiedad	Etilen Glicol	Dietilen Glicol	Trietilen Glicol	Metanol
Fórmula	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub>	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub>	CH <sub>3</sub> OH
Peso Molecular	62.1	106.1	150.2	32.04
Punto de Ebullición @ 760 mmHg, °F	387.1	472.6	545.9	148.1
Presión de Vapor @ 77°F	0.12	<0.01	<0.01	120
Densidad @ 77°F, g/cm <sup>3</sup>	1.110	1.113	1.119	0.790
Punto de Congelamiento, °F	8	17	19	-144
Viscosidad en centipoise @ 77°F	16.5	28.2	37.3	0.52
Temperatura de descomposición (*) @ 1 atm, °F	329	328	404	
Punto de Inflamación, °F	240	255	350	53.6
<b>Notas:</b>				
1. (*) Los glicoles se descomponen a temperaturas por debajo de su punto de ebullición.				
2. Estas propiedades son resultados de laboratorio del análisis de los componentes en estado puro.				

Fuente: Engineering Data Book

Del análisis de este cuadro, se puede decir que a medida que aumenta el peso molecular del glicol, aumenta su tendencia de congelamiento y su viscosidad, pero se reducen las pérdidas por vaporización del glicol en su regeneración.

El metanol, EG y DEG se utilizan comúnmente en la inhibición de hidratos.

En inyecciones continuas a condiciones no criogénicas uno de los glicoles ofrece una ventaja económica en comparación a los sistemas de inyección con regeneración de metanol.

Por debajo de -40°F es preferible utilizar metanol porque la viscosidad del glicol dificulta la operación.

El glicol más popular es el mono etilenglicol por su bajo costo, baja viscosidad y baja solubilidad en hidrocarburos líquidos. Además, el EG, por tener un punto de congelamiento menor al DEG, puede ser utilizado a menores temperaturas; sin embargo, es importante mencionar que las pérdidas por vaporización del EG son mayores a las del DEG.

Finalmente, la elección del glicol dependerá de las condiciones de operación y de una evaluación económica.

El TEG normalmente no es utilizado para inhibir hidratos debido a su mayor tendencia al congelamiento, además de promover un contacto muy pobre con el gas en las tuberías por causa de su elevada viscosidad a bajas temperaturas.

El TEG es el glicol que generalmente se utiliza en los sistemas de deshidratación por absorción.

#### 4.3.5. INHIBICIÓN DE HIDRATOS CON MEG

La inhibición utiliza la inyección de uno de los glicoles en una corriente de proceso donde esta pueda combinarse con el agua libre o condensada y disminuir la temperatura de formación del hidrato a una presión dada.

Los glicoles se utilizan para una depresión en el punto de rocío del gas natural de 60 a 120°F.

La inyección de glicol en la corriente de gas natural depende de la temperatura de formación de hidratos y de la cantidad de agua presente en el gas.

Para la inhibición se utiliza mono etilenglicol (MEG), también se usa Metanol pero su recuperación no es práctica.

El MEG se prefiere porque puede ser regenerado con bajo consumo de energía y con una mínima pérdida por evaporación.

Para ser efectiva la inhibición, el glicol debe ser inyectado antes de que el gas natural sea enfriado a su temperatura de formación de hidrato.

Las razones para seleccionar el MEG son:

- Alta higroscopicidad
- No se solidifica en soluciones concentradas
- No es corrosivo
- No forma precipitados con componentes del gas
- Se regenera fácilmente
- Es inmisible en hidrocarburos líquidos
- Es estable en presencia de  $H_2S$  y de  $CO_2$

Para una mejor comprensión, glicol pobre se denomina a la solución acuosa de MEG y agua (en bajo porcentaje) antes de ser inyectado a la corriente de gas. El glicol rico es la solución acuosa de MEG y agua (en alto porcentaje) luego de la inhibición de hidratos que regresa al regenerador.

### **Descripción del Proceso**

En las Plantas de Gas Natural con Sistema de Refrigeración, el glicol pobre se inyecta antes de que el gas natural ingrese a los tubos de los intercambiadores gas/gas y chillers.

El glicol pobre pasa a través de una o varias boquillas aspersoras (spray nozzles) sobre la placa porta tubos (tubesheet) de los intercambiadores gas/gas y chillers, con la finalidad de lograr un buen contacto con el gas natural en cada uno de los tubos. El glicol pobre se mezcla con el vapor de agua que se condensa en los tubos, evitando de este modo la formación de los hidratos.

Luego, la corriente que sale del chiller se envía a un separador trifásico donde se separa el gas, los hidrocarburos líquidos y el glicol rico (mezcla MEG y agua).

Luego, el glicol rico se precalienta con el glicol pobre que viene del tanque acumulador. Antes de que el glicol rico ingrese a la columna regeneradora pasa por un tanque flash para asegurar que el glicol rico se separe de los hidrocarburos remanentes. Luego pasa por un filtro, el cual permite retener las impurezas sólidas y remanente de hidrocarburos arrastrados.

El glicol dentro de la columna regeneradora fluye en forma descendente a través de los empaques y a su paso va condensando los vapores de glicol mientras que el vapor de agua sale al exterior.

Las columnas de relleno a contracorriente, son equipos cilíndricos que contienen en su interior un relleno (empaques) cuyo objetivo es maximizar el área de contacto entre el vapor y el líquido. Los empaques se utilizan generalmente en destilaciones donde son imprescindibles las bajas caídas de presión, en medios corrosivos, con líquidos que forman espuma, etc.

Existen diferentes tipos de empaques, al azar y estructurados.

Los empaques al azar son los más comunes y están hechos de diferentes materiales: cerámica, metales y plásticos.

La elección del material dependerá de la naturaleza del fluido y la temperatura de operación. En la figura N° 7 se muestran algunos de ellos.



**Fig. N° 7 – Diferentes tipos de empaques al azar.**

Finalmente el glicol rico llega al reboiler donde alcanza la temperatura requerida para lograr la concentración deseada del glicol pobre, la cual es función de las condiciones de diseño del sistema.

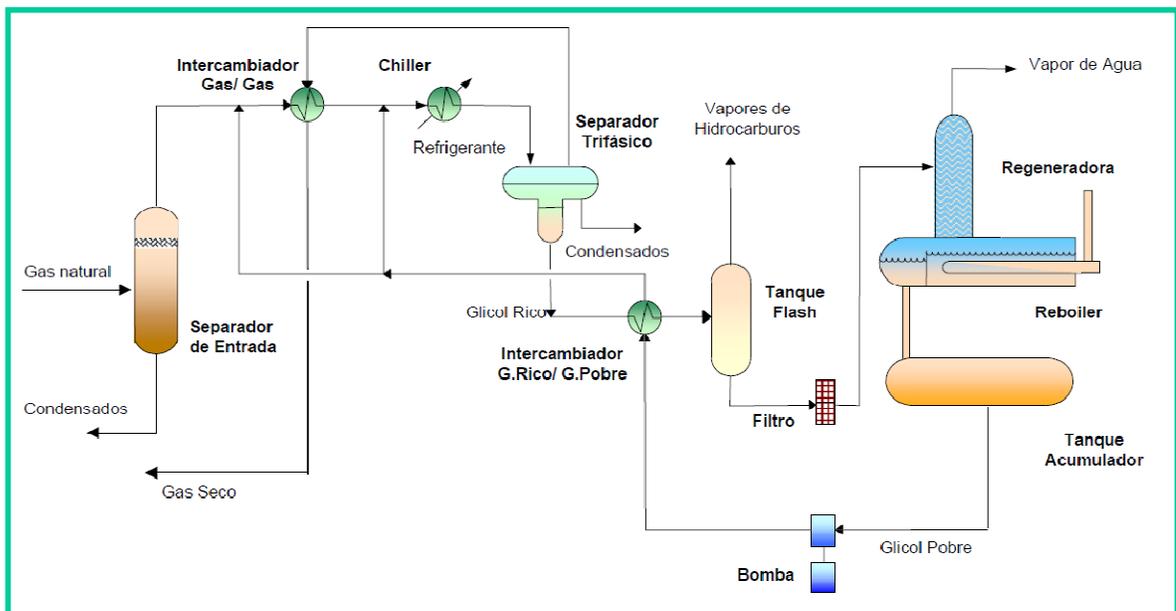
El reboiler en su interior tiene un vertedero, de manera que el glicol pobre cae por rebose al tanque acumulador que se encuentra instalado debajo del reboiler, cerrándose de esta manera el circuito del glicol.

El MEG se descompone a partir de los 320°F y se regenera a menos de 284°F. Para evitar el congelamiento a muy baja temperatura, el glicol pobre regenerado debe contener entre 15 – 25% de agua y, para cada concentración le corresponderá una temperatura de operación en el reboiler.

Para evitar problemas de congelamiento en la operación, la temperatura mínima del proceso no debe ser menor al punto de congelamiento de la solución de glicol pobre.

El punto de congelamiento (freezing point) varía de acuerdo a la concentración del MEG en la solución.

En la siguiente figura (Fig. N° 8) se muestra un sistema típico de inyección de glicol en un Proceso de Recuperación de LGN con Refrigeración.



**Fig. N° 8 – Sistema Típico de Inyección de Glicol en un Proceso de Recuperación de LGN con Refrigeración.**

### **Inyección de glicol**

La inyección de glicol se efectúa mediante un dispositivo llamado atomizador, que es una tubería recta de diámetro pequeño (rango de 1/8" – 1/2") que proyecta a través de la misma el líquido en forma de niebla o llovizna fina, mejorando así la inhibición.

El punto de rocío del gas no solo depende de la temperatura del separador frío, sino también de la cantidad y la concentración del glicol inyectado; proporcionando los volúmenes adecuados se logra entre el glicol y el gas unas condiciones de equilibrio propicias para reducir el punto de rocío del agua.

Para lograr ese equilibrio es importante tomar en cuenta dos factores:

- La primera, es la flexibilidad que debe tener la bomba de inyección de poder regular el caudal de glicol a ser inyectado, debido a las continuas variaciones en el flujo de gas.
- El otro factor importante es la boquilla, en la cual se logra una proporción en la inyección específica, el cual depende mucho de la densidad, viscosidad y limpieza.

La experiencia ha demostrado que bajo esas condiciones óptimas, una llovizna fina, o niebla, será muy beneficioso.

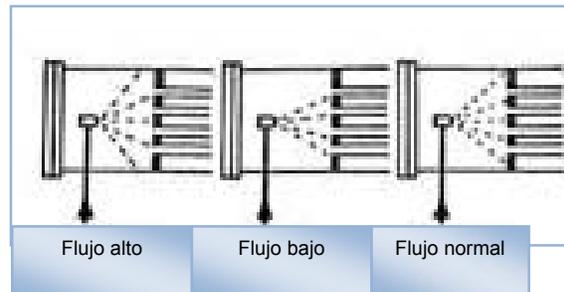
La boquilla y la capacidad de la bomba son importantes para obtener una dispersión completa del glicol pobre en el caudal del gas. Debe evitarse inyecciones grandes de glicol y debe establecerse condiciones de equilibrio.

Las boquillas deben proveer el ángulo adecuado para que la distribución del glicol en los tubos del intercambiador sea uniforme y se evite el goteo que produciría la acumulación del glicol en los tubos. La eficiencia de la inhibición depende también de la distribución del glicol en los tubos del intercambiador.

Tener en cuenta que antes de cada boquilla el glicol debe filtrarse para remover partículas de 5  $\mu\text{m}$  o de mayor diámetro. Este filtrado minimiza el taponamiento de las boquillas, distorsión del patrón de flujo y erosión de las aberturas de la boquilla. El retro lavado ayuda a mantener las boquillas trabajando libremente.

El flujo de inyección de glicol debe ser el adecuado para alcanzar un adecuado patrón de atomizado de glicol.

La siguiente figura (Fig. N° 9), muestra el ángulo adecuado para la inyección de glicol en los tubos de un intercambiador de calor.



**Fig. N° 9 – Patrón de atomizado de glicol a diferentes tasas de inyección.**

Las boquillas de atomización (spray nozzles) producen un patrón de aspersion de cono hueco con una distribución uniforme de las gotas que asegura gran consistencia en el tamaño de las gotas.



**Fig. N° 10 – Boquilla de atomización (spray nozzle).**

#### 4.3.6. IMPORTANCIA DE LA COMPOSICIÓN DEL GLICOL POBRE

La composición del glicol pobre más que del glicol rico, define la temperatura de congelamiento de la solución acuosa de glicol por encima de la cual se debería trabajar siempre a fin de evitar problemas de formación de hidratos. Además, define la temperatura que se debe mantener en el regenerador de glicol para alcanzar la concentración en peso adecuada de MEG en el glicol pobre.

##### 4.3.6.1. PUNTO DE CONGELAMIENTO DE SOLUCIONES ACUOSAS MEG – AGUA

El regenerador en un sistema de inyección de glicol se debe operar para producir una solución de glicol regenerado que tenga un punto de congelamiento por debajo de la mínima temperatura encontrada en el sistema.

La siguiente figura muestra los puntos de congelamiento de soluciones acuosas de glicol.

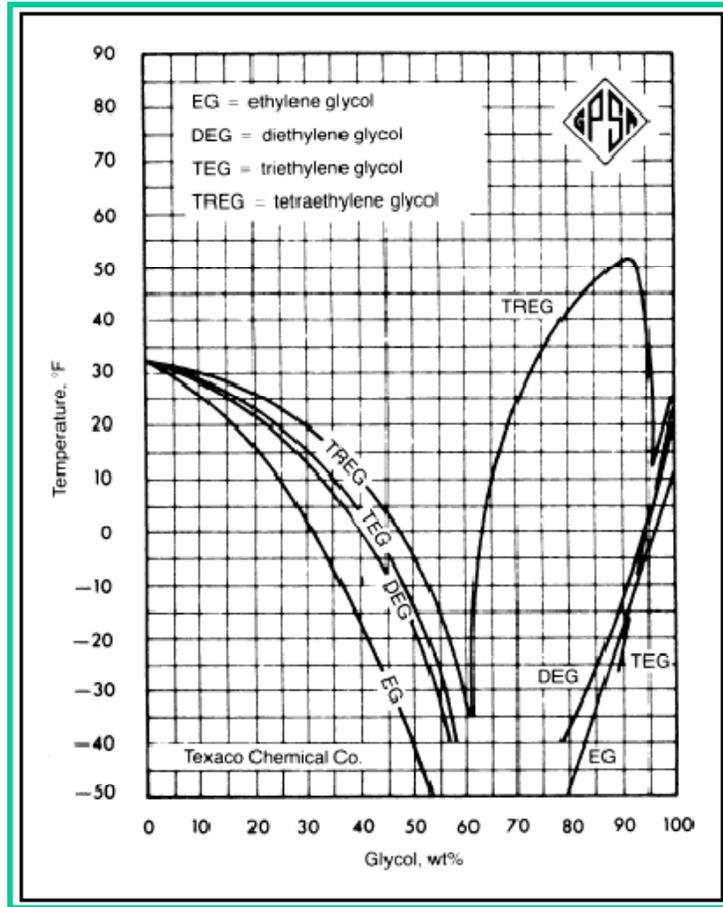


Fig. N° 11 – Puntos de Congelamiento de Soluciones Acuicas de Glicol.

Fuente: GPSA Engineering Data Book.

De la Fig. N° 11, las soluciones de glicol con un % en peso de MEG entre 80 – 95, tienen los siguientes puntos de congelamiento.

Tabla N° 15 – Punto de Congelamiento de Soluciones Acuicas

% peso de MEG	T (°F)
80	-50.0
85	-33.0
90	-17.0
95	-4.0

En un proceso de gas natural, se debe ajustar la composición de la solución acuosa del glicol pobre de tal manera que el punto de congelamiento se encuentre muy por debajo de la temperatura más baja alcanzada mediante refrigeración mecánica para evitar la formación de hidratos en la corriente de gas natural.

#### 4.3.6.2. TEMPERATURA DEL REGENERADOR DE GLICOL

El ajuste de la composición del glicol pobre se realiza en el regenerador de glicol.

La temperatura del regenerador se calcula en el diseño de la Planta, esta se basa en la composición del glicol pobre que se debe mantener de acuerdo con las temperaturas de operación de los equipos fríos, también calculadas en el diseño.

Por lo general, el glicol rico y glicol pobre tienen la siguiente composición basados en el % en peso de MEG de la solución acuosa.

**Tabla N° 16 – Composición del Glicol Rico y Glicol Pobre**

<b>Glicol Rico</b>	
<b>% peso de MEG</b>	<b>% peso de Agua</b>
75- 80	25 - 20
<b>Glicol Pobre</b>	
<b>% peso de MEG</b>	<b>% peso de Agua</b>
85 - 90	15 - 10

La temperatura del regenerador debería estar por debajo de 284°F para evitar que el glicol se pierda con el vapor de agua al estar cerca de su temperatura de ebullición.

#### 4.3.6.3. CÁLCULO DEL PORCENTAJE EN PESO DE MEG EN LA SOLUCIÓN ACUOSA

El % en peso de MEG en soluciones acuosas de glicol se calcula mediante la siguiente gráfica (Fig. N° 12) que relaciona la densidad relativa y la temperatura de la solución.

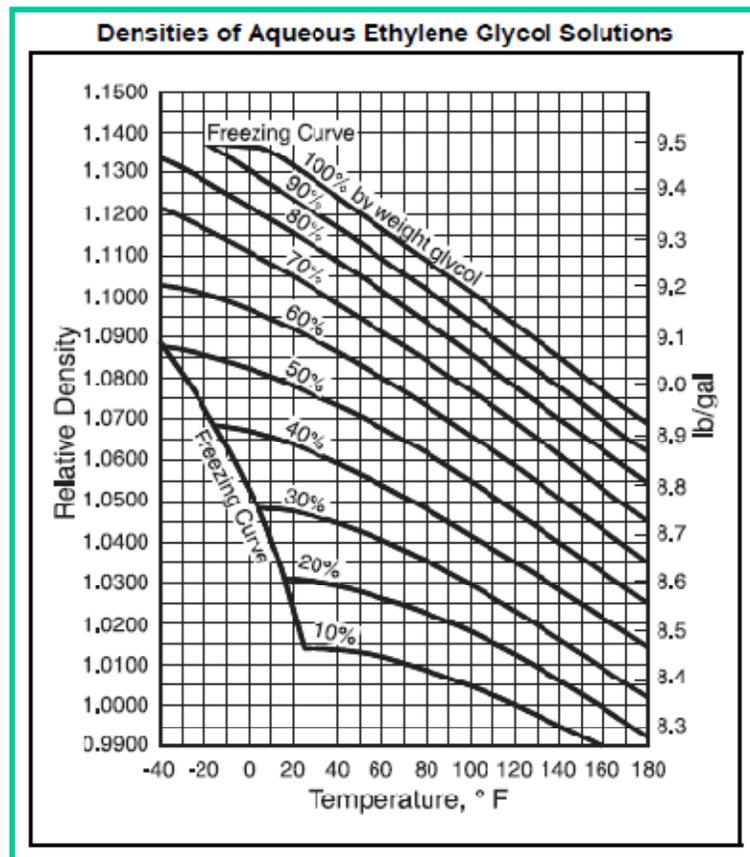


Fig. N° 12 – Densidades de Soluciones Acuosas de Etilenglicol (MEG)

Fuente: GPSA Engineering Data Book.

Para realizar el cálculo del % en peso de MEG en una solución acuosa se debe disponer de los siguientes datos de laboratorio:

- Temperatura de la muestra al momento del análisis en °F.
- Densidad relativa (gravedad específica) de la muestra. Realizado mediante el ASTM D 891-09 (Método de prueba para la gravedad específica, aparente, de químicos industriales líquidos – Método de Prueba A, por medio de un hidrómetro).

Con estos datos se obtiene gráficamente (Fig. N° 12) el porcentaje en peso del mono etilenglicol (MEG) en la solución acuosa analizada.

#### 4.3.7. CUIDADO DEL GLICOL

Problemas de corrosión y oxidación ocurren generalmente cuando la corriente de glicol se ensucia. Para obtener larga utilidad y evitar problemas operativos con el MEG, es necesario reconocer dichos inconvenientes.

- **Oxidación**

El oxígeno entra al sistema por los recipientes que no están presurizados.

El glicol se oxida rápidamente en presencia de oxígeno y forma ácidos corrosivos (fórmico, acético). Para prevenir la oxidación, el Separador Flash (recipiente con un alto tiempo de residencia de glicol) posee un sistema de blanketing que mantiene al aire fuera del sistema.

- **Descomposición Térmica**

Un calentamiento excesivo descompone al glicol formando productos corrosivos (ácidos orgánicos: fórmico, acético). En muchos procesos de inhibición de hidratos con MEG, se evita focalizar la transferencia de calor para evitar sobrecalentamientos localizados. Pero, se debe evitar una temperatura en el reboiler superior a la de descomposición (temperatura de descomposición del MEG = 329°F).

- **Control del pH**

El glicol puro tiene un pH aproximado de 7. Sin embargo, a medida que el glicol es usado, el pH desciende y se vuelve ácido y corrosivo salvo que se usen neutralizadores o soluciones buffer.

Para que no se alteren las propiedades del MEG se recomienda mantener su pH en un rango neutro comprendido entre 7.0 y 7.5. Para garantizar esto es necesario controlar periódicamente el pH de la solución de MEG. Valores menores convierten en corrosiva a la solución y disminuyen la capacidad de absorción de agua en el glicol; y, valores mayores, pueden generar espuma y emulsión con hidrocarburos originando excesivas pérdidas de glicol y en algunos casos taponamiento de las boquillas de inyección de glicol.

Es recomendable generar un procedimiento de monitoreo de la calidad del glicol efectuando análisis químicos del MEG circulante.

Las muestras tomadas para determinar inconvenientes deben ser efectuadas en ambas corrientes de glicol, la rica y pobre en agua.

Los análisis a efectuar deben incluir medición de pH y la concentración de agua.

La corrosión es minimizada adicionando inhibidores de corrosión, también llamados soluciones buffers como el MEA (mono etanol amina) para mantener el pH de la solución cercano a 7.0.

- **Hidrocarburos**

Cuando dos líquidos inmiscibles se ponen en contacto pueden formarse emulsiones o una suspensión coloidal. En cualquiera de estas mezclas, el líquido disperso (gasolina) forma gotas en el líquido de fase continua (glicol).

Los hidrocarburos líquidos arrastrados con la corriente de entrada al módulo, aumentan la formación de espuma, degradación y pérdida del glicol. El filtro de carbón activado elimina efectivamente la mayoría de los generadores de espuma al remover los hidrocarburos, químicos, ciertos aceites e impurezas del glicol.

- **Impurezas Sólidas**

La acumulación de partículas sólidas genera problemas en las bombas, válvulas, rellenos y otros lugares en el sistema de circulación. Ocurre generalmente cuando el pH del glicol es bajo.

Una buena filtración antes del regenerador (filtro de partículas con cartuchos de 50 $\mu$ m) y en la succión de las bombas (filtro con cartucho de 630 $\mu$ m) es la herramienta para evitar este problema.

- **Pérdidas de MEG**

Las pérdidas de MEG ocurren en tres formas:

- Disolución en hidrocarburos líquidos (gasolina natural y LGN).
- Vaporización y arrastre en el gas natural seco (GNS).
- Descomposición y arrastre en la regeneración.

Altas temperaturas en el regenerador originan el arrastre y pérdida de glicol en el vapor de agua despojado.

La presencia de hidrocarburos en el reboiler del regenerador flashean a condiciones normales de operación originando el arrastre y una gran pérdida de glicol en forma de vapor.

Las pérdidas de glicol puede ser el mayor problema operativo en Plantas de deshidratación. La contaminación del glicol por hidrocarburos, sólidos finamente divididos y agua salada pueden promover espumas y consumo de glicol. En el caso de las unidades de deshidratación de gas natural, se considera aceptable una pérdida de 1 lb de glicol/MMSCF de gas secado. En el caso de unidades de inhibición de hidratos usando glicol, las pérdidas son menores.

Para minimizar las pérdidas de MEG se debe evitar la llegada de hidrocarburos al reboiler, regular el caudal de glicol pobre a las necesidades del proceso, controlar la temperatura del reboiler hasta

alcanzar la composición de glicol pobre adecuada y mantener limpia la solución mediante el uso de filtros antes del regenerador y en la succión de las bombas.

#### 4.4. SISTEMA DE CALENTAMIENTO CON FLUIDO TÉRMICO

Un sistema de calentamiento con fluido térmico está constituido principalmente de:

- **Horno**

El Horno es el corazón del sistema y requiere un cuidadoso diseño para asegurar una larga vida del fluido térmico.

El Horno consta de una cámara de combustión tipo caja o cilíndrica, con tubos verticales u horizontales, dispuestos a lo largo de las paredes de la cámara. Comúnmente el fluido térmico pasa por los tubos y los gases de combustión por el casco.

- **Bombas y tuberías**

Las bombas deben tener la capacidad y presión suficiente para que el fluido circule a la velocidad requerida por el sistema. Para grandes flujos se recomienda usar bombas centrífugas.

Cada bomba debe contar con un dispositivo de control que apague el horno en caso de que la bomba principal falle.

Las tuberías deben tener la adecuada flexibilidad para soportar la tensión térmica.

La tendencia a pérdidas en las juntas y uniones es característica de la mayoría de los fluidos térmicos. La mejor manera de prevenir las pérdidas en las tuberías es soldar todas las conexiones y donde el acceso sea necesario se recomienda utilizar bridas de características específicas (ANSI B16.5 Class 300).

- **Tanque de expansión**

Usualmente el tanque de expansión se instala en el punto más alto del sistema y se conecta al lado de la succión de las bombas.

Este tanque debe servir como el punto principal de venteo del sistema y además debe permitir la expansión térmica del fluido, la cual varía de acuerdo al fluido seleccionado y al rango de temperatura de operación.

Un adecuado diseño y una correcta instalación del tanque de expansión eliminarán muchos problemas de operación en el sistema e incrementará el tiempo de vida del fluido térmico.

Se recomienda que el tanque de expansión se dimensione de manera que a temperatura ambiente el fluido debe ocupar la cuarta parte del tanque y cuando se llegue a la temperatura de operación del sistema el fluido térmico debe ocupar las tres cuartas partes del tanque.

La dimensión del tanque entonces dependerá del volumen total del fluido en el sistema y de la temperatura de operación normal.

Un tanque de expansión debe contar con un dispositivo de seguridad de presión, tal como una válvula de seguridad, para aliviar la presión excesiva y prevenir daños o ruptura del tanque de expansión.

- **Filtros**

Los filtros son usualmente instalados en la succión de las bombas. El uso de filtros reduce el ensuciamiento de las superficies de los equipos por donde circula el fluido térmico. Además, un fluido limpio prolonga el tiempo de vida de los sellos mecánicos de las bombas y vástagos de las válvulas.

- **Controles e Instrumentación**

Para que la operación del sistema sea segura y efectiva se necesita contar con sistemas de control.

La estrategia de control depende de la configuración del sistema de calentamiento y de los usuarios del fluido térmico.

- **Usuarios**

Los usuarios son generalmente intercambiadores de calor, comúnmente llamados reboilers, que calientan la corriente del fondo de una columna de destilación mediante la transferencia de calor de un fluido de calentamiento que circula por los tubos, mientras que la corriente de proceso circula por el casco.

La siguiente figura (Fig. N° 13) muestra un ejemplo de un sistema de calentamiento con fluido térmico (therminol 55), que cubre los requerimientos de calor de los siguientes usuarios:

- Usuarios de fluido de alta temperatura, incluye a los reboilers de las torres deetanizadora y debutanizadora.
- Usuarios de fluido de baja temperatura, incluye el reboiler de regeneración de glicol (EG).

El fluido térmico sale de los tanques de expansión A/B y pasa a través de las bombas, una parte de la corriente de descarga se envía a través de un filtro (tipo canasta y tamaño típico de 0,002 – 0,020 mm) que se provee para impedir que los sólidos se acumulen en el fluido.

La corriente que sale del filtro se une con la corriente que no pasa por el filtro y se envía a los hornos A/B, donde el fluido se calienta.

Una parte del fluido térmico proveniente de los hornos A/B es enviado a los usuarios de alta temperatura, mientras que la parte restante se envía a un enfriador con aire que se provee para disipar el calor excesivo cuando el índice de demanda de fluido térmico es menor que los requerimientos mínimos de flujo del horno.

Una parte de la corriente de salida de fluido térmico de los reboilers de las columnas deetanizadora y debutanizadora será utilizada para proporcionar calor al reboiler de regeneración de glicol (EG), mientras que la parte restante se enviará al sistema de los tanques de expansión A/B.

Cerrándose de esta manera el circuito del sistema de calentamiento.

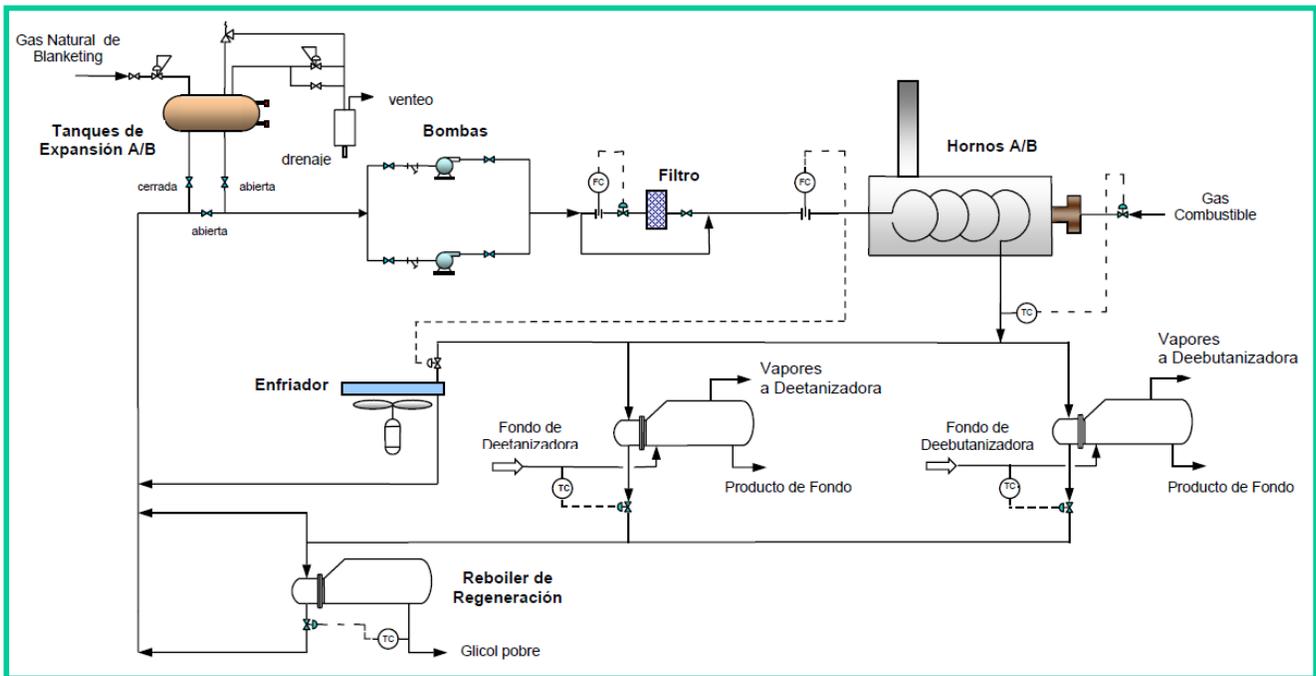


Fig. N° 13 – Ejemplo de un Sistema de Calentamiento con Fluido Térmico.

#### 4.4.1. HORNOS DE CALENTAMIENTO DE ACEITE TÉRMICO

Un calentador por combustión (fired heater) u Horno, es un intercambiador de calor en el que el fluido de calentamiento fluye dentro de los tubos y se calienta por radiación procedente de una llama de combustión y por convección desde los gases calientes producto de la combustión.

A continuación se describe cada zona:

- **Zona radiante (Radiant Section)**

Los tubos de esta sección, horizontales o verticales, están localizados a lo largo de la pared en la zona radiante del Horno y reciben calor radiante directamente de los quemadores.

La zona radiante con su refractario es la parte más costosa del Horno y en donde se gana la mayor cantidad de calor. Esta zona también es llamada la caja de fuego.

En esta parte la transmisión de calor es por radiación en un 80% aproximadamente y un 20% por convección de la circulación de gases calientes alrededor de los tubos.

- **Zona convectiva (Convection Section)**

El fluido de calentamiento ingresa al serpentín de entrada en la zona de convección donde es precalentado antes de la transferencia de los tubos de la zona radiante.

La zona de convección remueve el calor de los gases de chimenea para precalentar el fluido que circula por los tubos y reduce significativamente la temperatura de los gases existentes en la chimenea de salida al medio ambiente. Demasiado calor existente en la zona de convección es una señal de mucho tiro. La temperatura de los tubos se toma en ambas zonas, radiante y convectiva.

En esta zona los tubos están fuera del alcance de la llama. Los gases calientes se direccionan a través del paquete de tubos. El calor transmitido es por radiación del  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{O}$  en los gases calientes; además, del calor por convección. Los tubos están equipados con aletas para mejorar el área de transferencia de calor.

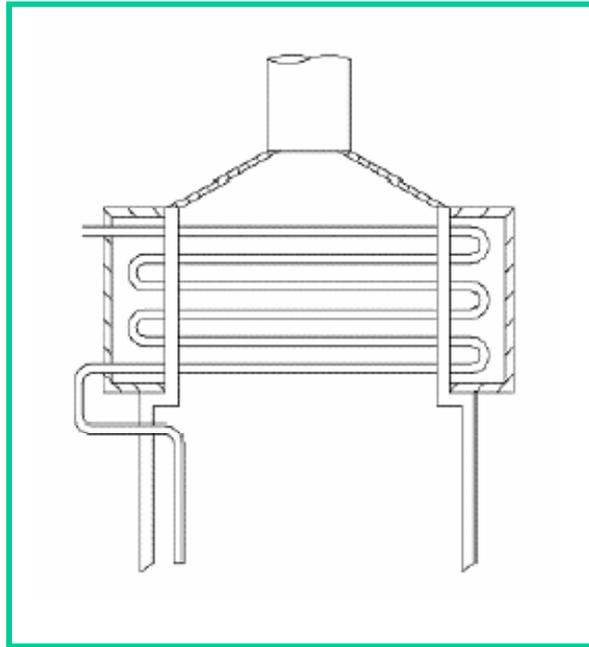


Fig. N° 14– Vista de la zona convectiva.

- **Zona de protección (Shield Section)**

Justo debajo de la zona convectiva está la zona de protección, las primeras filas de tubos del área de convección son la zona de choque que protegen los tubos de la zona convectiva del calor radiante directo. En esta zona los tubos no tienen aletas, reciben la misma cantidad de calor por ambos mecanismos.

Muchas mediciones importantes son hechas normalmente justo debajo de la zona de protección. La temperatura del arco es la temperatura de los gases de combustión después de que el calor radiante sea removido por los tubos radiantes y antes de que ingrese a la zona convectiva.

La medición del tiro en este punto es también importante porque determina cuán bien está operando el Horno. Este es también el lugar ideal para la medición del oxígeno en los gases de combustión.

- **Chimenea (Stack)**

La transición de la zona de convección a la chimenea se llama la caja de humo. Para cuando los gases de combustión dejen la chimenea, la mayor cantidad de calor debería ser recuperado y la temperatura es mucho menor.

La siguiente figura muestra las zonas características de un Horno:

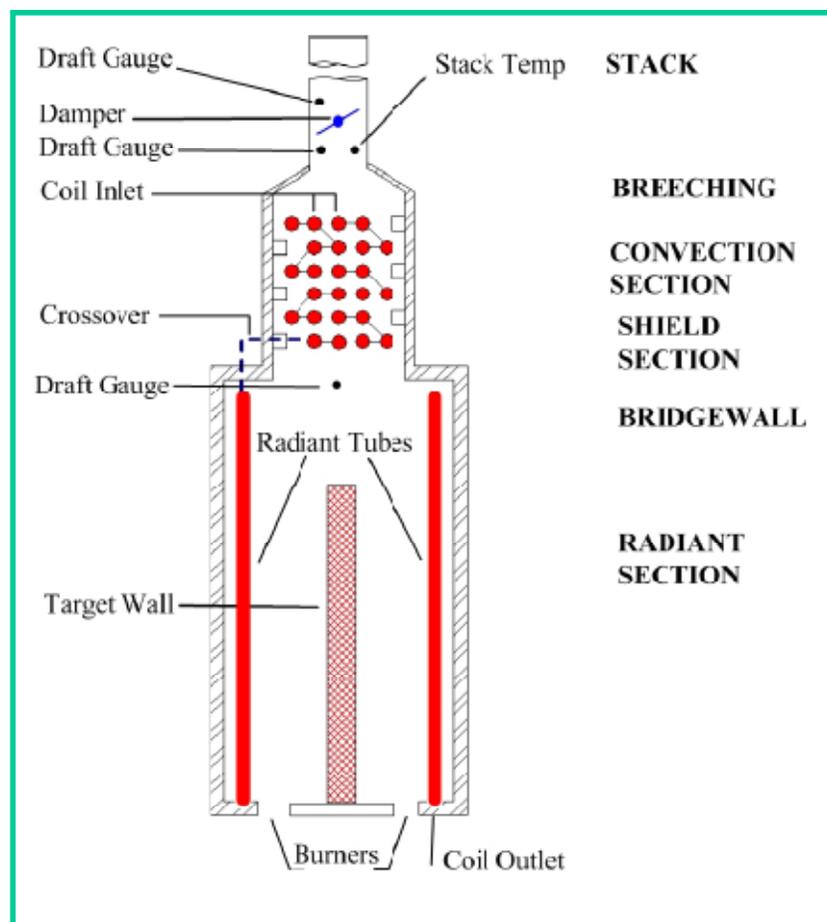


Fig. N° 15 – Zonas características del Horno.

Podemos clasificar los Hornos en:

### Tipo de caja o cabina (Box Heaters)

- Tubos horizontales. Calentamiento simple
- Tubos horizontales. Calentamiento doble
- Tubos verticales. Calentamiento doble

### Tipo cilíndrico vertical (Cylindrical – Vertical Type)

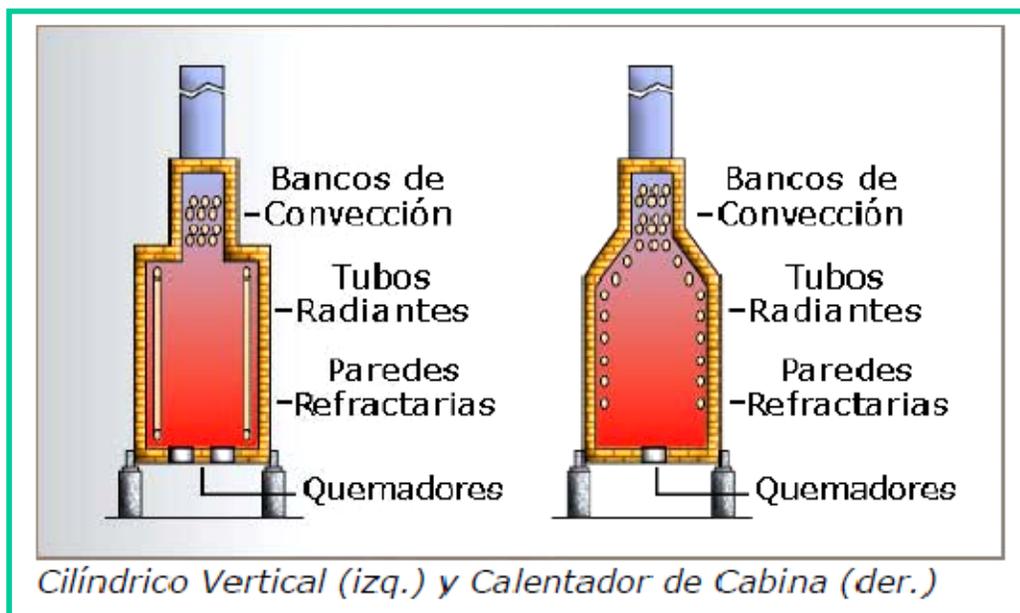


Fig. N° 16 – Tipos de Hornos.

A continuación se describen los componentes principales de un Horno:

- **Cabina**

Se considera cabina de un Horno toda la estructura y envolvente que conforma el Horno (rectangular, vertical).

La estructura está formada por una parte metálica y una parte aislante (refractario) en su interior.

- **Refractario**

El revestimiento de las paredes interiores del Horno, está constituido por ladrillos refractarios, hormigón refractario aislante y capa fibra cerámica. Estos productos son aislantes, tienen buena resistencia mecánica, baja conductividad térmica y alta resistencia a la corrosión.

- **Tubos**

Los tubos llevan la carga (fluido térmico) que circula a través del Horno. Los tubos de la zona de radiación, ven la llama, mientras que los tubos de la zona de convección no ven la llama.

- **Quemadores**

Los quemadores son los equipos donde se realiza la combustión, por tanto deben contener los tres vértices del triángulo de combustión, es decir que deben lograr la mezcla íntima del combustible con el aire y además proporcionar la energía de activación.

En estos quemadores todo el aire (primario y secundario) se mezcla con el combustible, más allá de la boquilla del quemador. La combustión se inicia en la boquilla con aire primario y es favorecida por el bloque del quemador, que se calienta y refleja calor al combustible que se está quemando.

La energía de activación se logra mediante la llama piloto, que debe estar permanentemente encendida. La regulación del gas se obtiene por variación de la presión del gas de ingreso al quemador.

- **Pilotos**

El piloto de gas se añade al quemador para proporcionar una fuente de ignición en las puestas en marcha y como medida de seguridad durante la operación normal del Horno.

Cada quemador va dotado, de al menos, un piloto de gas para asegurar el encendido de la llama principal.

El piloto tiene su alimentación de gas independiente a la del quemador de forma que no se vea afectado por los posibles fallos que pudieran existir en la línea principal de alimentación de combustible al quemador. De este modo, se puede asegurar que una fluctuación repentina en el suministro de combustible al quemador que provoque la extinción instantánea de la llama, no afecte a la llama piloto, permitiendo el nuevo encendido de la llama.

Los pilotos queman combustible gaseoso a baja presión de manera permanente, asegurando que cualquier combustible que pueda entrar en el Horno, arda antes de que se acumule en su interior, evitando una combustión brusca.

- **Chimenea**

Las chimeneas tienen gran importancia en la configuración general del Horno. Las chimeneas tienen dos misiones fundamentales:

- Conducir los humos al exterior a una altura tal que no puedan contaminar los alrededores.
- La chimenea, por su tiro, creando una pérdida de carga, hace que la cámara de combustión esté en depresión y provoca así la entrada del aire necesario para la combustión por los registros de los quemadores.

Las dimensiones de la chimenea dependen de estas 02 misiones.

Normalmente, las chimeneas tienen alguna protección interior, al menos en su parte baja, donde los humos están más calientes. La protección más utilizada es una capa de hormigón refractario, de característica similar a la utilizada en las paredes del Horno.

- **Tiro**

Es necesario que la presión en un Horno sea ligeramente inferior a la atmosférica. En efecto, así podemos crear una succión para que el aire necesario para la combustión entre por los quemadores. Por otra parte, si existe cualquier fuga, los gases del Horno no fluirán al exterior, puesto que tienen menor presión.

El tiro se define como esta diferencia de presión entre el exterior y el interior.

Los gases de la chimenea están mucho más calientes que el aire exterior y sabemos que los gases más calientes son menos densos y tienden a subir y salir por la parte superior. Estos gases que salen son reemplazados por el aire que entra por los quemadores.

La salida de los gases por la chimenea puede efectuarse por una simple diferencia de densidad o bien por impulsión mecánica.

- Tiro natural, el aire necesario para la combustión ingresa al Horno solo por diferencia de densidad con los gases calientes que se encuentra en el hogar.
- Tiro forzado, el aire ingresa al Horno con la ayuda de un ventilador.

- **Registros de aire**

Permiten el ingreso del aire necesario al quemador para la combustión del gas. En Hornos tipo cilíndrico vertical, se puede tener 02 tipos de registros de aire: primario y secundario.

Con el registro de aire primario, que se trata de una tapa, el aire ingresa al registro de aire secundario.

El registro de aire secundario, que son persianas regulables con varias posiciones, sirve para regular el ingreso del aire al quemador para la combustión del gas natural.

Los registros de aire primario y secundario deben presentar suficiente área de paso para suministrar el exceso de aire requerido para la combustión y deben ser de ajuste manual para poder regularlos en cualquier momento.

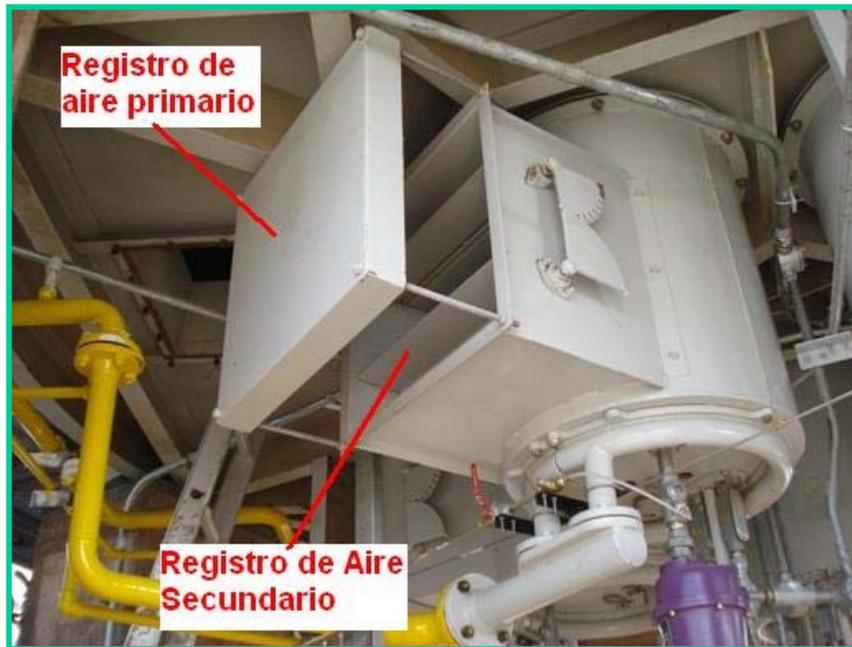


Fig. N° 17 – Registros de aire de un quemador.

#### 4.4.2. COMBUSTIÓN EN HORNOS A GAS NATURAL

La combustión consiste en una reacción química de oxidación en la que un combustible, principalmente carbono e hidrógeno, se combina con el oxígeno (comburente). La reacción se verifica con un gran desprendimiento de energía, en forma de calor y luz.

La siguiente figura muestra el diagrama de combustión.

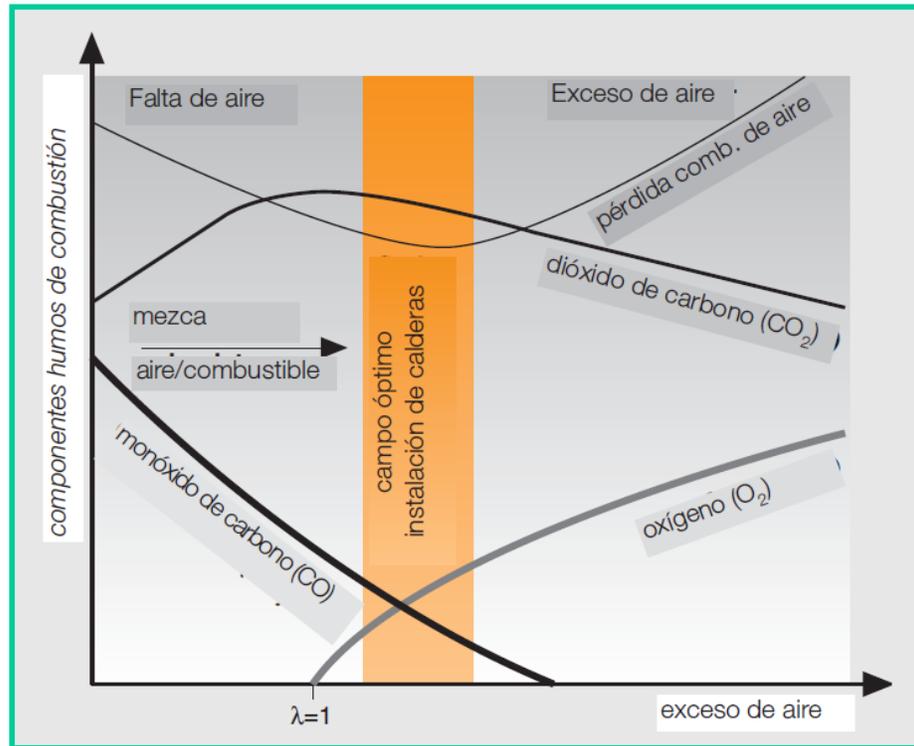


Fig. N° 18 – Diagrama de combustión.

#### 4.4.2.1. COMBUSTIÓN COMPLETA E INCOMPLETA

Existen los siguientes tipos de combustión:

**Completa;** se produce cuando el total del combustible reacciona con el oxígeno. En el caso de una combustión completa, los productos de esta combustión son solamente  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{O}_2$  y  $\text{N}_2$ . Es decir, no quedan residuos de combustible sin quemar.

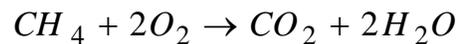
**Incompleta;** se produce cuando parte del combustible no reacciona completamente. En este caso los productos de la combustión incluyen también hidrocarburos no quemados, como C, H y CO.

#### 4.4.2.2. AIRE DE COMBUSTIÓN

Para conseguir la combustión completa del combustible tenemos que garantizar que exista oxígeno suficiente.

Para conocer la cantidad de oxígeno necesario se recurre a la estequiometría de las reacciones de combustión.

La reacción química que se produce en la combustión de un hidrocarburo simple como el metano se puede expresar como:



En la ecuación vemos que para quemar un mol de metano es necesario suministrar 2 moles de O<sub>2</sub>, o lo que es lo mismo para quemar un metro cúbico normal de metano necesitaremos dos metros cúbicos normales de oxígeno.

A efectos prácticos consideremos el aire compuesto, en volumen, por un 21% de oxígeno y un 79% de nitrógeno (gas inerte que no contribuye a la combustión).

Por ello el volumen de aire a aportar al sistema es aproximadamente cinco veces el volumen de oxígeno necesario.

Una operación de combustión como ésta se llama completa y perfecta. La operación es completa porque todo el carbono se ha convertido en dióxido de carbono ( $CO_2$ ) y todo el hidrógeno en agua ( $H_2O$ ). También es perfecta por haber cantidad suficiente de oxígeno para quemar todo el carbono y el hidrógeno sin que quedase oxígeno o aire.

Un ejemplo de combustión completa, pero no perfecta, sería la siguiente:



Aquí tenemos más oxígeno del necesario, el Horno trabaja con un exceso de aire.

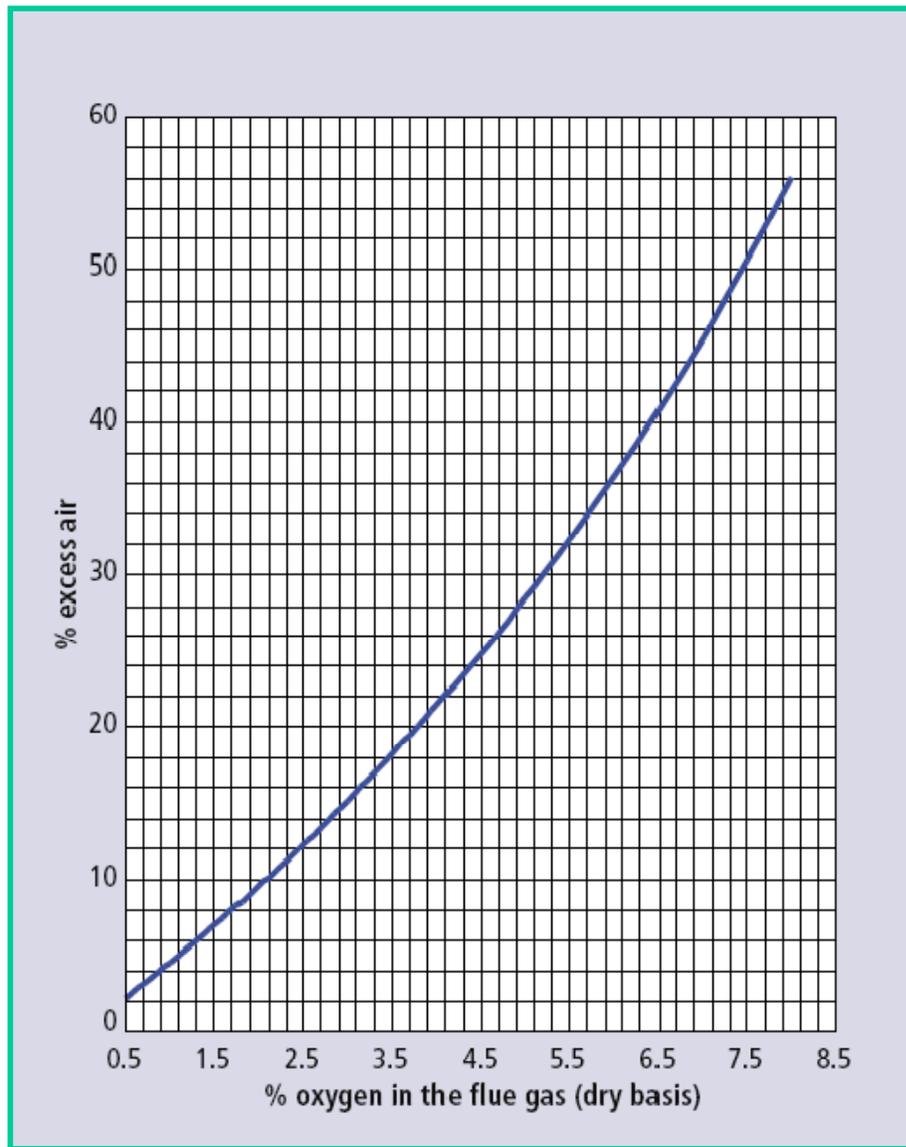
En la combustión es crítica la relación combustible-oxígeno (aire). Si esta relación es muy pequeña, el combustible será muy pobre para quemarse y si es excesivamente grande, la mezcla será excesivamente rica para arder.

En la práctica no interesa tener una combustión perfecta, sino tener la máxima eficiencia de combustión posible.

El combustible y el aire se deben asociar en las proporciones adecuadas y asegurar su íntima mezcla.

La combustión depende de tres "T": tiempo, temperatura y turbulencia. La turbulencia se relaciona con la mezcla del combustible y el aire, la temperatura con la ignición y, el tiempo con la reacción de combustión.

La relación entre el contenido de oxígeno en los gases de combustión y el exceso de aire se muestra en la siguiente figura.



**Fig. N° 19 – Relación entre el contenido de oxígeno en los gases de combustión y el exceso de aire.**

#### 4.4.2.3. FACTORES QUE AFECTAN LA COMBUSTIÓN

- Exceso de oxígeno (aire)
- Composición del combustible
- Mezcla de aire con el combustible

- Estabilización
- Temperatura adiabática de la llama
- Temperatura del Horno
- Presión del combustible

#### 4.4.2.4. ANÁLISIS TEÓRICO DE LA COMBUSTIÓN EN HORNOS A GAS NATURAL

Se evalúa el comportamiento del calor disponible, la eficiencia de la combustión y las emisiones contaminantes en función del exceso de aire y la temperatura de los gases de combustión.

##### ➤ **Temperatura máxima de los productos de combustión**

El modelo utilizado para el análisis se basa en el metano.

La máxima temperatura que pueden alcanzar los productos de combustión es la temperatura adiabática de llama, que se obtiene si todo el calor desarrollado durante el proceso se utiliza para calentar los productos (la entalpía de los reactantes es igual a la de los productos).

En la siguiente figura (Fig. N° 20) se nota la influencia del precalentamiento del aire de combustión, en este caso, las temperaturas de llama se incrementan, lo que redundará en mayor calor adicionado a la carga y a la reducción en los consumos energéticos del proceso.

También, es importante, el control del exceso del aire debido a que un incremento de éste ocasiona una caída drástica en las temperaturas de llama.

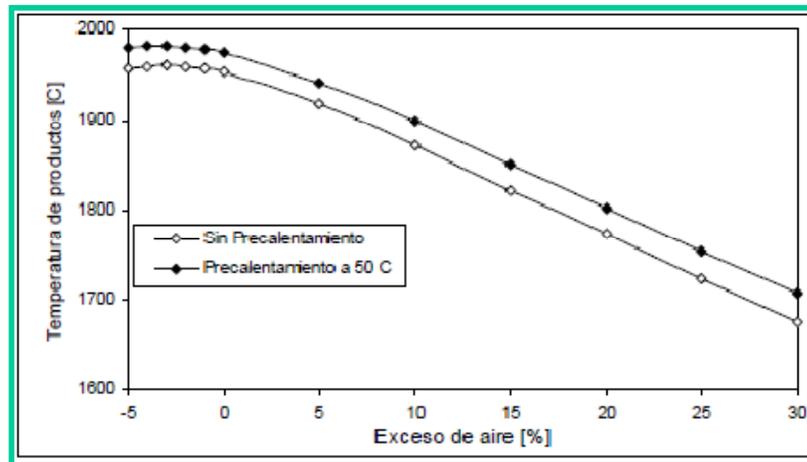


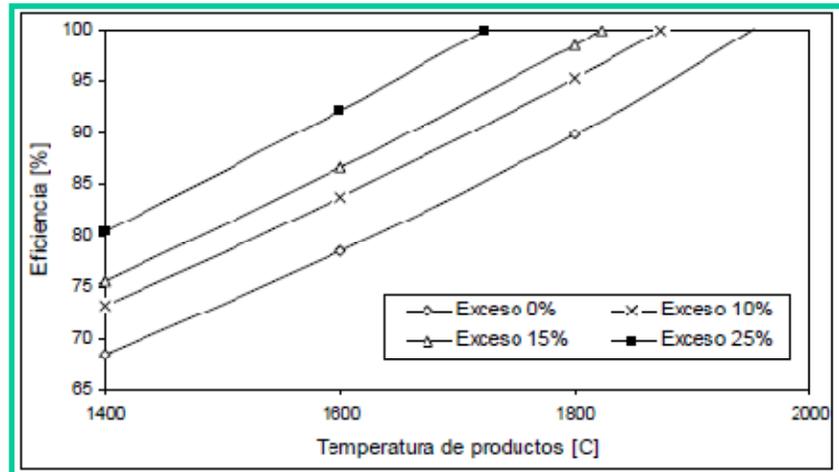
Fig. N° 20 – Influencia del exceso de aire y su precalentamiento en la temperatura de los productos de combustión.

#### ➤ Calor disponible y eficiencia del proceso

Los productos de combustión poseen una energía térmica de acuerdo a su temperatura. Esta energía o calor disponible (cantidad de energía que puede ser convertida en energía útil), es tanto mayor, entre más fríos salen los gases de combustión del proceso, lo que indica un aprovechamiento notable de la energía térmica.

La eficiencia de un quemador está asociada a la energía química que es posible transformarla en calentamiento de los productos de combustión, y es el 100% si toda la energía química almacenada en el combustible es convertida en calor disponible para el proceso.

La siguiente figura muestra el comportamiento de la eficiencia de combustión de acuerdo a la temperatura que poseen los gases inmediatamente a la salida del quemador.



**Fig. N° 21 - Eficiencia de combustión vs. Temperatura de productos y exceso de aire.**

Se observa que para un exceso de aire definido, la eficiencia se incrementa a medida que la temperatura de los gases se eleva, es decir, es un indicativo del menor impacto de las pérdidas caloríficas debido a la formación de agua en forma de vapor, a la disociación de especies a través de reacciones que son endotérmicas y a las pérdidas de calor en la llama radiante.

Al comparar las combustiones para diferentes excesos de aire, se puede decir que una combustión sin exceso indica que el quemador es más eficiente. Esto es porque el exceso de aire es una carga que necesita ser calentada hasta el nivel de temperatura analizado.

Observar también que las combustiones con exceso no desarrollan niveles de temperatura tan altos como las combustiones estequiométricas.

Los quemadores industriales suelen operarse con un exceso de aire del 15% con el fin de minimizar riesgos ante posibles gases inquemados.

Utilizar mayores excesos sería desfavorable energéticamente y emplear excesos muy bajos conllevaría a tener mezclas poco íntimas de aire y combustible con la consecuente generación de inquemados y de riesgos asociados a éstos.

➤ **Concentraciones de los productos de combustión**

El  $\text{CO}_2$  y el  $\text{O}_2$  están relacionados con la eficiencia de combustión junto con la temperatura de los gases.

La presencia de CO es un indicativo de disminución de eficiencia (la reacción para la generación de CO es endotérmica), pero se prefiere su significado en relación con la toxicidad.

El CO es muy peligroso porque es imposible de detectar sin un instrumento de prueba, y las consecuencias de su concentración y periodo de exposición van desde dolores de cabeza hasta la muerte.

Los  $\text{NO}_x$  son responsables de la formación de ácidos en la atmósfera contribuyendo a la creación de lluvia ácida.

Las siguientes figuras presentan los valores de concentración de los productos de combustión mencionados en dependencia de la temperatura de los gases y de diferentes excesos de aire.

Los gráficos están en base seca (no considera el agua en forma de vapor que forma parte de los gases).

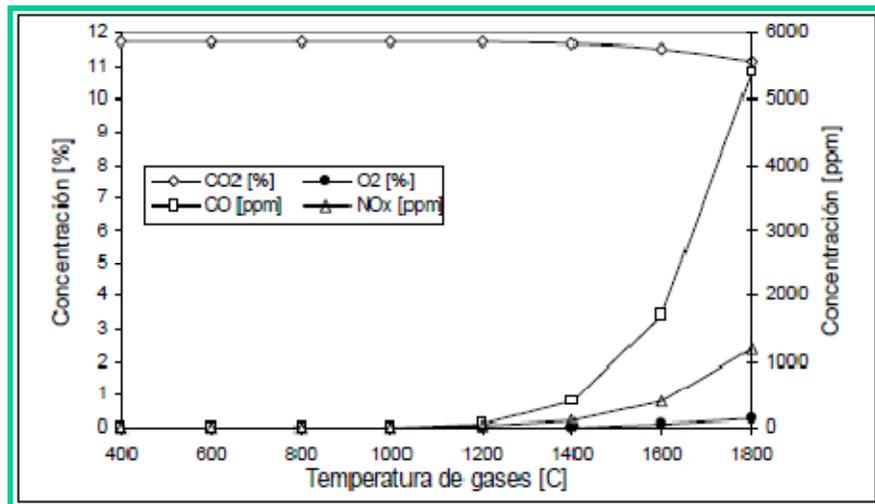


Fig. N° 22 – Concentración de productos vs. Temperatura de productos para un exceso del 0%.

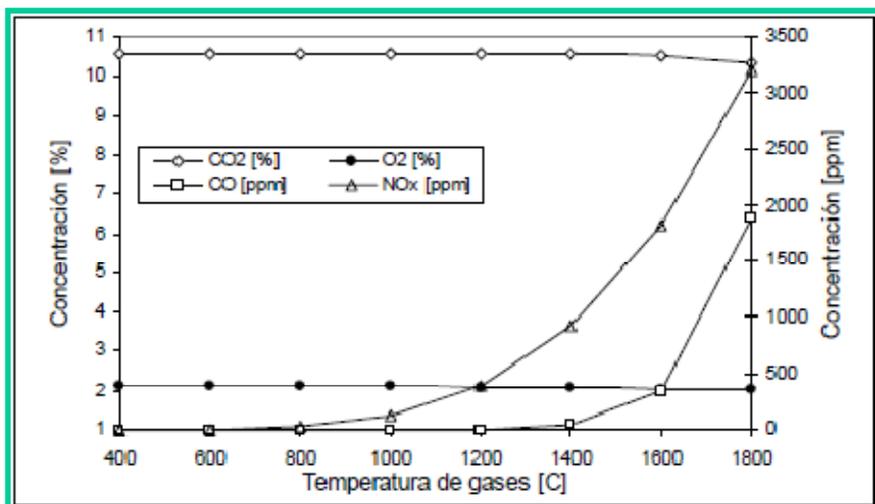
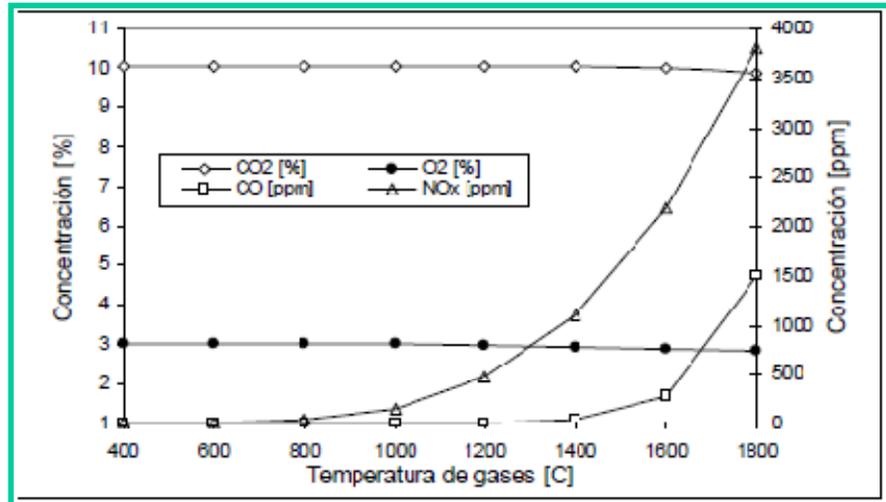


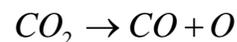
Fig. N° 23 – Concentración de productos vs. Temperatura de productos para un exceso del 10%.



**Fig. N° 24 – Concentración de productos vs. Temperatura de productos para un exceso del 15%.**

De acuerdo con los gráficos, se obtienen las siguientes conclusiones:

- A temperaturas elevadas empieza la generación de CO, como consecuencia de los efectos del fenómeno de disociación del CO<sub>2</sub>. La disociación del CO<sub>2</sub> a temperatura elevada produce:



Esta concentración con gases de combustión a elevadas temperaturas constituiría un serio problema ambiental.

- Al aumentar el exceso de aire, se reducen los niveles de CO mejorando las condiciones ambientales en lo que a éste contaminante se refiere, pero se nota un incremento notable de los óxidos de nitrógeno respecto al exceso de aire nulo en la Fig. N° 22.

- En la Fig. N° 24 se trabaja con un exceso de aire de 15% (valor operativo recomendado por los fabricantes), para éste caso se deberían obtener concentraciones de CO<sub>2</sub> alrededor del 10%, concentraciones de O<sub>2</sub> alrededor de 3%, y concentraciones de CO y NOx variables con la temperatura de los productos de combustión.
- Excesos de aire elevados constituyen un decremento considerable en la eficiencia térmica del proceso como consecuencia de la energía absorbida por el aire en exceso. Además, los incrementos de NOx se hacen más notables.
- Una mayor temperatura de los productos inmediatamente a la salida del quemador, será un indicativo de una mayor eficiencia de este equipo.
- El exceso de aire y la temperatura de los productos en un proceso térmico basado en la combustión del gas natural, son los factores más determinantes en los aspectos ambientales y energéticos del proceso.

#### 4.4.3. MEDICIÓN DE TIRO Y OXÍGENO

Un control apropiado del Horno requiere conocer los niveles de oxígeno y combustibles de los gases de combustión tan bien como el tiro y la temperatura. Sin embargo, la ubicación del analizador afecta la validez de la medición. La siguiente figura muestra la ubicación correcta de los analizadores de oxígeno en un Horno.

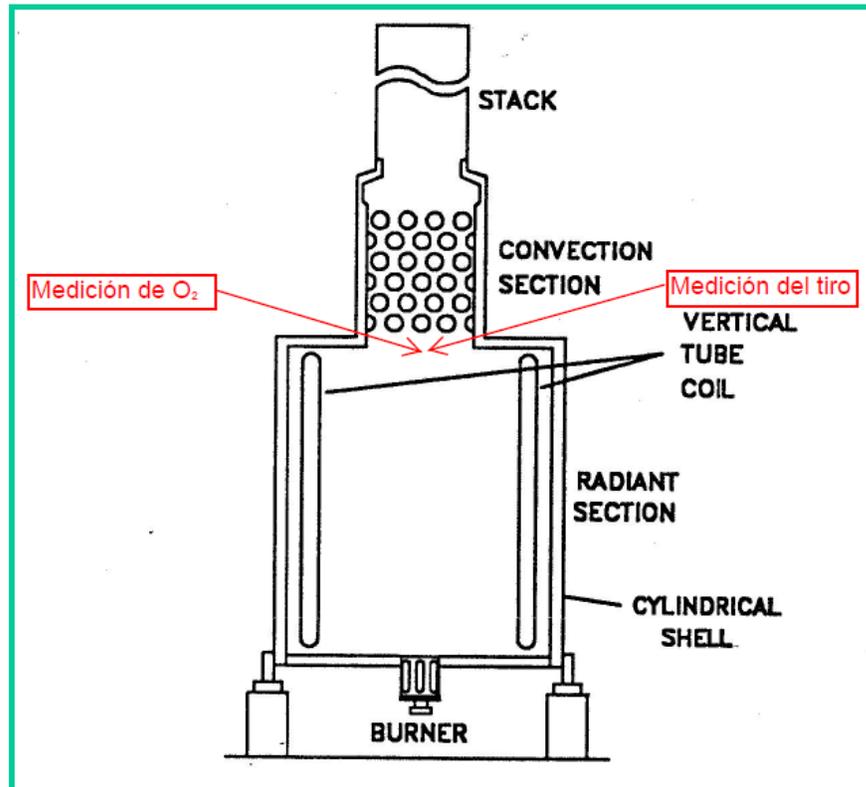


Fig. N° 25 – Lugar apropiado para la correcta medición del oxígeno y tiro.

Sin embargo, los analizadores de oxígeno a menudo son colocados en la sección de convección debido a las temperaturas favorables y a un acceso más sencillo.

Idealmente los combustibles y el oxígeno deberían ser medidos directamente en la caja de fuego antes del ingreso a la sección de convección por las siguientes razones:

- Las entradas o fugas de aire en la sección de convección pueden dar lecturas erróneas de oxígeno y puede ocultar problemas en la zona de los quemadores.
- Los combustibles en los gases de combustión continuarán quemándose sobre los tubos calientes de la sección convectiva y no mostrarán los valores correctos.

## **CAPITULO V**

### **ALCANCE DE LA PLANTA DE PROCESAMIENTO DE GAS NATURAL PARIÑAS**

## V. ALCANCE DE LA PLANTA DE PROCESAMIENTO DE GAS NATURAL PARIÑAS

### 5.1. ESPECIFICACIONES DE PRODUCTOS

Se especifican a continuación las composiciones promedio de los productos del proceso: GLP, HAS y GNS.

**Tabla N° 17 – Especificaciones del GLP**

PROPIEDAD	UNIDAD	LÍMITES	ESPECIFICACIÓN	MÉTODO
Presión de vapor @ 37.78°C (100°F)	psig	Máx.	208	NTP 321.098
Volatilidad: temperatura del 95% de evaporado	°F	Máx.	36	NTP 321.036
Pentanos y más pesados	% mol	Máx.	1.8	NTP ISO 7941
Corrosión lámina de cobre 1h @ 37.78°C	N°	Máx.	1	NTP 321.101
Azufre Total	ppmw	Máx.	140	NTP 321.099
Agua libre	---	---	---	Visual
Composición			Cromatografía	
Etano	% mol		1.0	
Propano	% mol		53.5	
Butanos	% mol		45.5	
Pentanos	% mol		< 1.8	

Fuente: Área Procesos – GMP

Tabla N° 18 – Especificaciones del HAS

PROPIEDAD	UNIDAD	ESPECIFICACIÓN	MÉTODO ASTM
Apariencia	---	Claro y brillante	Visual
Gravedad API	---	76.70	D-287
Gravedad específica	---	0.6796	D-1298
R.V.P.	psia	11 – 13.5	D-323
Destilación			
Punto inicial de ebullición		36	
Temp. a 10%		46	
Temp. a 50%	°C	60	D-1078
Temp. a 90%		94	
Temp. a 95%		99	
Punto final		120	

Fuente: Área Procesos – GMP

Tabla N° 19 – Especificaciones del GNS

COMPONENTE	ESPECIFICACIÓN
<b>Composición</b>	<b>% mol</b>
CO <sub>2</sub>	0.7950
Nitrógeno	0.1358
Metano	92.7945
Etano	5.9186
Propano	0.0634
i-Butano	0.0000
n-Butano	0.0000
i-Pentano	0.1961
n-Pentano	0.0966
Hexano+	0.0000
Poder calorífico bruto	1060.14
Poder calorífico neto	956.00

Fuente: Manual de Operación - GMP

## 5.2. DESCRIPCION DEL PROCESO

A continuación se describe el proceso de la Planta de Procesamiento de Gas Natural Pariñas.

El diagrama general de la Planta se encuentra en el Anexo N° 1 – *Diagrama de Flujo Planta Pariñas*.

### 5.2.1. SISTEMA DE ENFRIAMIENTO DE GAS DE ENTRADA

- **Alimentación de gas a la Planta**

La Planta es alimentada con gas rico proveniente de campos de producción cercanos con una temperatura máxima de 125°F y 300 psig. Las cuatro fuentes de gas asociado son las siguientes: SAVIA, PETROBRAS, SAPET y GMP.

El gas proveniente de PETROBRAS trae un alto contenido de condensados contaminados (partículas sólidas y remanente de crudo), esta corriente ingresa al Separador de Petrobras (D-3200) donde los líquidos son removidos y enviados al sistema de drenajes. La corriente de gas que proviene del D-3200 se une luego con las otras 3 corrientes de gas.

Las 04 corrientes son llevadas a un manifold de entrada donde se unen para luego entrar a la Planta.

El gas proveniente del manifold pasa a través del Separador de Gas de Entrada (D-3100) para remover las partículas líquidas que acompañan al gas. El líquido es bombeado por la bomba de condensados P-1170 al Separador Frío D-3105.

- **Enfriamiento del Gas Natural Asociado**

El gas proveniente del D-3100 se divide en 02 corrientes de igual flujo para alimentar los trenes de enfriamiento que están conformados por los Intercambiadores Gas/Gas (E-6100 A/B y E-6105 A/B) y los Chillers de Gas (E-6110 y E-6115). El gas a 125°F entra a los E-6100 A/B y E-6105 A/B donde transfiere calor con la corriente de gas seco que sale del Acumulador de Reflujo de la Deetanizadora (D-3110) a -13°F.

Para el caso de diseño, el gas asociado sale de los Intercambiadores gas/gas a 38°F.

Para evitar la formación de hidratos en estos equipos y en la corriente aguas abajo, cada uno de los haces de los tubos de este intercambiador cuenta con boquillas de inyección de MEG que lo distribuyen en todos los tubos para inhibir la formación de hidratos en el gas de entrada.

La corriente de gas proveniente de los Intercambiadores Gas/Gas pasa luego por los Chillers de Gas donde es enfriado con propano refrigerante alcanzando una temperatura de -13°F. En el haz de tubos de estos equipos se inyecta MEG para evitar la formación de hidratos en los tubos de los chillers y en la corriente de gas aguas abajo del mismo. La corriente de gas que sale de los chillers es llevado al D-3105 para la separación de las fases.

El Separador Frío D-3105 es un separador de 3 fases donde se separa el vapor, los condensados de hidrocarburos y la fase acuosa. La fase vapor es enviada como carga a la torre Deetanizadora. El condensado es tomado por las bombas P-1100/P-1105, una en operación y otra de reserva, y enviado como carga hacia la torre Deetanizadora.

El D-3105 está diseñado con una bota para permitir la separación del condensado y de la fase acuosa. La fase acuosa es enviada hacia el sistema de regeneración de glicol.

#### **Descripción de los equipos incluidos en este sistema**

- D-3200: Separador de Petrobras
- D-3100: Separador de Gas de Entrada
- P-1170: Bomba de condensados
- E-6100 A/B, E-6105 A/B: Intercambiadores Gas/Gas
- E-6110 / E-6115: Chillers de Gas
- D-3105: Separador Frío
- P-1100 / P-1105: Bombas de Alimentación de la Deetanizadora

La configuración de los recipientes y equipos descritos en el presente apartado, están indicados en el Anexo N° 2 – *Diagrama de Flujo de Proceso – Inlet System*.

## 5.2.2. SISTEMA DE FRACCIONAMIENTO

- **Sección de la Deetanizadora**

La temperatura en el tope de la torre Deetanizadora (T-2100) para el caso de diseño es de  $-5^{\circ}\text{F}$  y en el fondo es  $338^{\circ}\text{F}$ .

La corriente de vapor proveniente del D-3105 entra al plato 20 y la de condensados entra al plato 16.

Los vapores de tope que salen del plato 36 se mezclan con la corriente líquida compuesta por HAS proveniente de las bombas de HAS P-1140/P-1145 y son enfriados a  $-13^{\circ}\text{F}$  en los Condensadores de Reflujo de la Deetanizadora E-6120/E-6125. Estos condensadores son del tipo Kettle y usan propano a  $-18^{\circ}\text{F}$  como medio refrigerante.

Se inyecta MEG en el haz de tubos de estos intercambiadores para deshidratar los vapores de tope y evitar la formación de hidratos. La corriente que sale de los Condensadores a  $-13^{\circ}\text{F}$  es enviada al Acumulador de Reflujo de la Deetanizadora D-3110 donde se separa el vapor, los condensados de hidrocarburos y la fase acuosa (glicol/agua). La fase vapor es enviada a los Intercambiadores Gas/Gas (E-6100 A/B y E-6105 A/B) donde se calienta y pasa al Separador de Gas Residual D-3185, los condensados de hidrocarburos que salen del D-3110 son tomados por las bombas P-1110/P-1115 y bombeadas a la torre Deetanizadora como reflujo (fluido de absorción).

El D-3110 está diseñado con una bota para permitir la separación del condensado y de la fase acuosa. La fase acuosa es enviada hacia el sistema de regeneración de glicol.

En la torre Deetanizadora, los líquidos que bajan del plato N°1 son llevados al Reboiler de la Deetanizadora E-6130 donde ganan calor del aceite caliente que pasa a través de los tubos de este intercambiador. Los vapores generados regresan al plato N°1 mientras que el líquido con alto contenido de propano y butanos regresan al fondo de la columna donde mantienen inventario requerido para una operación continua y constante. Los líquidos finalmente dejan el fondo para continuar el proceso.

- **Sección de la Debutanizadora**

Los líquidos provenientes del fondo de la Deetanizadora a una temperatura de 323°F y 292 psig se expanden en la LV-2100 hasta una presión de 180 psig y 290°F. Los líquidos son precalentados en el Intercambiador Carga/Fondos de la Debutanizadora E-6135 con la corriente del fondo de la Debutanizadora hasta una temperatura de 293°F. La alimentación de la torre Debutanizadora (T-2110) se hace en el plato N°17. La presión del tope de la Debutanizadora se mantiene en 160 psig mediante la PV-2110B que regula la cantidad de vapores que pasan por los Condensadores de Reflujo de la Debutanizadora AC-7100 A/B y AC-7105A/B. El GLP condensado es llevado al Acumulador de Reflujo de la Debutanizadora D-3115.

El líquido es tomado por las bombas P-1120/P-1125 y enviado a la columna Debutanizadora como reflujo. El GLP producto es enviado a almacenamiento.

Los líquidos que bajan del plato N°1 son llevados al Reboiler de la Debutanizadora E-6140 donde ganan calor del aceite caliente que pasa a través de los tubos de este intercambiador. Los vapores generados regresan a la entrada del plato N°1 mientras que el líquido con alto contenido de HAS regresa al fondo de la columna. Los líquidos finalmente dejan el fondo de la columna a una temperatura de 315°F y luego mediante intercambio de calor en el Intercambiador de Alimentación/Fondos de la Debutanizadora E-6135 se enfrían hasta una temperatura de 300°F. El HAS es enfriado hasta una temperatura de 115°F en el Enfriador de HAS AC-7110 A/B pasando luego una parte a la zona de almacenamiento, y la otra al Tanque Pulmón de HAS D-3120.

El HAS del D-3120 es tomado por las bombas P-1140/P-1145 y enviado como fluido absorbente a la columna Deetanizadora.

### **Descripción de los equipos incluidos en este sistema**

- E-6120 / E-6125: Condensadores de Reflujo de la Deetanizadora
- D-3110: Acumulador de Reflujo de la Deetanizadora
- P-1110 / P-1115: Bombas de Reflujo de la Deetanizadora
- T-2100: Torre Deetanizadora
- E-6130: Reboiler de la Deetanizadora
- E-6135: Intercambiador Carga/Fondos de la Debutanizadora
- T-2110: Torre Debutanizadora

- AC-7100 A/B, AC-7105 A/B: Condensadores de Reflujo de la Debutanizadora
- D-3115. Acumulador de Reflujo de la Debutanizadora
- P-1120 / P-1125: Bombas de Reflujo de la Debutanizadora
- E-6140: Reboiler de la Debutanizadora
- AC-7110 A/B: Enfriadores de HAS
- D-3120: Tanque Pulmón de HAS
- P-1140 / P-1145: Bombas de HAS

La configuración de los recipientes y equipos descritos en el presente apartado, están indicados en el Anexo N° 3 – *Diagrama de Flujo de Proceso – Fractionation System*.

### 5.2.3. SALIDA DE GAS A EEP SA

El gas residual a la salida del Acumulador de Reflujo de la Deetanizadora D-3110 con una temperatura de  $-13^{\circ}\text{F}$  es calentado en los Intercambiadores Gas/Gas (E-6100 A/B y E-6105 A/B) hasta una temperatura de  $118^{\circ}\text{F}$ . El gas seco entra al Separador de Gas Residual D-3185 donde se remueve el líquido arrastrado desde el tope de la Deetanizadora. El control de presión del tope de la Deetanizadora se mantiene en 282 psig mediante el control de presión PIC-3110. La presión de salida de la Planta es de 270 psig. El gas seco se envía a la Central Eléctrica Malacas.

El gas combustible requerido en el Horno del Sistema de Calentamiento con Fluido Térmico, gas de blanketing, gas para pilotos y gas de barrido del sistema de antorcha, es tomado de la corriente de gas seco (gas residual) a la salida de la Planta.

### **Descripción de los equipos incluidos en este sistema**

- D-3185: Separador de Gas Residual

La configuración de los recipientes y equipos descritos en el presente apartado, están indicados en el Anexo N° 2 – *Diagrama de Flujo de Proceso – Inlet System*.

#### **5.2.4. SISTEMA DE INYECCIÓN Y REGENERACIÓN DE GLICOL**

El mono etilenglicol (MEG) rico proveniente de los Chillers y de los Condensadores de Tope de la Deetanizadora son tratados en esta unidad para eliminar el agua y retornar la corriente de glicol pobre del 85% en peso, hacia el proceso.

Las corrientes de glicol rico proveniente del Separador Frío y del Acumulador de Reflujo de la Deetanizadora se mezclan para entrar a la unidad de regeneración de glicol, la corriente es precalentada en los Intercambiadores de Glicol Pobre/Rico E-6150 A/B hasta 148°F para luego pasar a la Columna de Regeneración de MEG E-6185 donde es precalentada nuevamente a 170°F para pasar luego al Separador Flash de Glicol D-3175.

Los vapores de hidrocarburos generados en esta vaporización instantánea son enviados a la antorcha mientras que los líquidos de hidrocarburos se separan de la fase de glicol por diferencia de densidades. El separador flash posee un coalescedor interno el cual es empleado para favorecer y acelerar la separación de las fases líquidas (glicol e hidrocarburos) y el desprendimiento de los vapores. El baffle del separador se emplea para separar finalmente los hidrocarburos líquidos del glicol, derivándolos al sistema de drenaje cerrado.

El glicol rico que deja el D-3175 pasa en forma total por el Filtro de Partículas F-9110 y en forma parcial (30% de caudal) por el Filtro de Carbón Activado F-9105, este filtrado es realizado para retirar trazas de hidrocarburos y partículas sólidas que pudieron haber ingresado al módulo de regeneración y no ser retirados en su totalidad en el Separador Flash.

Después de este flashing la mezcla de glicol rico ingresa al regenerador de glicol por la torre E-6185 para pasar al cuerpo del Reboiler de Glicol E-6145 donde se lleva a cabo la regeneración a 268°F. En el E-6145 se eleva la concentración de la solución acuosa de MEG hasta el valor especificado de 85% en peso.

El calor necesario para la regeneración es provisto por calentamiento indirecto de un serpentín, inmerso en glicol, por el cual circula HOT OIL a 382°F.

La temperatura de este Reboiler se mantiene mediante el control de temperatura TIC-6145, que actúa sobre la válvula de control TV-6145 para hacer pasar el aceite caliente requerido para este equipo.

Los vapores de salida de la columna del regenerador atraviesan un separador, en donde el fluido bifásico es separado. Los vapores de agua son venteados a una zona segura mientras que el líquido se conecta al sistema de drenajes abiertos.

La corriente de glicol pobre pasa por rebose al Acumulador de Glicol D-3180 para luego alimentar las Bombas de Glicol Pobre P-1150/P-1155. Aguas arriba de la succión de estas bombas se encuentra instalado el Intercambiador E-6150 A/B para enfriar esta corriente a 104°F con el glicol rico que entra a la columna. Las bombas de glicol elevan la presión de esta corriente para alimentar los Intercambiadores Gas/Gas, Chillers y Condensadores de Reflujo de la Deetanizadora y continuar con el proceso de inhibición de hidratos.

### **Descripción de los equipos incluidos en este sistema**

- E-6150 A/B: Intercambiadores de Glicol Pobre / Rico
- E-6185: Columna de Regeneración de Glicol
- E-6145: Reboiler de Glicol
- D-3180: Acumulador de Glicol
- D-3175: Separador Flash de Glicol
- F-9105: Filtro de Carbón Activado
- F-9110: Filtro de Partículas
- P-1150 / 1155: Bombas de Glicol Pobre

Los recipientes y equipos descritos en el presente apartado, están indicados en el Anexo N° 7 – *P&ID – Glycol Regeneration System*.

#### 5.2.5. SISTEMA DE CALENTAMIENTO CON FLUIDO TÉRMICO

El fluido de calentamiento es el Therminol 55. El sistema consiste de un circuito cerrado con un sistema de bombeo, horno de calentamiento y tanque de expansión.

El fluido de retorno es tomado por las Bombas P-1130/P-1135 para ser enviado al Horno a una presión de 163 psig y una temperatura de 374°F.

El fluido de calentamiento se divide en 2 corrientes para alimentar los 2 bancos de tubos del Horno. La temperatura a la salida del Horno es mantenida en 550°F mediante el control de temperatura TIC-8100E que actúa sobre la válvula PV-8100E sobre la corriente de gas combustible que alimenta los quemadores del Horno. La corriente caliente se divide en 2 para alimentar los Reboilers de las columnas Deetanizadora y Debutanizadora. El duty de cada uno de estos usuarios es controlado mediante un controlador de temperatura, que regula el caudal de aceite caliente que entra a cada uno de los Reboilers. La corriente de aceite que sale de los Reboilers se une nuevamente y parte del fluido alimenta el Reboiler de Glicol, la corriente de salida se dirige hacia la línea de retorno del fluido de calentamiento.

##### **Descripción de los equipos incluidos en este sistema**

- D-3170: Tanque de Expansión de Fluido Térmico
- H-8100: Horno
- P-1130 / P-1135: Bombas de Fluido Térmico

Los recipientes y equipos descritos en el presente apartado, están indicados en el Anexo N° 5 – *Diagrama de Flujo de Proceso – Heat Medium System* y Anexo N° 6 – *P&ID – Heat Medium Heater*.

#### 5.2.6. SISTEMA DE REFRIGERACIÓN CON PROPANO

El propósito del sistema de refrigeración es proveer el medio de enfriamiento mecánico a los Chillers y a los Condensadores de la Deetanizadora.

El circuito cerrado de refrigeración se inicia con el Acumulador de Refrigerante D-3125, el cual recibe el propano líquido a 120°F y 233 psig. El propano líquido pasa a través de los Economizadores instalados en cada uno de los compresores.

En estos economizadores, parte del propano líquido es expandido hasta 68 psig mediante una válvula de control que mantiene la temperatura del propano vapor a la salida de este economizador. Mediante el proceso anterior, el propano líquido es subenfriado hasta una temperatura de 54°F.

El propano líquido se divide en 2 corrientes para alimentar los Chillers y los Condensadores de Reflujo de la Deetanizadora.

El fluido refrigerante ingresa a estos usuarios mediante la válvula de control de nivel, de acuerdo con el duty requerido por cada uno de ellos. La temperatura del fluido refrigerante a la salida de la válvula de expansión es de -20.4°F mientras que a la salida del intercambiador se encuentra a -18°F.

Para remover el aceite lubricante arrastrado de los compresores, cada uno de estos intercambiadores cuenta con un Recuperador de Aceite.

En caso de presencia de aceite lubricante, debido a la diferencia de densidades, este permanecerá en el fondo del casco del kettle. Para retirar este aceite, parte del líquido del fondo del intercambiador se envía en forma intermitente hacia el Recuperador de Aceite, el cual es calentado con un serpentín por donde pasa una corriente de propano proveniente de la descarga de los compresores a 166°F.

A esta temperatura, el contenido de propano almacenado en el Recuperador de Aceite se vaporiza y regresa al circuito de propano quedando solamente el aceite lubricante que finalmente es descargado en forma manual al sistema cerrado de drenajes.

Los vapores de propano a -18°F provenientes de los Chillers y de los Condensadores de Reflujo de la Deetanizadora, son recogidos en un colector general para ser llevados hasta el Separador de Succión de Refrigerante D-3135. En este recipiente son removidas las trazas de productos pesados arrastrados en esta corriente de propano que luego son enviadas al cabezal de la antorcha en forma manual.

Los vapores de propano son tomados por el sistema de compresión a 8.0 psig y -18.3°F y son descargados a 233 psig y 172°F.

El sistema de compresión está constituido por 2 compresores idénticos del tipo tornillo de 1600 hp cada uno (C-5100/C-5110).

A la descarga de los compresores se tiene los Condensadores de Refrigerante AC-7115 A/B, AC-7120 A/B, tipo enfriadores con aire con una bahía cada uno, para condensar todo el propano a una temperatura de 120°F pasando luego al Acumulador de Refrigerante, cerrando así el circuito de refrigerante.

#### **Descripción de los equipos incluidos en este sistema**

- D-3125: Acumulador de Refrigerante
- D-3135: Separador de Succión de Refrigerante
- AC-7115 A/B, AC-7120 A/B: Condensadores de Refrigerante
- D-3150 / D-3155 / D-3160 / D-3165: Recuperadores de Aceite
- C-5100 / C-5110: Compresores de Refrigerante

Los recipientes y equipos descritos en el presente apartado, están indicados en el Anexo N° 4 – *Diagrama de Flujo de Proceso – Refrigeration System*.

#### **5.2.7. SISTEMA DE DRENAJES**

El sistema de drenajes está conformado por el Sistema de Drenajes Cerrados y Abiertos.

Este Sistema está compuesto por un sistema de tuberías que direccionan los drenajes, de todos los equipos de proceso y tanques de almacenamiento, hacia el sistema de drenaje cerrado y abierto, de acuerdo a la naturaleza del drenaje (agua o productos GLP - HAS).

Cada Sistema (drenaje abierto o cerrado) cuenta con su propio sistema de captación y bombeo.

El Sistema de Drenaje Abierto cuenta con dos pozas de captación (Poza API y Poza de Evaporación) y un Tanque (Slop). La fase de hidrocarburos de la Poza API se bombea hacia el Tanque Slop y del Tanque Slop hacia la cisterna de retiro de producto. La fase acuosa se deriva hacia la Poza de Evaporación.

El Sistema de Drenaje Cerrado cuenta con un tanque de captación (Separador de Drenajes Cerrados). En este equipo se separan los hidrocarburos del agua. Los hidrocarburos, dependiendo de su condición, son enviados a reproceso o, en todo caso, al Tanque Slop. La fase acuosa se bombea hacia la Poza API.

#### **Descripción de los equipos incluidos en este sistema**

- D-3304: Separador de Drenaje Cerrado
- PZ-9301: Poza API
- TK-2301: Tanque Slop
- P-1335: Bomba de Hidrocarburos del D-3304 a Reproceso o Tanque Slop
- P-1340: Bomba de agua del D-3304 a la Poza API
- P-1325: Bomba de Hidrocarburos de Poza API al Tanque SLOP
- Poza de Evaporación

Los recipientes y equipos descritos en el presente apartado, están indicados en el Anexo N° 8 – *P&ID – Sistema de Drenaje Cerrado* y Anexo N° 9 – *P&ID – Sistema de Drenaje Abierto*.

**CAPITULO VI**  
**ESTUDIO DE LOS SISTEMAS OPTIMIZADOS**

## VI. ESTUDIO DE LOS SISTEMAS OPTIMIZADOS

### 6.1. SISTEMA DE INYECCIÓN Y REGENERACIÓN DE GLICOL

#### 6.1.1. CONDICIONES DE OPERACIÓN

Las condiciones de operación de este sistema, se muestran en la siguiente tabla:

**Tabla N° 20 – Condiciones de Operación – Sistema de Inyección y Regeneración de Glicol**

VARIABLE	INSTRUMENTO DE CONTROL	LUGAR DE MEDICIÓN	VALOR NORMAL	RANGO DE VARIACIÓN PERMITIDO
<b>Inyección de Glicol a equipos</b>				
Presión de descarga de las bombas de glicol pobre (P-1150/1155)	PI-1150/PI-1155	SKID 9	320 psig	320 – 380 psig
Entrada de glicol pobre a Intercambiadores gas/gas (E-6100/6105)	FI-6100A/B FI-6105A/B	Sala de Control / SKID 2	3.0 GPM	2.6 – 3.0 GPM
Entrada de glicol pobre a Chillers de Gas (E-6110/6115)	FI-6110 FI-6115	Sala de Control / SKID 2	0.50 GPM	0.4 – 0.6 GPM
Entrada de glicol pobre a Condensadores de Reflujo de la Deetanizadora (E-6120/6125)	FI-6120 FI-6125	Sala de Control / SKID 3	0.25 GPM	0.25 – 0.30 GPM
<b>Regeneración de Glicol</b>				
Presión en el Separador Flash de Glicol (D-3175)	PI-3175	SKID 9	28.5 psig	28 - 34 psig
Temperatura del Reboiler de Glicol (E-6145)	TI-6145C	Sala de Control / SKID 9	268°F	---

Temperatura de ingreso de glicol rico al SKID 9	TI-3105 TI-3110	SKID 2 / 3	- 13°F	---
Temperatura de salida de glicol pobre del SKID 9	TI-6150B	Sala de Control/ SKID 9	104°F	HT: 200°F
Nivel del Separador Flash de Glicol (D-3175)	LIC-3175A	Sala de Control / SKID 9	51%	LL: 50% HL: 86.5%
Nivel del Reboiler de Glicol (E-6145)	LI-6145	Sala de Control / SKID 9	68%	LL: 60.96%
Nivel del Acumulador de Glicol (D-3180)	LI-3180	Sala de Control / SKID 9	50%	LL: 35% HL: 80%

*Fuente: Delta V – GMP*

Con las condiciones de operación especificadas, se debería regenerar el glicol de tal manera que el glicol pobre resultante tenga una composición de 85% en peso de MEG (haciendo efectiva la inhibición de hidratos en los equipos fríos).

#### 6.1.2. PROBLEMAS OPERATIVOS PRESENTADOS

El principal problema operativo encontrado en el Sistema de Inyección y Regeneración de Glicol fue su inestabilidad frente a las variaciones en el volumen de gas procesado propio de la operación. Las continuas variaciones en las entregas de gas, requerían mayor flexibilidad de este sistema para regular la inyección de glicol a los equipos fríos de manera de no afectar la operación de éstos por formación de hidratos.

A continuación se describe los problemas presentados debido a la operación de este Sistema:

#### 6.1.2.1. INESTABILIDAD DEL SISTEMA

Según se detalla en la Tabla N°20 (Condiciones de Operación), el flujo de inyección de glicol a los equipos fríos es como sigue:

- E-6100 / E-6105: 3.0 GPM
- E-6110 / E-6115: 0.50 GPM
- E-6120 / E-6125: 0.25 GPM

Debido a las variaciones en el volumen de gas procesado, se debía mantener el flujo de inyección de glicol a cada equipo, aún cuando las entregas disminuyan o aumenten.

En un escenario de operación normal, se veía que el nivel en el Acumulador de Glicol (D-3180) disminuía continuamente. Por este motivo, se regulaba la velocidad de la bomba de glicol con la finalidad de disminuir el flujo de inyección a los equipos, de manera de mantener el nivel del Acumulador de Glicol en niveles normales de control (40 – 50%), además, se evitaba que la bomba cavite por bajo nivel del D-3180.

El flujo de inyección de glicol a equipos se llegó a regular a los siguientes valores:

- E-6100 / E-6105: 0.75 GPM
- E-6110 / E-6115: 0.30 GPM
- E-6120 / E-6125: 0.20 GPM

Para el primer semestre de operación de la Planta (2008 – 2009), se tenía un elevado consumo de MEG : 4 - 5 cilindros/mes. Este valor estaba muy por encima de lo calculado en el diseño (ver Tabla N°21).

La siguiente tabla muestra los consumos calculados en la ingeniería de detalle y el consumo que se venía teniendo:

**Tabla N° 21 – Consumo de MEG. Diseño vs. Operación**

<b>CONSUMO</b>	<b>DISEÑO (Para 40 MMSCFD)</b>	<b>OPERACIÓN (Para &lt; 40 MMSCFD)</b>
<b>cilindros/mes</b>	2.4	4 - 5

*Fuente: Datos de Operación – GMP*

Además del consumo elevado de MEG; como consecuencia de la disminución de los flujos de inyección de glicol en los equipos de enfriamiento del gas, el glicol se acumulaba en los tubos de los intercambiadores de calor gas/gas y chillers, esto ocasionaba realizar procedimientos de calentamiento del tren de enfriamiento afectado por la acumulación de glicol para poder desplazar este volumen hacia el SKID de GLICOL.

Los indicadores que reflejan acumulación de glicol en los tubos de los equipos mencionados son:

- Presión diferencial alta del tren afectado (cerca de 5 psi).
- Alta diferencia de temperaturas de salida de gas entre ambos trenes de enfriamiento ( $> 10$  °F).

En la siguiente tabla se muestran los instrumentos de control y valores de alarma que indican la acumulación de glicol en los equipos.

**Tabla N° 22 – Indicadores de Acumulación de Glicol en Equipos**

<b>EQUIPO</b>	<b>INSTRUMENTOS DE CONTROL</b>	<b>VALOR DE ALARMA</b>
<b>Intercambiadores Gas/Gas</b>	PDIT-6100 / PDIT-6105	HPD: 5 psi
	TIT-6100 / TIT-6105	HT: 65°F LT: 0°F
<b>Chillers de Gas</b>	PDIT-6110 / PDIT-6115	HPD: 5 psi
	TIT-6110 / TIT-6115	HT: 0°F LT: -18°F

*Fuente: Delta V – GMP*

El procedimiento de calentamiento del tren de enfriamiento afectado requería que se aumentara la temperatura de salida de gas de los equipos por unas horas hasta finalizar el desplazamiento de glicol, es decir, se trabajaba por encima de -13°F, llegando a temperaturas positivas.

Todo esto hacía muy inestable el proceso en general, afectando directamente a la eficiencia de recuperación de LGN.

#### 6.1.2.2. COMPOSICIÓN INADECUADA DE MEG EN EL GLICOL POBRE

La importancia de conocer la composición del glicol pobre y glicol rico, se debe a:

- Glicol pobre; con la composición del glicol pobre se puede conocer la temperatura de congelamiento de esta solución y, de esta manera, asegurar que se encuentre por debajo de la temperatura más baja del proceso (-13°F) a fin de evitar la formación de hidratos en los equipos.
- Glicol rico; la composición de glicol rico cuando se compara con la del glicol pobre, es un indicativo de la eficiencia de la regeneración.

Según los datos de diseño, el glicol rico debía tener la siguiente composición: 78.3% en peso de MEG y 21.7% en peso de Agua.

Debido a la importancia descrita, se realizaron los análisis de muestras de glicol rico y pobre a partir del segundo trimestre del año 2009. Los puntos de muestreo considerados fueron:

- Salida de glicol rico del D-3175 (LV-3175A).
- Salida de glicol pobre del D-3180 (Bombas P-1150/P-1155).

Los resultados de laboratorio arrojaron las siguientes composiciones:

**Tabla N° 23 – Composición del Glicol Pobre y Rico**

Fecha	Glicol Pobre (% peso)		Glicol Rico (% peso)	
	MEG	Agua	MEG	Agua
30 – 04 – 09	92	8	79	21
08 – 05 – 09	95	5	78	22
19 – 05 – 09	91	9	81	19
22 – 05 – 09	95	5	81.5	18.5
09 – 06 – 09	93.5	6.5	81	19

*Fuente: Laboratorio – GMP*

Para el caso del glicol pobre, se relacionó los resultados obtenidos con el punto de congelamiento que le corresponde.

**Tabla N° 24 – Punto de congelamiento del Glicol Pobre**

Fecha	Glicol Pobre	Temperatura
	% peso de MEG	°F
30 – 04 – 09	92	-13
08 – 05 – 09	95	-4
19 – 05 – 09	91	-15
22 – 05 – 09	95	-4
09 – 06 – 09	93.5	-7

De acuerdo con los resultados, la temperatura de congelamiento del glicol pobre se encontraba muy cerca a la temperatura más baja del proceso y, en algunos casos, era superior.

Se confirmaba de esta manera las presiones diferenciales altas en los trenes de enfriamiento, los cuales alertaban, además de la acumulación de glicol en los equipos, la posible formación de hidratos por estar muy cerca de la temperatura de congelamiento de la solución de glicol.

Hasta este momento, no se mostraba evidencia de taponamiento de tuberías y equipos por hidratos, quizá, en parte, por el continuo procedimiento de desplazamiento de glicol implementado en la operación y, en parte, a la puesta fuera de servicio de uno de los trenes por disminución del volumen de gas procesado, procedimiento operativo que ayudaba indirectamente a calentar el tren, desplazando así la solución acuosa de glicol existente en los tubos de los equipos.

### 6.1.3. SOLUCIONES PROPUESTAS A LOS PROBLEMAS ENCONTRADOS

Para estabilizar el sistema y alcanzar la composición de glicol rico y pobre adecuada, se consideró lo siguiente:

- Evaluación del efecto de la temperatura del Regenerador de Glicol (E-6145) en el Sistema.
- Flujos mínimos de inyección de glicol a los equipos.

#### 6.1.3.1. EVALUACIÓN DEL EFECTO DE LA TEMPERATURA DEL REGENERADOR DE GLICOL EN EL SISTEMA

La importancia de la temperatura del Regenerador de Glicol responde a lo siguiente:

- Mediante la temperatura del Regenerador de Glicol se puede realizar el ajuste de la composición del glicol pobre.
- Altas temperaturas en el Regenerador originan el arrastre y pérdida de glicol en el vapor de agua despojado.

Desde el inicio de la operación, se mantenía la temperatura de operación del Regenerador en 268°F, según el valor de diseño.

De acuerdo con el consumo mensual de MEG y los resultados de los análisis de las muestras de glicol pobre, se realiza la siguiente matriz de evaluación de la solución propuesta.

Tabla N° 25 – Matriz de Evaluación de la Solución Propuesta

Problema	Causa	Valor actual de la variable	Consecuencia	Solución Propuesta	Instrumento de Control	Tendencia del Ajuste	Motivo del Ajuste	Indicadores de la Efectividad del Ajuste	Efecto esperado
Consumo elevado de MEG	Alta Temperatura del Regenerador de Glicol (E-6145)	268°F	Pérdida de MEG con los vapores de agua a la salida del Regenerador de Glicol	Modificar la temperatura de regeneración	TI-6145C	Disminución gradual de la temperatura de regeneración (En intervalos de 2 a 4°F)	Evaluar si las pérdidas de MEG responden a una elevada temperatura	Consumo mensual de MEG	- Disminución del consumo mensual de MEG  - Control del consumo mensual de MEG relacionado con el volumen de gas procesado.
Composición inadecuada de MEG en el glicol pobre	Alta Temperatura del Regenerador de Glicol (E-6145)	268°F	- Temperatura de congelamiento cercano al valor de temperatura más baja del proceso.  - Riesgo de formación de hidratos en los tubos de los equipos.	Modificar la temperatura de regeneración	TI-6145C	Disminución gradual de la temperatura de regeneración (En intervalos de 2 a 4°F)	Evaluar la composición de MEG en el glicol pobre con una temperatura de regeneración más baja, a fin de hallar el valor de temperatura adecuado que permita el 85% en peso de MEG.	Resultados de Laboratorio	- Obtener una solución de glicol pobre al 85% en peso de MEG.  - Condiciones de operación fuera del rango de formación de hidratos.

**Nota:** Ver en capítulo VII, pág. 147 – 150, los resultados de las pruebas realizadas.

### 6.1.3.2. FLUJOS MÍNIMOS DE INYECCIÓN DE GLICOL A EQUIPOS

La depresión del punto de rocío del gas no solo depende de la temperatura de enfriamiento a la que se someta el gas, sino también de la cantidad y la concentración del glicol inyectado, proporcionando los volúmenes adecuados se logra entre el glicol y el gas unas condiciones de equilibrio propicias para reducir el punto de rocío.

Puesto que el tema de la concentración del glicol ya se evaluó en el ítem 6.1.3.1., dedicaremos este espacio a evaluar la cantidad de glicol inyectado en los equipos.

La importancia de la cantidad de glicol inyectado a los equipos responde a lo siguiente:

- El flujo de inyección de glicol debe ser el adecuado para garantizar una aspersion homogénea en los tubos de los equipos.
- Con cantidades pequeñas y menores al flujo mínimo de las boquillas, la aspersion pasa a ser un goteo, dando lugar a la acumulacion de glicol en los tubos.

Mientras que con flujos mayores, también se favorece la acumulacion de glicol en los tubos de los intercambiadores.

Los flujos de inyección de glicol a los equipos sometidos a enfriamiento se mantenían en:

- Intercambiadores Gas/Gas: 0.75 GPM
- Chillers de Gas: 0.30 GPM
- Condensadores de Reflujo de la Deetanizadora: 0.20 GPM

Se detalla a continuación el tipo de boquillas de inyección de glicol utilizado en la Planta y el flujo mínimo recomendado por el fabricante.

**Tabla N° 26 – Boquillas de Inyección de Glicol**

<b>Tipo de Boquilla</b>	<b>Standard Spray Nozzle</b>	<b>Capacidad de la boquilla</b>	<b>Ángulo de aspersion</b>	<b>Servicio</b>
<b>Recto</b>	1/8 G-316SS 2.8 W	0.28 GPM @ 10 psi	120°	Chillers / Condensadores
<b>Recto</b>	1/2 G-316SS 35 W	2.6 GPM @ 5 psi	114°	Intercambiadores Gas/Gas
<b>Ángulo recto</b>	1/2 GA-316SS 35 W	2.6 GPM @ 5 psi	114°	Intercambiadores Gas/Gas

De acuerdo con los indicadores que reflejan la acumulación de glicol en los tubos de los equipos, se realiza la siguiente matriz de evaluación de la solución propuesta.

Tabla N° 27 – Matriz de Evaluación de la Solución Propuesta

Problema	Causa	Valor actual de la variable	Consecuencia	Solución Propuesta	Instrumento de Control	Tendencia del Ajuste	Motivo del Ajuste	Indicadores de la Efectividad del Ajuste	Efecto esperado
Acumulación de glicol en equipos	Disminución de flujos de inyección de glicol	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Intercambiadores Gas/Gas: 0.75 GPM</li> <li>- Chillers: 0.30 GPM</li> <li>- Condensadores: 0.20 GPM</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Inestabilidad del Sistema.</li> <li>- Eficiencia de recuperación de LGN afectada por procedimiento de calentamiento de equipos para desplazar el glicol acumulado.</li> </ul>	Modificar el flujo de inyección de glicol a equipos	<ul style="list-style-type: none"> <li>- FI-6100A/B, FI-6105A/B</li> <li>- FI-6110 / FI-6115</li> <li>- FI-6120 / FI-6125</li> </ul>	Aumentar los flujos de inyección de glicol al mínimo especificado según el tipo de boquilla	Trabajar con los flujos mínimos suministrados por el fabricante a fin de evitar el goteo de glicol en los equipos producido por una inadecuada aspersion.	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Condiciones de operación.</li> <li>- Eficiencia de Recuperación de LGN.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Presiones diferenciales en los trenes de enfriamiento menores al valor de alarma (&lt; 5 psi).</li> <li>- Diferencia de la temperatura de enfriamiento entre ambos trenes &lt; 10°F.</li> <li>- Menor frecuencia de ejecución del procedimiento de desplazamiento de glicol del tren afectado.</li> <li>- Estabilidad de la operación.</li> </ul>

**Nota:** Ver en capítulo VII, pág. 152, los resultados de las pruebas realizadas.

## 6.2. SISTEMA DE CALENTAMIENTO CON FLUIDO TÉRMICO

### 6.2.1. CONDICIONES DE OPERACIÓN

Las condiciones de operación de este sistema, se muestran en la siguiente tabla:

**Tabla N° 28 – Condiciones de Operación – Sistema de Calentamiento con Fluido Térmico**

VARIABLE	INSTRUMENTO DE CONTROL	LUGAR DE MEDICIÓN	VALOR NORMAL	RANGO DE VARIACIÓN PERMITIDO
Presión del Tanque de Expansión de Fluido Térmico (D-3170)	PI-3170A	Sala de Control / SKID 8	72 psig	---
Flujo de Fluido Térmico de Bombas (P-1130 / P-1135)	FI-3170	Sala de Control / SKID 8	633 GPM	380 – 486 – 633
Temperatura de Entrada de Fluido Térmico al Horno (H-8100)	TI-3170A	Sala de Control / SKID 8	330°F	---
Temperatura de Salida de Fluido Térmico del Horno (H-8100)	TIC-8100E	Sala de Control / Campo	540°F	---
Temperatura en el Arco del Horno (H-8100)	TI-8100H	Sala de Control / Campo	Variable	1100°F – 1310°F
Temperatura de Chimenea del Horno (H-8100)	TI-8100J	Sala de Control / Campo	Variable	590°F – 670°F
Tiro en el Horno (H-8100)	PDI-8100D	Sala de Control / Campo	-0.3 inH <sub>2</sub> O	(-0.2inH <sub>2</sub> O) – (-0.4inH <sub>2</sub> O)
Exceso de Oxígeno en los Gases de Chimenea del Horno (H-8100)	AI-8100	Sala de Control / Campo	Variable	2.0 – 3.8 %O <sub>2</sub>
Apertura de Damper de Chimenea del Horno (H-8100)	HIC-8100P	Sala de Control / Campo	45%	40 – 60%

Presión de Gas Combustible al Horno (H-8100)	PIC-8100E	Sala de Control / Campo	Variable	5.0 – 18 psig
--	-----------	-------------------------------	----------	---------------

*Fuente: Delta V – GMP*

Con las condiciones de operación especificadas, se debería mantener la temperatura de salida del fluido térmico para los usuarios del Sistema (Reboiler de la Deetanizadora, Reboiler de la Debutanizadora y Regenerador de Glicol) y la estabilidad de la operación.

#### 6.2.2. PROBLEMAS OPERATIVOS PRESENTADOS

El principal problema operativo encontrado en el Sistema de Calentamiento con Fluido Térmico fue su inestabilidad para responder a las continuas variaciones en el volumen de gas procesado propio de la operación. Las continuas variaciones en las entregas de gas, requerían mayor flexibilidad de este sistema para mantener la temperatura del fluido térmico, necesario para proveer de calentamiento a los usuarios y no alterar las condiciones de operación de éstos.

A continuación se describe el principal problema presentado en este Sistema:

##### 6.2.2.1. INESTABILIDAD DEL SISTEMA

La inestabilidad de este Sistema se debía a lo siguiente:

- Llamas pulsantes en los quemadores de gas del Horno.
- Apagado de quemadores.

Estas condiciones se presentaban cuando se incrementaba el volumen de gas procesado por encima de 30 MMSCFD, manteniéndose en el periodo de tiempo de procesamiento del volumen especificado, por lo general 5 – 6 horas continuas.

Debido a que estas condiciones se generaban en los quemadores del Horno (04 en total), afectaba directamente y en gran magnitud el calentamiento del fluido térmico, presentándose disminución de la temperatura de salida de fluido térmico del Horno (TIT-8100E) muy por debajo de su valor normal (20 – 40°F por debajo del valor normal de 540°F).

Al disminuir esta temperatura, incidía directamente en el calentamiento de las columnas Deetanizadora, Debutanizadora y en el Regenerador de Glicol. Esto forzaba a una disminución del enfriamiento del gas natural, a fin de no causar otros problemas operativos como enfriamiento extremo de las columnas de fraccionamiento.

El proceso se estabilizaba cuando se normalizaban las condiciones de operación del Horno. Esto sucedía, generalmente, cuando disminuía el volumen de gas a procesar.

Como consecuencia de esta inestabilidad, la eficiencia de recuperación de LGN se veía afectada.

Debido a estos indicadores del problema, se consideró que podría tratarse de falta de aire suministrado al Horno para la combustión.

### 6.2.3. SOLUCIONES PROPUESTAS A LOS PROBLEMAS ENCONTRADOS

Para estabilizar el sistema, se consideró lo siguiente:

- Evaluación del exceso de oxígeno en los gases de combustión y su efecto en la estabilidad del Sistema.

#### 6.2.3.1. EVALUACIÓN DEL EXCESO DE OXÍGENO EN LOS GASES DE COMBUSTIÓN Y SU EFECTO EN LA ESTABILIDAD DEL SISTEMA

El problema de llamas pulsantes y apagado de quemadores, se puede deber a la falta de aire suministrado al Horno para la combustión.

Sin embargo, según la medición del Analizador de Oxígeno, la cantidad de  $O_2$  en los gases de combustión se encontraba en el rango permitido de acuerdo al diseño del Horno.

Según los datos de diseño del Horno, el exceso de oxígeno permitido es de 2.0 – 3.8%.

Se evaluó entonces el Analizador de Oxígeno en sí, con respecto a su calibración y ubicación.

La calibración dio resultados positivos, los valores de medición eran correctos.

Quedaba entonces evaluar la ubicación del Analizador y su efecto en la medición del oxígeno.

La siguiente tabla muestra el lugar de medición de oxígeno recomendado y el que tenemos en Planta.

**Tabla N° 29 – Lugar de Medición de Oxígeno en Hornos**

<b>Analizador de Oxígeno</b>	<b>Lugar</b>	<b>Ventaja</b>	<b>Desventajas</b>
<b>Recomendado</b>	Debajo de la Zona de Protección (Shield Section)	Refleja la cantidad de oxígeno presente en los gases de combustión luego de la reacción.	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Elevada temperatura de la zona radiante.</li> <li>2. Dificil acceso para la medición.</li> </ol>
<b>En Planta</b>	Después de la Zona Convectiva (Convection Section)	Temperatura favorable y acceso más sencillo.	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Las entradas o fugas de aire en la sección convectiva pueden dar lecturas erróneas de oxígeno.</li> <li>2. Los combustibles en los gases de combustión continuarán quemándose sobre los tubos calientes de la zona convectiva y no mostrarán los valores correctos.</li> </ol>

El lugar de medición recomendado y el existente en Planta, se grafica en la siguiente figura.

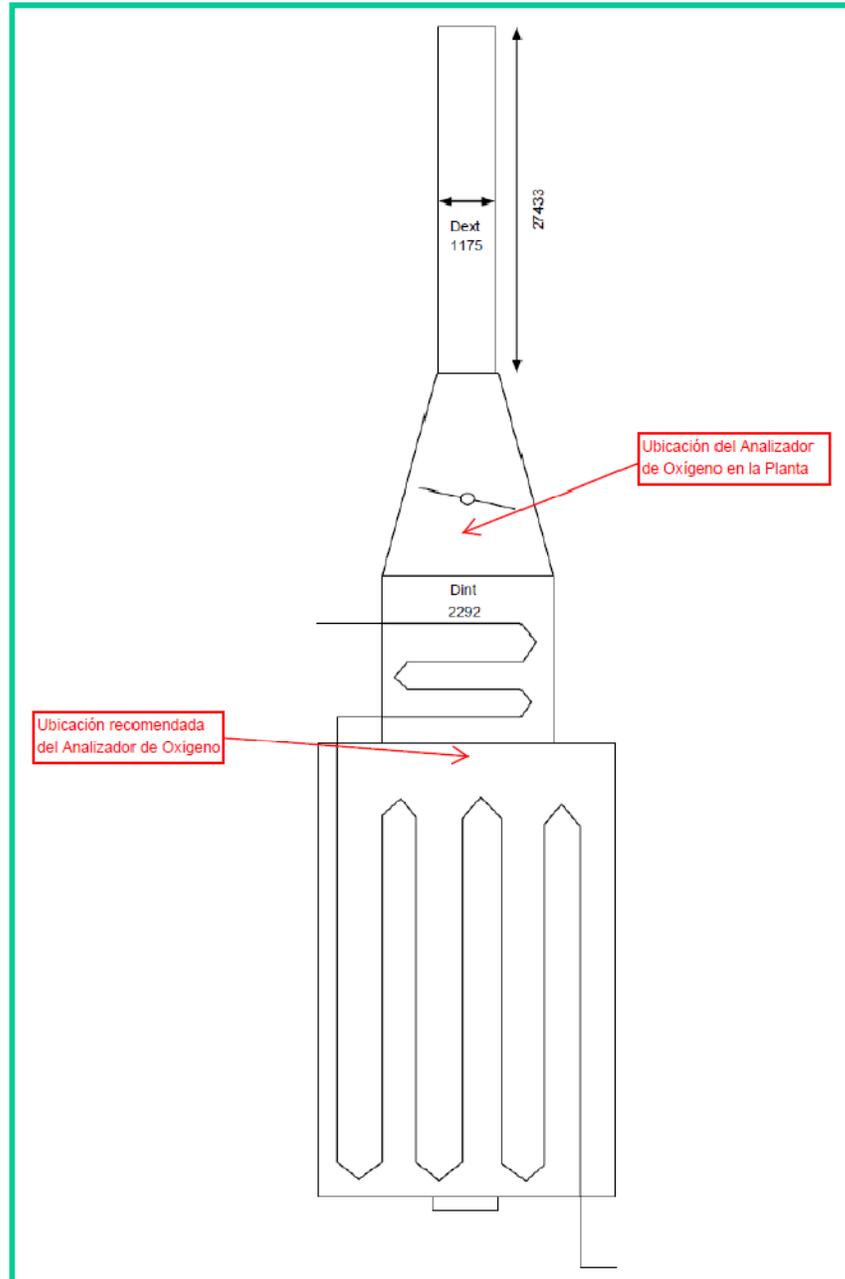


Fig. N° 26 – Ubicación del Analizador de Oxígeno

De acuerdo con el cuadro, el Analizador de Oxígeno instalado en Planta podría dar lecturas erróneas debido a las posibles entradas de aire generadas por su ubicación. Es decir, el valor de oxígeno medido en esta zona (2.0 %) podría estar por encima del valor real de oxígeno producto de la reacción de combustión, que hasta ahora es desconocido.

Con esta consideración, que supone la falta de aire suministrado para la combustión, se realiza la siguiente matriz de evaluación de la solución propuesta.

Tabla N° 30 – Matriz de Evaluación de la Solución Propuesta

Problema	Causa	Valor actual de la variable	Consecuencia	Solución Propuesta	Instrumento de Control	Tendencia del Ajuste	Motivo del Ajuste	Indicadores de la Efectividad del Ajuste	Efecto esperado
1. Llamas pulsantes en los quemadores de gas del Horno. 2. Apagado de quemadores.	Cantidad insuficiente de aire suministrado para la combustión	2.0 % exceso de O <sub>2</sub>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Disminución de la temperatura de salida de fluido térmico del Horno.</li> <li>- No satisfacción de los requerimientos de calor de los usuarios.</li> <li>- Inestabilidad del Sistema.</li> <li>- Eficiencia de recuperación de LGN afectada (baja eficiencia).</li> </ul>	Suministrar mayor cantidad de aire a los quemadores del Horno	1. AI-8100 2. PDI-8100D 3. TIC-8100E 4. TI-8100H 5. PIC-8100E	Aumentar gradualmente la cantidad de aire a los quemadores mediante la apertura de los registros de aire	Evaluar si el problema de llamas pulsantes y apagado de quemadores responden a la falta de aire entregado al Horno	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Condiciones de operación.</li> <li>- Eficiencia de Recuperación de LGN.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Aumento del exceso de O<sub>2</sub> por encima de 4.0%.</li> <li>- Aumento de tiro en el Horno.</li> <li>- Temperatura de salida de fluido térmico estable.</li> <li>- Incremento de la temperatura del arco del Horno.</li> <li>- Incremento en el consumo de gas combustible.</li> <li>- Estabilidad del Sistema.</li> </ul>

**Nota:** Ver en capítulo VII, pág. 154 – 155, los resultados de las pruebas realizadas.

### 6.3. ENFRIAMIENTO DEL GAS NATURAL

#### 6.3.1. CONDICIONES DE OPERACIÓN

Las condiciones de operación de este sistema, se muestran en la siguiente tabla:

**Tabla N° 31 – Condiciones de Operación – Enfriamiento del Gas Natural**

VARIABLE	INSTRUMENTO DE CONTROL	LUGAR DE MEDICIÓN	VALOR NORMAL
Temperatura de Salida de Gas de Chillers (E-6110 / E-6115)	TI-6110 TI-6115	Sala de Control / SKID 2	-13.0°F
Temperatura del Separador Frío (D-3105)	TI-3105	Sala de Control / SKID 2	-12.0 °F
Temperatura de Salida de Gas de Condensadores de Reflujo de la Deetanizadora (E-6120 / E-6125)	TI-6120 TI-6125	Sala de Control / SKID 3	-13.0°F
Temperatura del Acumulador de Reflujo de la Deetanizadora (D-3110)	TI-3110	Sala de Control / SKID 3	-12.0°F
Temperatura de Tope de la Deetanizadora (T-2100)	TI-2100E	Sala de Control	-1.1°F

*Fuente: Delta V – GMP*

Según los cálculos de diseño, la temperatura tanto en el Separador Frío (D-3105) como en el Acumulador de Reflujo de la Deetanizadora (D-3110), se deberían mantener en -13°F.

La eficiencia de recuperación de LGN, no sólo depende de la depresión del punto de rocío del gas natural, además de esto, era importante mantener estable todos los sistemas involucrados y descritos en los ítems anteriores.

En el caso del Enfriamiento del Gas, no se puede hablar de un problema, más que nada lo que se hizo fue buscar alternativas de optimización de la recuperación de LGN aumentando el enfriamiento del gas natural.

### 6.3.2. EVALUACIÓN DEL AUMENTO DE ENFRIAMIENTO DEL GAS NATURAL

Manteniendo la temperatura de salida del gas natural tanto de los Chillers como de los Condensadores de Reflujo de la Deetanizadora en  $-13^{\circ}\text{F}$  (temperatura más baja del proceso), no se logra mantener este valor en el Separador Frío y Acumulador de Reflujo de la Deetanizadora.

El motivo por el que no se mantiene la temperatura entre los Chillers y el Separador Frío, se debe básicamente a pérdidas de enfriamiento por la longitud de tubería.

En el caso de los Condensadores de Reflujo de la Deetanizadora y su Acumulador, también se debe a pérdidas de enfriamiento por el tramo de tubería.

El planteamiento para lograr  $-13^{\circ}\text{F}$  de temperatura en el Separador Frío y Acumulador de Reflujo de la Deetanizadora, es aumentar el enfriamiento en los Chillers y Condensadores.

Este ajuste sólo se podía realizar manteniendo estable todos los sistemas descritos anteriormente y logrando los resultados esperados.

Por tanto:

- Sólo con un Sistema de Inyección y Regeneración de Glicol estable y óptimo, se podrá aumentar el enfriamiento del gas sin correr el riesgo de formación de hidratos.
- Sólo con un Sistema de Calentamiento con Fluido Térmico estable, se podrá aumentar el enfriamiento del gas que significa mayor requerimiento de calor de parte de los usuarios (reboilers de las columnas) para mantener el perfil de temperatura adecuado en la Deetanizadora.

De acuerdo con este planteamiento, se realiza la siguiente matriz de evaluación de la alternativa propuesta.

Tabla N° 32 – Matriz de Evaluación de la Alternativa Propuesta

Variable a Optimizar	Valor actual de las variables	Alternativa Propuesta	Instrumentos de Control	Tendencia del Ajuste	Motivo del Ajuste	Indicadores de la Efectividad del Ajuste	Efecto esperado
1. Temperatura del Separador Frío. 2. Temperatura del Acumulador de Reflujo de la Deetanizadora.	-12°F	1. Aumentar el enfriamiento del gas natural en los Chillers. 2. Aumentar el enfriamiento del condensado en los Condensadores de Reflujo.	TI-3105 TI-3110	1. Disminuir la temperatura del gas en los Chillers hasta conseguir una temperatura estable de -13°F en el Separador Frío. 2. Disminuir la temperatura del condensado en los Condensadores de Reflujo hasta conseguir una temperatura estable de -13°F en el Acumulador.	1. Con el Sistema de Inyección y Regeneración de Glicol estabilizado y optimizado, se puede realizar el ajuste del punto de rocío del gas sin problemas de formación de hidratos. 2. Con el Sistema de Calentamiento estable, se puede suministrar a los usuarios el calor necesario para compensar el mayor enfriamiento en los equipos fríos, de manera de mantener el perfil adecuado de temperatura en las columnas.	1. TI-6110 / TI-6115. 2. TI-6120 / TI-6125. 3. TI-3105 / TI-3110. 4. TI-2100E. 5. Análisis del gas residual, mediante cromatografía. 6. Eficiencia de Recuperación de LGN.	1. Temperatura óptima no mayor de -13°F en el Separador Frío y Acumulador de Reflujo. 2. Disminución de la temperatura de tope de la Deetanizadora. 3. Mayor recuperación de propano. 4. Disminución de la cantidad de propano en la corriente de gas residual. 5. Aumento en la Eficiencia de Recuperación de LGN.

**Nota:** Ver en capítulo VII, pág. 157 – 166, los resultados de las pruebas realizadas.

## **CAPITULO VII**

### **PRUEBAS Y RESULTADOS DE LOS SISTEMAS OPTIMIZADOS**

## VII. PRUEBAS Y RESULTADOS DE LOS SISTEMAS OPTIMIZADOS

### 7.1. SISTEMA DE INYECCIÓN Y REGENERACIÓN DE GLICOL

De acuerdo con el estudio realizado en el capítulo anterior, las soluciones propuestas son:

- Disminución gradual de la temperatura de regeneración de glicol.
- Aumentar los flujos de inyección de glicol al mínimo especificado según el tipo de boquilla.

El ajuste de las condiciones de operación para este sistema se inició en junio del 2009.

#### 7.1.1. DISMINUCIÓN DE LA TEMPERATURA DE REGENERACIÓN DE GLICOL

La disminución de la temperatura se realizó en el Regenerador de Glicol (E-6145). Este ajuste se hizo de manera gradual y acompañado de resultados de laboratorio para conocer la composición del glicol pobre y la efectividad del ajuste.

Considerando la temperatura de operación del E-6145 (268°F), el ajuste se inició disminuyendo 2°F a este valor. La idea era buscar la temperatura en el Regenerador de Glicol hasta conseguir 85% en peso de MEG en el glicol pobre.

Con los resultados de laboratorio, se construyó la siguiente tabla que relaciona la temperatura del Regenerador de Glicol con el % peso de MEG en la solución de glicol pobre.

**Tabla N° 33 – Resultados de la prueba (% peso de MEG vs. Temperatura de Regeneración de Glicol)**

Fecha	abr-09	may-09	may-09	may-09	jun-09
% peso de MEG (glicol pobre)	92.0	95.0	91.0	95.0	93.5
Temperatura del E-6145	267	267	267	267	268

Fecha	jun-09	jun-09	jul-09	jul-09	jul-09
% peso de MEG (glicol pobre)	86.0	86.0	87.0	87.5	87
Temperatura del E-6145	266	265	265	265	264

Fecha	nov-09	nov-09	nov-09	nov-09	dic-09
% peso de MEG (glicol pobre)	91.0	90.5	90.0	90.0	89.0
Temperatura del E-6145	258.6	257.4	258	258	258

Fecha	ene-10	ene-10	ene-10	ene-10	feb-10
% peso de MEG (glicol pobre)	88.0	90.0	87.5	87.5	88.5
Temperatura del E-6145	254	254	254	254	254

Fecha	abr-10	abr-10	may-10	may-10	may-10
% peso de MEG (glicol pobre)	86.5	87.5	89.0	89.0	90.5
Temperatura del E-6145	250	250	250	250	250

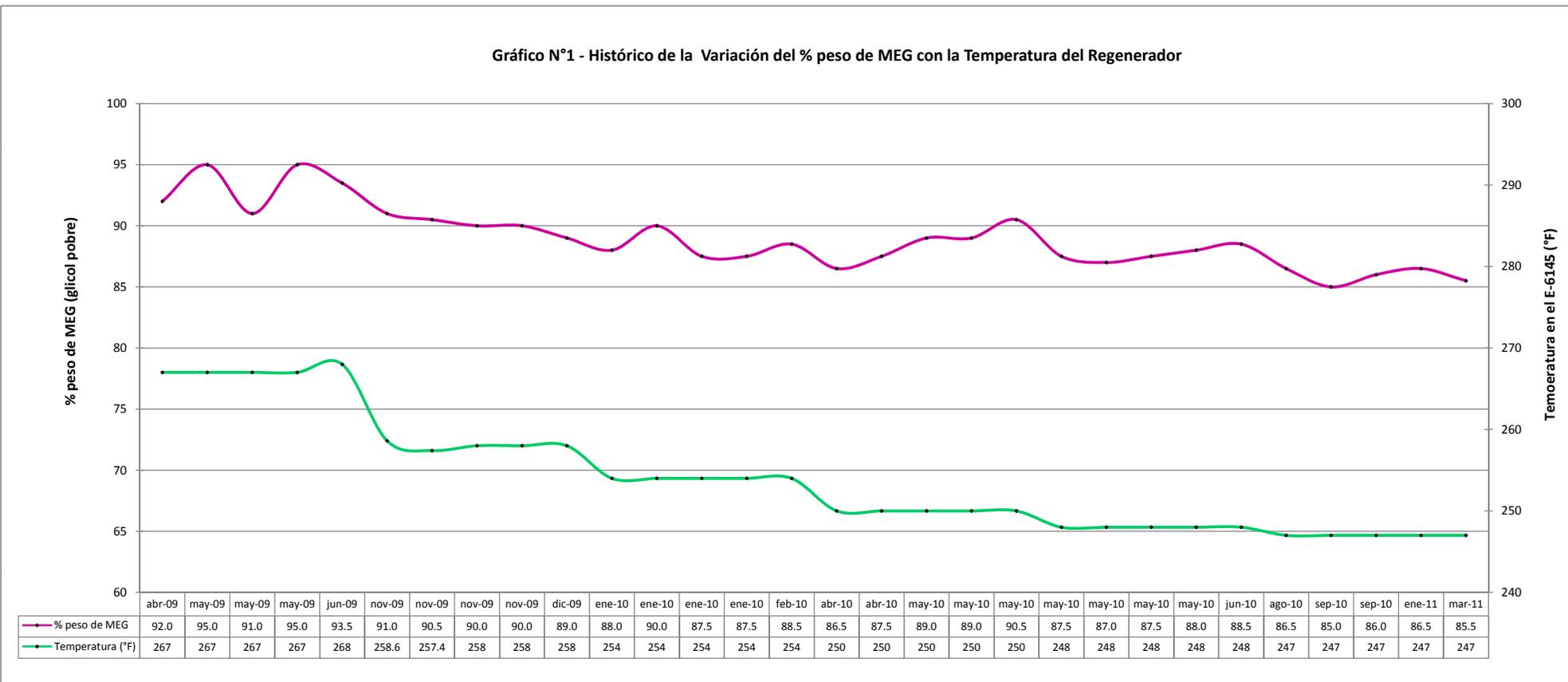
Fecha	may-10	may-10	may-10	may-10	jun-10
% peso de MEG (glicol pobre)	87.5	87.0	87.5	88.0	88.5
Temperatura del E-6145	248	248	248	248	248

Fecha	ago-10	sep-10	sep-10	ene-11	mar-11
% peso de MEG (glicol pobre)	86.5	85.0	86.0	86.5	85.5
Temperatura del E-6145	247	247	247	247	247

Fuente: Laboratorio y Delta V – GMP

Estos resultados se visualizan en el gráfico N°1, que muestra la tendencia de las variables.

Gráfico N°1 - Histórico de la Variación del % peso de MEG con la Temperatura del Regenerador



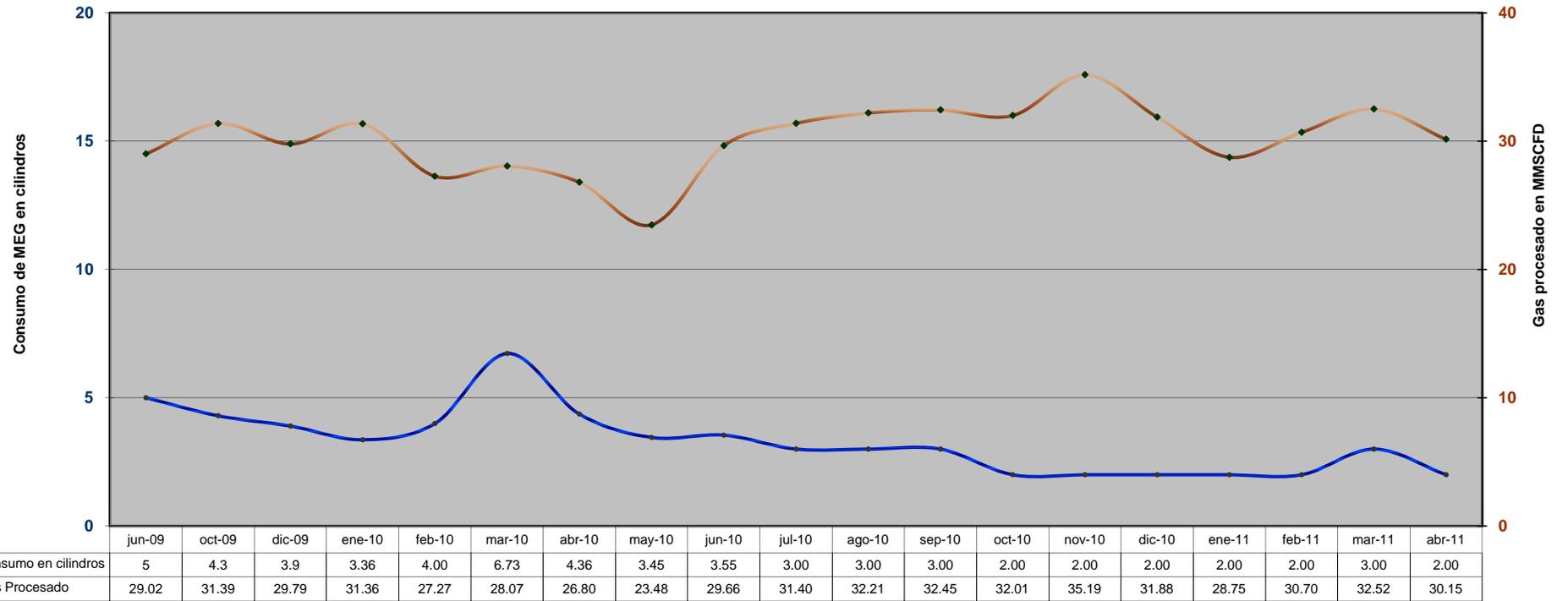
En cuanto al consumo de MEG, se tomaron los datos de la bitácora del Supervisor de Operaciones para conocer el consumo mensual durante la prueba.

**Tabla N° 34 – Resultados de la prueba (Consumo Mensual de MEG)**

Mes	Consumo de MEG	Gas Procesado
	Cilindros	MMSCFD
jun-09	5.00	29.02
oct-09	4.30	31.39
dic-09	3.90	29.79
ene-10	3.36	31.36
feb-10	4.00	27.27
mar-10	6.73	28.07
abr-10	4.36	26.80
may-10	3.45	23.48
jun-10	3.55	29.66
jul-10	3.00	31.40
ago-10	3.00	32.21
sep-10	3.00	32.45
oct-10	2.00	32.01
nov-10	2.00	35.19
dic-10	2.00	31.88
ene-11	2.00	28.75
feb-11	2.00	30.70
mar-11	3.00	32.52
abr-11	2.00	30.15

El gráfico N°2, relaciona el consumo mensual de MEG con el volumen de gas procesado (promedio mensual).

Gráfico N°2 - Consumo mensual de MEG y Gas Procesado



Mes

De acuerdo con los resultados, se comenta lo siguiente:

- Con una temperatura de 247°F en el Regenerador de Glicol, se consigue la composición de 85% en peso de MEG en el glicol pobre.
- La composición de MEG se comienza a estabilizar en 85% ( $\pm$  2.0%), a mediados del 2010.
- A partir del mes de julio del 2010, el consumo mensual de MEG se estabiliza entre 2 – 3 cilindros.

#### 7.1.2. AUMENTO DE LOS FLUJOS DE INYECCIÓN DE GLICOL A EQUIPOS

El ajuste de los flujos de inyección de glicol al valor mínimo según el tipo de boquilla (ver en Cap. VI, pág. 131, Tabla N° 26), se realizó con la regulación de la bomba de glicol pobre.

Se normalizó la inyección de glicol a los equipos de enfriamiento considerando mantenerlos como mínimo en el flujo especificado por el tipo de boquilla, aún con volumen de gas variable.

Para los Intercambiadores Gas/Gas, se aumentó al mínimo especificado por el tipo de boquilla, mientras que para los Chillers de Gas, se mantuvo el flujo considerado en el diseño (valor por encima del flujo mínimo de la boquilla). En el caso de los Condensadores de Reflujo de la Deetanizadora, equipos que no causaron ningún problema, se acordó mantener el flujo considerado en el diseño.

La siguiente tabla muestra el ajuste realizado.

**Tabla N° 35 – Resultados de la prueba (Flujos de Inyección de Glicol a Equipos)**

Equipos	Tag	Valor de operación	Valor mínimo	Ajuste realizado
		GPM	GPM	GPM
Intercambiadores Gas/Gas	E-6100 A/B	0.75	2.60	2.60
	E-6105 A/B	0.75	2.60	2.60
Chiller de Gas	E-6110	0.30	0.28	0.50
	E-6115	0.30	0.28	0.50
Condensadores de Reflujo de la Deetanizadora	E-6120	0.25	0.28	0.25
	E-6125	0.25	0.28	0.25
<b>Flujo total (FQI-6000)</b>		4.10	11.52	11.90

*Fuente: Delta V – GMP*

A partir de mayo del 2010 se pudo realizar este ajuste, debido principalmente a los resultados positivos que venía dando la prueba del ajuste de la temperatura en el Regenerador de Glicol. Con una mayor estabilidad en el nivel del Acumulador de Glicol (D-3180), se pudo iniciar el incremento de los flujos de inyección que significaba un mayor volumen de glicol circulante en el sistema.

De esta manera se aumentó el flujo total de glicol de 4.10 a 11.90 GPM.

El mejor indicativo del resultado positivo de esta prueba, fue el enfriamiento del gas alcanzado en los chillers. De acuerdo con los gráficos N°4, 5 y 6 (ver pág. 160 – 162), hasta el mes de mayo del 2010 no se lograba una temperatura menor de -10°F en el Separador Frío (D-3105) debido a la acumulación de glicol en los tubos de los chillers por bajo flujo de inhibidor.

## 7.2. SISTEMA DE CALENTAMIENTO CON FLUIDO TÉRMICO

De acuerdo con el estudio realizado en el capítulo anterior, la solución propuesta es:

- Aumento de la cantidad de aire a los quemadores mediante la apertura de los registros de aire.

El ajuste de las condiciones de operación para este sistema se inició en setiembre del 2009.

### 7.2.1. AUMENTO DE LA CANTIDAD DE AIRE A LOS QUEMADORES

El aumento de aire para los quemadores del Horno se realizó mediante la apertura de los registros de aire secundario. Este ajuste se hizo de manera gradual y acompañado de un resultado muy confiable y, más que nada, visual, que es la estabilidad de este sistema ante continuas perturbaciones (llamas pulsantes y apagado de quemadores).

Este resultado que muestra estabilidad, venía acompañado de una variable de proceso que indica el valor real del incremento del aire para la combustión, como es la cantidad de oxígeno presente en los gases de combustión que salen del Horno.

Considerando que el exceso de oxígeno se debía mantener entre 2.0 – 3.8%, el ajuste se inició incrementando este valor a 4.0% mediante la apertura de los registros de aire secundario. La idea era encontrar el exceso de oxígeno adecuado que permita mantener estable la operación del Horno sin eventos de llamas pulsantes y apagado de quemadores.

Con los datos del software de control de procesos utilizado en la Planta (Delta V), se construyó el gráfico N° 3 en el que se muestra la tendencia del ajuste del exceso de oxígeno en el Horno.

De acuerdo con los resultados, la estabilidad del Horno se consigue con un exceso de oxígeno de 6 – 7%, a partir de febrero del 2010.

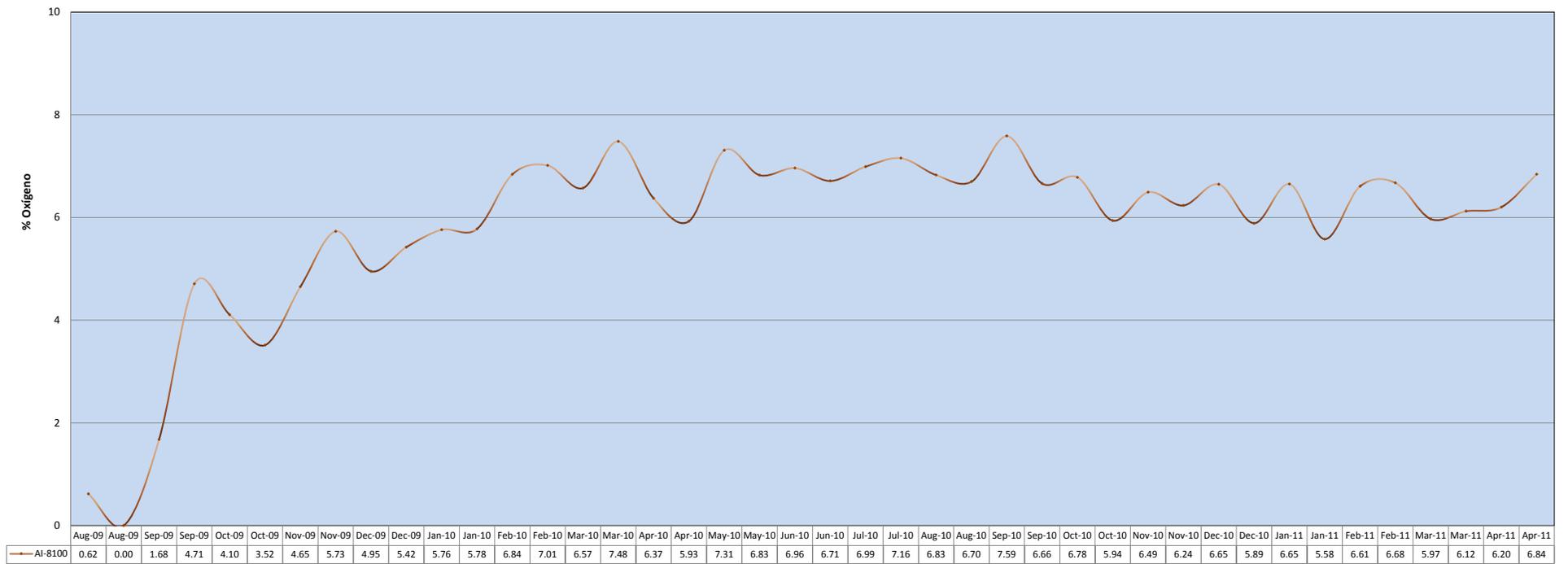
El consumo de gas combustible se mantuvo estable y no fue afectado por el ajuste, claro que su valor varía con el volumen de Gas Procesado diario.

El consumo de gas combustible se ha mantenido, antes y después del ajuste, entre 2.3 – 2.6 % del GNA procesado al día. Siempre por debajo del 3%.

Un mejor indicativo de los resultados positivos de este ajuste, fue la eficiencia de recuperación de LGN. En el año 2010, la tendencia de esta eficiencia era la estabilidad, en un valor de 92%.

En el gráfico N° 7 (ver pág. 166) se puede ver la tendencia a la estabilidad en la recuperación de LGN desde el inicio de la operación.

Gráfico N°3 - Exceso de Oxígeno en el Horno



### 7.3. ENFRIAMIENTO DEL GAS NATURAL

De acuerdo con el estudio realizado en el capítulo anterior, la alternativa de optimización propuesta es:

- Aumentar el enfriamiento del gas natural en los chillers y condensadores, disminuyendo la temperatura del gas en estos equipos.

Es necesario comentar que la alternativa de optimización propuesta se realizó luego de los resultados positivos de las pruebas realizadas en los 2 sistemas descritos anteriormente, es decir, para optimizar la recuperación de LGN, primero, se tuvo que lograr la estabilidad operativa del Sistema de Inyección y Regeneración de Glicol y del Sistema de Calentamiento con Fluido Térmico.

El ajuste de las condiciones de operación de este sistema se inició a partir de julio del 2010.

#### 7.3.1. DISMINUCIÓN DE LA TEMPERATURA DEL GAS EN LOS CHILLERS Y CONDENSADORES

La disminución de la temperatura de gas en los Chillers (E-6110 / E-6115) y Condensadores (E-6120 / E-6125) se realizó de manera gradual y verificando las condiciones de operación del sistema involucrado.

Considerando la temperatura de operación de estos equipos (-13.0°F), el ajuste se inició disminuyendo este valor a -14.0°F. La idea era buscar la temperatura de enfriamiento del gas en estos equipos para obtener -13.0°F como mínimo en el Separador Frío (D-3105) y en el Acumulador de Reflujo de la Deetanizadora (D-3110).

Con los datos del software de control de procesos utilizado en la Planta (Delta V) se construyeron los gráficos N° 4, 5 y 6 (ver págs. 160 – 162); en ellos se muestra la tendencia anual de la temperatura del D-3105, D-3110 y su efecto en la temperatura del tope de la Deetanizadora.

El resultado de la prueba se puede ver en la Tabla N° 36, esta tabla muestra el histórico de la temperatura en los Chillers y Condensadores.

**Tabla N° 36 – Resultados de la prueba (Disminución de la temperatura del gas en los Chillers y Condensadores)**

FECHA	TI-3105	TI-3110	TI-6110	TI-6115	TI-6120	TI-6125
<b>Año 2009</b>						
Feb-09	-10.3	-8.6	-10.9	70.0	-11.4	57.4
Feb-09	-9.9	-10.0	-10.8	75.0	-13.7	67.8
Feb-09	-11.8	-9.8	-11.4	74.7	-14.2	67.6
Feb-09	-11.5	-10.8	-15.4	75.8	-15.1	67.7
Mar-09	-8.0	-10.2	-14.8	74.3	-14.0	67.5
Mar-09	-12.2	-11.1	-17.1	74.9	-15.1	67.5
Mar-09	-10.4	-11.8	-13.9	74.3	-13.8	66.4
Mar-09	-11.0	-12.5	-13.7	74.2	-15.0	68.6
Apr-09	-11.2	-10.3	-13.2	73.4	-13.5	68.9
Apr-09	-12.6	-10.5	0.7	-15.0	21.7	-15.0
Apr-09	-13.1	-12.7	68.9	-14.5	65.7	-14.2
Apr-09	-5.1	-11.6	-15.2	15.5	-12.8	6.4
May-09	-13.2	-12.7	-15.3	29.7	-11.6	48.4

May-09	-12.4	-11.9	-14.5	7.9	-14.3	30.3
May-09	-13.1	-12.7	-10.2	-14.4	-15.4	-15.0
May-09	-12.9	-14.2	-14.2	-14.4	-16.0	-15.3
Jun-09	-11.6	-9.6	-13.9	-13.4	-13.4	-14.4
Jun-09	-10.0	-12.6	-6.9	-11.8	-14.8	-14.8
Jun-09	-11.5	-13.4	-12.0	-12.7	-13.4	-13.8
Jun-09	-10.8	-12.7	-12.1	-12.7	-13.5	-13.4
Jul-09	-9.3	-11.2	-11.2	-11.6	-12.0	-12.6
Jul-09	-10.1	-12.3	-11.7	-11.1	-13.6	-13.5
Jul-09	-10.2	-11.7	-12.4	-11.4	-12.5	-12.4
Jul-09	-10.3	-12.5	-11.7	-12.2	-12.6	-13.6
Aug-09	-10.1	-11.9	-10.7	-11.6	-13.0	-12.4
Aug-09	-10.2	-11.8	-11.5	-11.6	-12.3	-12.3
Aug-09	-10.3	-11.5	-12.0	-10.9	-12.3	-12.7
Aug-09	-10.3	-12.4	-10.1	-12.1	-12.8	-12.9
Sep-09	-9.1	-12.2	-9.1	-11.9	-12.5	-12.7
Sep-09	0.1	-11.1	14.6	-8.1	-8.3	-8.3
Sep-09	-9.8	-12.5	-11.6	-11.1	-12.6	-12.7
Sep-09	-9.3	-13.3	-10.6	-10.5	-12.8	-13.1
Oct-09	-9.4	-13.6	-10.8	-10.7	-13.3	-13.7
Oct-09	-8.8	-12.9	-8.9	-10.9	-12.9	-12.6
Oct-09	-7.6	-12.9	-12.0	-11.6	-12.8	-12.6
Oct-09	-8.9	-11.0	-10.0	-11.6	-12.2	-9.9
Nov-09	-10.8	-12.8	-11.5	-11.3	-12.5	-12.2
Nov-09	-9.5	-12.7	-10.5	-11.6	-13.3	-13.5
Nov-09	-9.4	-12.3	-11.3	-10.3	-12.5	-12.0
Nov-09	-9.3	-13.2	-9.9	-11.3	-14.1	-13.2
Dec-09	-8.8	-13.0	-11.0	-9.4	-13.9	-12.5
Dec-09	-8.1	-13.5	-9.9	-8.7	-12.4	-13.4
Dec-09	-5.9	-12.3	-9.9	-10.6	-14.0	-14.4
Dec-09	-6.6	-11.8	-8.6	-9.7	-12.6	-12.0
<b>Año 2010</b>						
Jan-10	-8.4	-11.8	-6.9	-9.5	-12.5	-11.5
Jan-10	-9.7	-12.4	-9.1	-10.4	-12.6	-12.2
Jan-10	-7.0	-12.6	-6.7	-10.0	-12.7	-12.8
Feb-10	-7.8	-12.0	-8.0	-9.4	-13.3	-13.1
Feb-10	-4.5	-11.5	-1.4	-6.1	-4.7	-7.2
Feb-10	-7.8	-11.8	-8.4	-8.9	-12.6	-13.4
Mar-10	-7.2	-10.3	-6.6	-9.6	-12.3	-12.8
Mar-10	-9.7	-12.2	-10.4	-8.5	-12.3	-12.7
Mar-10	-9.6	-11.6	-11.7	-8.8	-13.4	-13.2
Apr-10	-8.8	-12.3	-11.0	-9.4	-13.8	-14.3
Apr-10	-8.3	-11.9	-10.2	-7.4	-13.4	-14.1
Apr-10	-10.5	-9.6	-12.2	-10.5	-12.6	-13.3
May-10	-11.4	-10.7	21.8	-12.9	23.4	-12.9

May-10	-9.5	-9.9	-11.6	-6.6	-13.6	-14.1
May-10	-12.2	-12.1	-14.3	-9.0	-12.9	-13.6
Jun-10	-11.5	-11.1	-12.2	-13.5	-13.0	-13.7
Jun-10	-11.2	-12.8	33.6	-12.4	44.5	-13.0
Jun-10	-10.7	-12.1	-12.3	-10.7	-13.8	-13.9
Jul-10	-11.4	-12.7	-12.7	-12.0	-14.2	-14.4
Jul-10	-12.0	-13.1	-13.0	-12.2	-14.9	-14.9
Jul-10	-12.7	-13.4	-14.1	-12.8	-14.4	-14.6
Aug-10	-11.7	-13.6	-14.6	-9.9	-14.6	-14.9
Aug-10	-12.3	-13.9	-14.7	-12.9	-15.2	-15.1
Aug-10	-12.3	-14.7	-14.6	-11.6	-14.3	-14.4
Sep-10	-12.9	-14.6	-13.9	-12.5	-13.9	-14.2
Sep-10	-12.9	-13.7	-14.4	-12.0	-13.4	-14.3
Sep-10	-13.1	-14.4	-13.8	-12.3	-14.7	-14.2
Oct-10	-9.7	-12.6	-13.1	-9.7	-13.7	-13.4
Oct-10	-12.9	-14.7	-13.7	-12.2	-15.4	-15.2
Oct-10	-13.4	-14.4	-14.9	-12.8	-15.1	-14.9
Nov-10	-12.7	-14.1	-14.6	-13.4	-13.6	-14.5
Nov-10	-13.7	-14.3	-14.7	-12.5	-14.6	-14.6
Nov-10	-12.9	-13.9	-13.3	-13.4	-13.7	-15.0
Dec-10	-13.5	-13.9	-14.2	-13.9	-16.7	-16.1
Dec-10	-13.4	-14.7	-15.2	-14.3	-14.9	-15.0
Dec-10	-14.3	-15.0	-14.2	-12.0	-13.6	-15.1
<b>Año 2011</b>						
Jan-11	-12.3	-14.5	-14.4	-10.1	-14.9	-15.2
Jan-11	-13.0	-14.6	-12.9	-10.6	-12.2	-14.1
Jan-11	-13.7	-13.7	-14.6	-12.6	-14.7	-15.2
Jan-11	-12.5	-14.2	-14.6	-11.7	-14.7	-14.6
Jan-11	-13.1	-14.6	-13.0	-12.8	-14.3	-15.0
Feb-11	-15.2	-14.0	-15.2	-13.3	-15.9	-14.1
Feb-11	-10.1	-13.3	-14.0	-13.8	-13.9	-15.3
Feb-11	-13.8	-15.1	-14.4	-14.2	-15.2	-13.6
Feb-11	-13.8	-12.7	-14.7	-14.2	-14.8	-15.2
Feb-11	-12.1	-13.1	-14.5	-14.2	-14.9	-15.2
Mar-11	-13.9	-13.7	-16.5	-14.7	-15.1	-15.3
Mar-11	-14.3	-14.4	-14.0	-14.4	-13.0	-13.4
Mar-11	-14.1	-12.8	-15.2	-14.3	-13.9	-14.3
Mar-11	-14.7	-13.1	-14.8	-14.8	-14.4	-15.0
Mar-11	-14.0	-12.6	-14.2	-13.9	-14.0	-14.0
Apr-11	-13.2	-12.9	-13.8	-13.8	-14.6	-14.2
Apr-11	-13.7	-15.2	-13.9	-12.6	-14.8	-14.8
Apr-11	-13.3	-13.2	-14.0	-11.6	-13.0	-13.6
Apr-11	-14.8	-15.0	-14.6	-14.3	-15.2	-15.6
Apr-11	-13.4	-14.0	-14.1	-15.3	-14.5	-14.6



Gráfico N°5 - Temperatura de Enfriamiento y su efecto en la temperatura de tope de la Deetanizadora (Año - 2010)

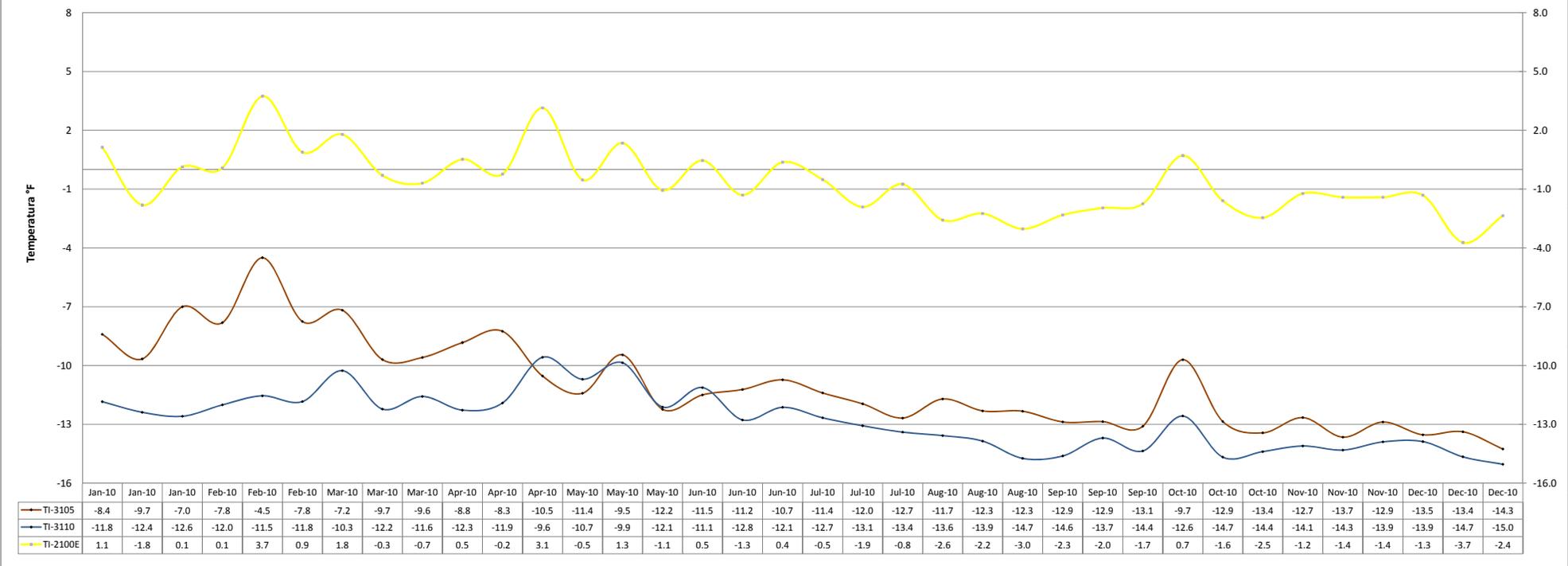
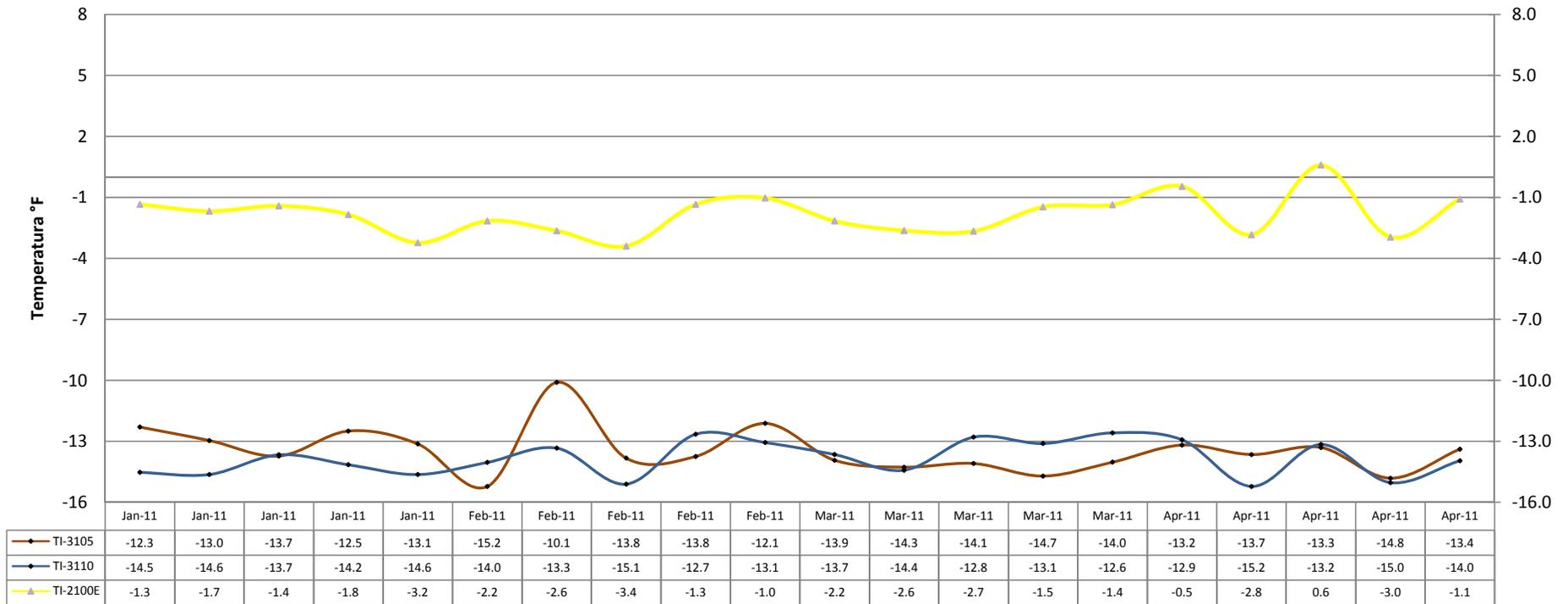


Gráfico N°6 - Temperatura de Enfriamiento y su efecto en la temperatura de tope de la Deetanizadora (Año 2011)



Acompaña a estos resultados, la composición del gas natural seco obtenido mediante cromatografía de gas en línea. En la tabla N° 37, se compara la composición de esta corriente antes y después de los ajustes realizados.

**Tabla N° 37 – Composición del GNS**

COMPONENTE	Antes de la prueba (enero 2009)	Después de la prueba (enero 2011)
	% mol	% mol
CO <sub>2</sub>	0.7950	0.8500
Nitrógeno	0.1358	0.1800
Metano	92.7945	93.1600
Etano	5.9186	5.4100
Propano	0.0634	0.0500
i-Butano	0.0000	0.0000
n-Butano	0.0000	0.0000
i-Pentano	0.1961	0.2000
n-Pentano	0.0966	0.1100
Hexano+	0.0000	0.0600
Poder calorífico bruto (BTU/pie <sup>3</sup> )	1060.1400	1057.6800

*Fuente: Cromatografía – GMP*

De acuerdo con los resultados, se comenta lo siguiente:

- A partir de mes de agosto del 2010, se logra alcanzar -13°F constante en el D-3105 y D-3110.

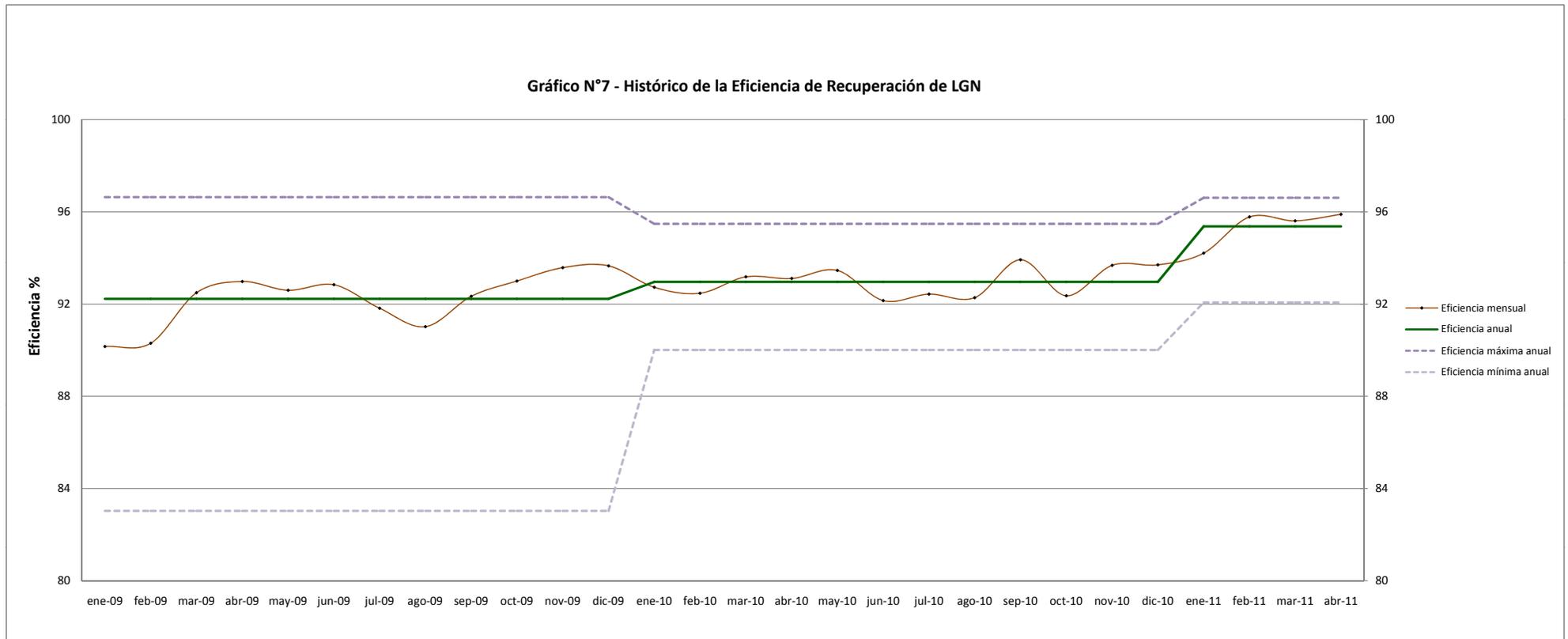


Mes	ene-10	feb-10	mar-10	abr-10	may-10	jun-10
Eficiencia mensual (%)	92.73	92.47	93.18	93.11	93.46	92.15
Eficiencia promedio anual	<b>92.96</b>	<b>92.96</b>	<b>92.96</b>	<b>92.96</b>	<b>92.96</b>	<b>92.96</b>
Máximo anual	95.48	95.48	95.48	95.48	95.48	95.48
Mínimo anual	90.01	90.01	90.01	90.01	90.01	90.01

Mes	jul-10	ago-10	sep-10	oct-10	nov-10	dic-10
Eficiencia mensual (%)	92.43	92.28	93.92	92.36	93.68	93.70
Eficiencia promedio anual	<b>92.96</b>	<b>92.96</b>	<b>92.96</b>	<b>92.96</b>	<b>92.96</b>	<b>92.96</b>
Máximo anual	95.48	95.48	95.48	95.48	95.48	95.48
Mínimo anual	90.01	90.01	90.01	90.01	90.01	90.01

Mes	ene-11	feb-11	mar-11	abr-11
Eficiencia mensual (%)	94.21	95.78	95.61	95.89
Eficiencia promedio anual	<b>95.37</b>	<b>95.37</b>	<b>95.37</b>	<b>95.37</b>
Máximo anual	96.61	96.61	96.61	96.61
Mínimo anual	92.07	92.07	92.07	92.07

Fuente: Reporte de Operación GMP (Año 2009 - 2011)



**CAPITULO VIII**  
**RESULTADOS FINALES**

## VIII. RESULTADOS FINALES

### 8.1. CONDICIONES DE OPERACIÓN OPTIMAS DE LOS SISTEMAS EN ESTUDIO – ESTABILIDAD DE LA OPERACIÓN

#### 8.1.1. SISTEMA DE INYECCIÓN Y REGENERACIÓN DE GLICOL

De acuerdo con los resultados obtenidos en el capítulo anterior, las condiciones de operación óptimas para este sistema son:

**Tabla N° 39 – Condiciones de operación óptimas**

<b>Equipos</b>	<b>Tag</b>	<b>Variable</b>	<b>Valor de diseño</b>	<b>Valor de operación</b>
Regenerador de Glicol	E-6145	Temperatura	268 °F	<b>247 °F</b>
Intercambiadores Gas/Gas	E-6100 A/B	Flujo de inyección de glicol	3.00 GPM	<b>2.60 GPM</b>
	E-6105 A/B		3.00 GPM	<b>2.60 GPM</b>
Chiller de Gas	E-6110	Flujo de inyección de glicol	0.50 GPM	<b>0.50 GPM</b>
	E-6115		0.50 GPM	<b>0.50 GPM</b>
Condensadores de Reflujo de la Deetanizadora	E-6120	Flujo de inyección de glicol	0.25 GPM	<b>0.25 GPM</b>
	E-6125		0.25 GPM	<b>0.25 GPM</b>

*Fuente: Delta V – GMP*

#### 8.1.2. SISTEMA DE CALENTAMIENTO CON FLUIDO TÉRMICO

De acuerdo con los resultados obtenidos en el capítulo anterior, las condiciones de operación óptimas para este sistema son:

**Tabla N° 40 – Condiciones de operación óptimas**

<b>Equipos</b>	<b>Tag</b>	<b>Variable</b>	<b>Valor de diseño</b>	<b>Valor de operación</b>
Horno	H-8100	Temperatura de Salida de Fluido Térmico	550 °F	<b>540 °F</b>
		Exceso de Oxígeno en los Gases de Chimenea	2 – 3.8%	<b>6 – 7%</b>

*Fuente: Delta V – GMP*

### 8.1.3. ENFRIAMIENTO DEL GAS NATURAL

De acuerdo con los resultados obtenidos en el capítulo anterior, las condiciones de operación óptimas para este sistema son:

**Tabla N° 41 – Condiciones de operación óptimas**

<b>Equipos</b>	<b>Tag</b>	<b>Variable</b>	<b>Valor de diseño</b>	<b>Valor de operación</b>
Chillers de Gas	E-6110	Temperatura de Salida de Gas	-13.0 °F	<b>(-14.0) – (-14.5) °F</b>
	E-6115	Temperatura de Salida de Gas	-13.0 °F	<b>(-14.0) – (-14.5) °F</b>
Separador Frío	D-3105	Temperatura del Separador	-13.0 °F	<b>-13.0 °F</b>
Condensadores de Reflujo de la Deetanizadora	E-6120	Temperatura de Salida de Gas	-13.0 °F	<b>(-14.0) – (-14.5) °F</b>
	E-6125	Temperatura de Salida de Gas	-13.0 °F	<b>(-14.0) – (-14.5) °F</b>
Acumulador de Reflujo de la Deetanizadora	D-3110	Temperatura del Acumulador	-13.0 °F	<b>-13.0 °F</b>
Columna Deetanizadora	T-2100	Temperatura de Tope	-1.1 °F	<b>&lt; 0°F</b>

*Fuente: Delta V – GMP*

Las imágenes de la operación actual de la Planta vista desde el software de control de proceso (Delta V), que representa a los equipos y sus variables operativas luego de la optimización, se muestran en el Anexo N° 10 – *Diagramas del Proceso y sus Variables Operativas (pantallas del Delta V)*.

## 8.2. EVALUACIÓN ECONÓMICA DE LA OPTIMIZACIÓN

### 8.2.1. COSTO POR CONSUMO DE MEG

El precio unitario de MEG es:

- Monoetilenglicol (MEG) x cilindro = US\$ 549.0

Se ha comparado el consumo mensual de MEG antes y después de la optimización.

**Tabla N° 42 – Costo por consumo mensual de MEG**

<b>Estado</b>	<b>Mes</b>	<b>Consumo mensual (cilindros)</b>	<b>Costo mensual (US\$)</b>	<b>Costo anual (US\$)</b>
Antes de la optimización	Junio 2009	5 cilindros	2,745.0	32,940.0
Después de la optimización	Marzo 2011	3 cilindros	1,647.0	19,764.0

Optimizando el Sistema de Inyección y Regeneración de Glicol, se obtuvo un ahorro anual de US\$ 13,176.

### 8.2.2. RECUPERACIÓN DE LGN

Como resultado de los ajustes realizados a los sistemas sometidos a estudio, la Eficiencia de Recuperación de LGN se estabilizó e incrementó por encima de su valor de diseño (92%).

A continuación se presenta los datos históricos de la Eficiencia de Recuperación de LGN desde el 2009 hasta abril del 2011.

Tabla N° 43 – Resumen de Operaciones de Plantas de Gas (2009)

Mes	Eficiencia	Gas procesado	LGN	Riqueza	Recuperación
	%	MMPCD	bbl/día	gal/MPC	gal/MPC
Enero	90.16%	19.68	829	1.96	1.77
Febrero	90.30%	17.57	713	1.89	1.70
Marzo	92.49%	17.31	723	1.90	1.76
Abril	92.98%	21.51	912	1.89	1.77
Mayo	92.60%	23.47	975	1.89	1.75
Junio	92.84%	29.02	1,143	1.78	1.66
Julio	91.82%	31.13	1,212	1.78	1.64
Agosto	91.02%	36.34	1,419	1.80	1.64
Septiembre	92.34%	35.53	1,409	1.80	1.66
Octubre	93.00%	31.39	1,234	1.78	1.65
Noviembre	93.58%	34.74	1,376	1.77	1.66
Diciembre	93.66%	29.79	1,222	1.84	1.73
<b>Promedio anual</b>	<b>92.23%</b>	<b>27.29</b>	<b>1,097</b>	<b>1.84</b>	<b>1.70</b>
Máximo	96.64%	39.94	1,585	2.02	1.86
Mínimo	83.03%	14.62	620	1.65	1.49

Fuente: Reporte de Operaciones – GMP (Año 2009)

Tabla N° 44 – Resumen de Operaciones de Plantas de Gas (2010)

Mes	Eficiencia	Gas procesado	LGN	Riqueza	Recuperación
	%	MMPCD	bbl/día	gal/MPC	gal/MPC
Enero	92.73%	31.36	1,269	1.83	1.70
Febrero	92.47%	27.27	1,115	1.83	1.70
Marzo	93.18%	28.07	1,132	1.81	1.69
Abril	93.11%	26.80	1,082	1.82	1.70
Mayo	93.46%	23.48	970	1.86	1.74
Junio	92.15%	29.66	1,162	1.79	1.65
Julio	92.43%	31.40	1,216	1.76	1.63
Agosto	92.28%	32.21	1,235	1.75	1.62
Septiembre	93.92%	32.45	1,247	1.72	1.61
Octubre	92.36%	32.01	1,232	1.75	1.62
Noviembre	93.68%	35.19	1,378	1.76	1.64
Diciembre	93.70%	31.88	1,291	1.82	1.70
<b>Promedio anual</b>	<b>92.96%</b>	<b>30.15</b>	<b>1,194</b>	<b>1.79</b>	<b>1.67</b>
Máximo	95.48%	38.40	1,506	2.02	1.85
Mínimo	90.01%	15.93	628	1.62	1.53

Fuente: Reporte de Operaciones – GMP (Año 2010)

Tabla N° 45 – Resumen de Operaciones de Plantas de Gas (2011)

Mes	Eficiencia	Gas procesado	LGN	Riqueza	Recuperación
	%	MMPCD	bbl/día	gal/MPC	gal/MPC
Enero	94.21%	28.75	1,170	1.82	1.71
Febrero	95.78%	30.70	1,273	1.75	1.68
Marzo	95.61%	32.52	1,357	1.83	1.76
Abril	95.89%	30.15	1,276	1.86	1.78
<b>Promedio anual</b>	<b>95.37%</b>	<b>30.53</b>	<b>1,269</b>	<b>1.82</b>	<b>1.73</b>
Máximo	96.61%	38.66	1,630	1.98	1.88
Mínimo	92.07%	14.64	634	1.75	1.65

Fuente: Reporte de Operaciones – GMP (Año 2011)

Para conocer el significado económico de la optimización, se debe evaluar los productos finales: GLP y HAS.

La producción de GLP y HAS en porcentaje del LGN es:

- GLP/LGN = 75%
- HAS/LGN = 25%

Precios de venta de los combustibles (octubre 2011):

- GLP: S/. 1.755 x Kg
- HAS: S/. 5.25 x galón

A efectos de comparación, se considera el precio actual de GLP y HAS y, se toma en cuenta el volumen promedio anual de LGN producido en los 3 años:

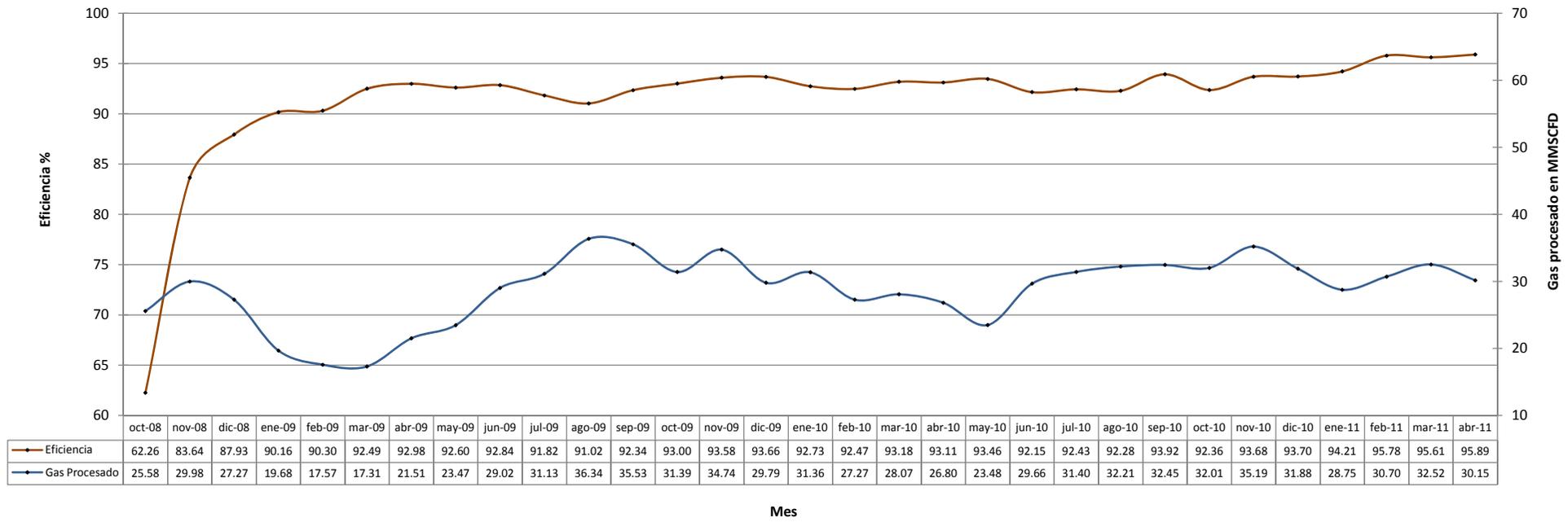
**Tabla N° 46 – Evaluación económica de la optimización en la Eficiencia de Recuperación de LGN**

Año	LGN promedio	Producto	Volumen promedio	Volumen promedio	Monto	Monto total diario
	bbl/día		bbl/día	galones	S/.	S/.
2009	<b>1,097</b>	GLP	822.75	34555.50	123,506.37	183,978.50
		HAS	274.25	11518.50	60,472.13	
2010	<b>1,194</b>	GLP	895.50	37611.00	134,427.74	200,246.99
		HAS	298.50	12537.00	65,819.25	
2011	<b>1,269</b>	GLP	951.75	39973.50	142,871.04	212,824.67
		HAS	317.25	13324.50	69,953.63	

Se puede apreciar que con el incremento de la producción de LGN aumenta también el ingreso por la producción de GLP y HAS.

En el gráfico N°8 se muestra el histórico de la Eficiencia de Recuperación de LGN vs. el volumen promedio mensual de Gas Procesado.

Gráfico N°8 - Histórico de la Eficiencia de Recuperación de LGN



**CAPITULO IX**  
**CONCLUSIONES**

## IX. CONCLUSIONES

1. La temperatura del Regenerador de Glicol, tiene implicancia directa con el consumo de MEG y composición del glicol pobre, influyendo directamente en el Sistema de Enfriamiento de Gas Natural.

De acuerdo con los resultados obtenidos, el consumo mensual de MEG bajó de 5 a 3 cilindros luego de disminuir la temperatura del Regenerador de Glicol. Esta optimización permitió un ahorro anual de US\$ 13,176.

Por otro lado, la disminución de la temperatura del Regenerador de Glicol influyó directamente en la composición del glicol pobre (85% en peso de MEG), con éste resultado, se logró disminuir la temperatura de enfriamiento del gas natural a la salida de los chillers y condensadores de reflujo de la Deetanizadora hasta un valor de  $-14.5^{\circ}\text{F}$ , sin problemas de formación de hidratos.

2. La efectividad de la inhibición de hidratos con etilenglicol, depende de la cantidad y composición de la solución de glicol pobre en el equipo, y, de la calidad de la aspersion en los tubos de los intercambiadores.

La cantidad está relacionada con el flujo de inyección de glicol a los intercambiadores de calor (valor mínimo según el tipo de boquilla de cada equipo frío); la composición se relaciona con el % en peso de MEG en el glicol pobre (85%); y por último, la calidad de la aspersion de glicol se relaciona con su distribución en los tubos de los intercambiadores, que es un efecto del flujo de inyección de glicol a los equipos.

3. Con un Sistema de Inyección y Regeneración de Glicol inestable, no se pueden realizar ajustes del punto de rocío del Gas Natural, afectando directamente la recuperación de LGN.

De acuerdo con los resultados, el ajuste del punto de rocío del Gas Natural se pudo realizar al conseguir que la temperatura de congelamiento del glicol pobre esté por debajo de la temperatura más baja del proceso (-14.5°F), para nuestro caso, ésta temperatura es de -33.0°F que corresponde a una composición de glicol pobre con un 85% en peso de MEG.

4. Las llamas pulsantes, llamas muy cortas y/o apagado de los quemadores en el Horno son consecuencia de una cantidad insuficiente de aire entregado a los quemadores para su combustión.

De acuerdo con los resultados, el incremento del exceso de oxígeno de los gases de combustión al valor de 6 – 7% O<sub>2</sub>, mediante el aumento del aire entregado a los quemadores para su combustión, eliminó la condición anormal de llamas pulsantes y/o apagado de los quemadores en el Horno.

5. Con un exceso de aire, entre 36 – 45%, se garantiza que todo el combustible sea quemado en el proceso de combustión, evitando la formación de CO.

6. Recuperaciones mayores del 97 % de LGN no son aplicables, debido a que una mayor cantidad de etano se quedaría en el LGN, lo que causaría que el GLP producido salga fuera de especificación.

7. El proceso de optimización en Plantas de Procesamiento de Gas Natural puede tomar un tiempo prolongado, debido a la complejidad de la operación ya que intervienen varios sistemas.

En el caso de la Planta de Gas Pariñas, los sistemas optimizados fueron: Sistema de Inyección y Regeneración de Glicol, Sistema de Calentamiento con Fluido Térmico y Sistema de Enfriamiento del Gas Natural. Como resultado de este proceso se logró optimizar la eficiencia de recuperación de LGN, desde un 92% inicial hasta llegar a 96%.

**CAPITULO X**  
**RECOMENDACIONES**

## X. RECOMENDACIONES

1. La cantidad de aire en exceso que se puede suministrar a los quemadores, está limitado al consumo de gas combustible. Si no se controla el suministro de aire, el volumen de gas combustible que consume el Horno puede tener un incremento elevado e innecesario.
2. En el caso de la Planta, el consumo de gas combustible se ha mantenido por debajo de 3% del GNA procesado por día. En nuestro caso, es un valor aceptable y que se encuentra dentro del rango de consumo permitido.
3. Los Sistemas de Calentamiento y Enfriamiento del Gas se encuentran enlazados, ya que una variación en el enfriamiento de las corrientes (más o menos) hará necesario el ajuste de las condiciones del Horno para compensar esta menor o mayor temperatura de las corrientes, de manera de mantener el perfil adecuado en las Columnas Deetanizadora y Debutanizadora.
4. Los ajustes de las variables de operación se suelen realizar lentamente y deben estar sustentados en criterios técnicos y en resultados reales y medibles.
5. Cuando se tienen varios sistemas involucrados en un proceso de optimización, los ajustes se realizan por sistemas. Sólo dando solución a un problema en particular, se recomienda continuar con el análisis de los demás.

6. Se recomienda evaluar para la próxima parada de planta, la reinstalación del Analizador de Oxígeno de los gases de combustión, desde su ubicación actual (Después de la Zona Convectiva) hacia la zona recomendada (Debajo de la Zona de Protección).

**CAPITULO XI**  
**GLOSARIO Y DEFINICIONES**

## XI. GLOSARIO Y DEFINICIONES

1. **Absorción:** Operación unitaria de transferencia de materia que consiste en poner un gas en contacto con un líquido para que este disuelva los componentes más pesados del gas.
2. **API:** American Petroleum Institute.
3. **ASTM:** American Society for Testing and Materials.
4. **Bbl/día:** Barriles por día.
5. **Blanketing con gas:** Es utilizado para minimizar la oxidación del fluido térmico y consiste en adicionar al tanque de expansión un gas inerte como nitrógeno, o, gas natural.
6. **Chiller:** Intercambiador de calor en el cual el refrigerante es expandido dentro del casco del equipo en donde se mantiene un nivel para sumergir el bulto de tubos completamente.
7. **Deetanizadora:** En esta columna de absorción, el gas rico entra en contacto con la corriente circulante de HAS para maximizar la recuperación de los componentes C3+.
8. **Debutanizadora:** Columna de destilación donde se separa el GLP de la corriente líquida proveniente del fondo de la deetanizadora.
9. **Diagrama de flujo de procesos (PFD):** Representación gráfica de la secuencia de un proceso, la cual incluye de manera simplificada las condiciones de operación y puntos de control.
10. **Diagrama de instrumentación y tubería (P&ID):** Representación gráfica detallada de la secuencia de un proceso que muestra la interconexión de los equipos de proceso y la instrumentación usada para el control del proceso.
11. **Duty:** Régimen, gasto, servicio.
12. **EEPSA:** Empresa Eléctrica de Piura S.A.

13. **Flash:** Vaporización instantánea.
14. **Gal/MPC:** Galones por mil pies cúbicos.
15. **Gal/MSCF:** Galones por mil pies cúbicos estándar.
16. **Gas combustible:** Gas utilizado como combustible en la Planta. Es el gas residual seco o GNS.
17. **Glicol rico:** Glicol con alto contenido de agua.
18. **Glicol pobre:** Glicol con bajo contenido de agua.
19. **GLP:** Gas licuado de petróleo.
20. **GNA:** Gas natural asociado con un alto contenido de C3+.
21. **GNS:** Gas residual seco con un bajo contenido de C3+ y que es regresado a EEPSA.
22. **GPM:** Galones por minuto.
23. **HAS:** Hidrocarburos acíclicos saturados, producto rico en pentanos que se comercializa como solvente.
24. **Hot Oil:** Fluido térmico (Therminol 55) utilizado como medio de calentamiento en la Planta.
25. **INDECOPI:** Instituto Nacional de Defensa de la Competencia y la Protección de la Propiedad Intelectual.
26. **Internos de columnas:** Elementos que favorecen el contacto entre ambos fluidos produciendo una mayor transferencia de masa, pueden ser de tipo platos o empaques.
27. **LGN:** Líquidos de gas natural.
28. **Manifold de gas:** Tubería colectora de gas proveniente de varios suministros.
29. **MEG:** Mono etilenglicol.
30. **MMSCFD:** Millones de pies cúbicos estándar día.
31. **MSCF:** Mil pies cúbicos estándar.
32. **NTP:** Norma Técnica Peruana.

33. **PGT:** Plantas de Gas Talara (Pariñas y Verdún).
34. **Poza API:** En la poza API se separan los hidrocarburos del agua por densidad.
35. **Reboiler:** Un reboiler o rehervidor es un intercambiador de calor que se emplea para calentar un determinado líquido. Este equipo se utiliza en conjunto con una columna de destilación, con el objeto de vaporizar una determinada fracción o parte de los productos de fondo.
36. **Separador frío:** Separador trifásico que separa los vapores de hidrocarburos, líquidos de hidrocarburos y solución acuosa de una corriente sometida a enfriamiento.
37. **SKID:** Estructura metálica que contiene varios equipos y tuberías de proceso separados por niveles.
38. **Solvente rico:** Es el fluido de absorción (HAS) con alto contenido de C3+.
39. **Solvente pobre:** Es el fluido de absorción (HAS) con bajo contenido de C3+.
40. **Tanque Slop:** Tanque de decantación.
41. **Temperatura de descomposición:** Es la temperatura a la cual un compuesto químico sufre una termólisis, es decir, se descompone en otros más simples.
42. **Tensión térmica:** Exposición excesiva a temperaturas elevadas.
43. **Termólisis:** Es la reacción en la que un compuesto se separa en al menos otros dos cuando se somete a un aumento de temperatura.

**CAPITULO XII**  
**BIBLIOGRAFÍA**

## **XII. BIBLIOGRAFÍA**

1. Gas Processors Suppliers Association. "Engineering Data Book". USA, 2004, 12va Edición.
2. Campell, Jhon. "Gas Conditioning and Processing". USA, 1994, Vol. II.
3. Perry. "Chemical Engineers' Handbook". USA, 1999, 3ra Edición.
4. Treybal, Robert. "Operaciones de Transferencia de Masa". USA, 1988, 3ra Edición.
5. Donald Kern. "Procesos de Transferencia de Calor". México, 1998.
6. Sahasranaman, Krishnan". "Get The Most From High – Temperature Heat – Transfer – Fluid Systems". Chemical Engineering, Marzo 2005.

## **DOCUMENTOS**

7. Ampliación y Modernización de la Planta de Procesamiento de Gas Natural Pariñas – Talara. "Criterios Básicos de Diseño". Perú, Abril 2007.
8. Ampliación y Modernización de la Planta de Procesamiento de Gas Natural Pariñas – Talara. "Manual de Operación de la Planta de Procesamiento de Gas Natural Pariñas". Perú, Octubre 2007.

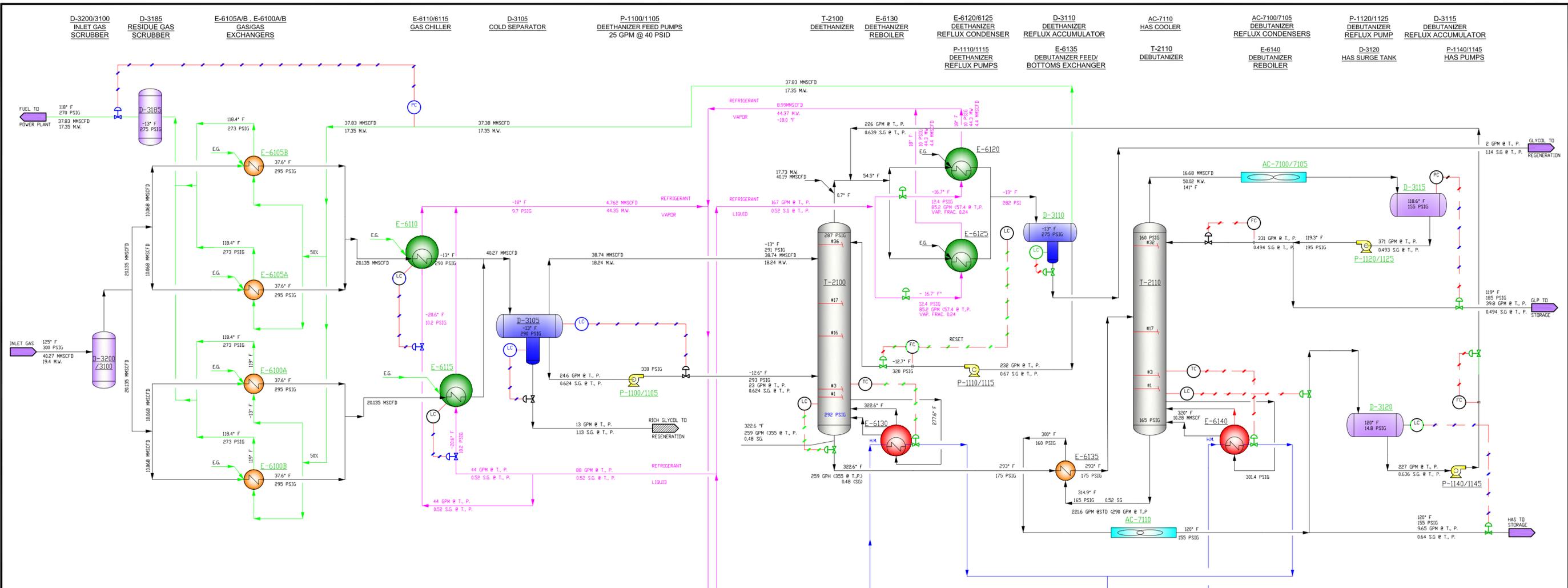
9. Ampliación y Modernización de la Planta de Procesamiento de Gas Natural Pariñas – Talara. “Manual de Operación y Puesta en Marcha – Módulo de Regeneración de MEG”. Perú, Diciembre 2007.
10. Ampliación y Modernización de la Planta de Procesamiento de Gas Natural Pariñas – Talara. “Manual de Operación y Puesta en Marcha - Horno H-8100”. Perú, Diciembre 2007.
11. Spraying Systems Co. “Fulljet – Spray Nozzles”. USA.
12. Universidad de Pamplona. “Análisis Teórico de la Combustión en Quemadores de Gas Natural”. Colombia, Diciembre 2005.
13. Universidad de Sevilla. “Hornos”. 2006 – 2007.
14. Pemex. “Calentadores a Fuego Directo para Plantas de Proceso”. México, Junio 2004.
15. AMETEK Process Instruments. “Fired Heater Optimization”. USA.

## **REVISTAS**

16. Flargent. “Hornos de Calentamiento de Aceite Térmico”. Argentina.
17. Hydrocarbon Processing. “Simplify your thermal efficiency calculation”. Julio 2005.

**ANEXOS**

**ANEXO N° 1**  
**DIAGRAMA DE FLUJO PLANTA PARIÑAS**

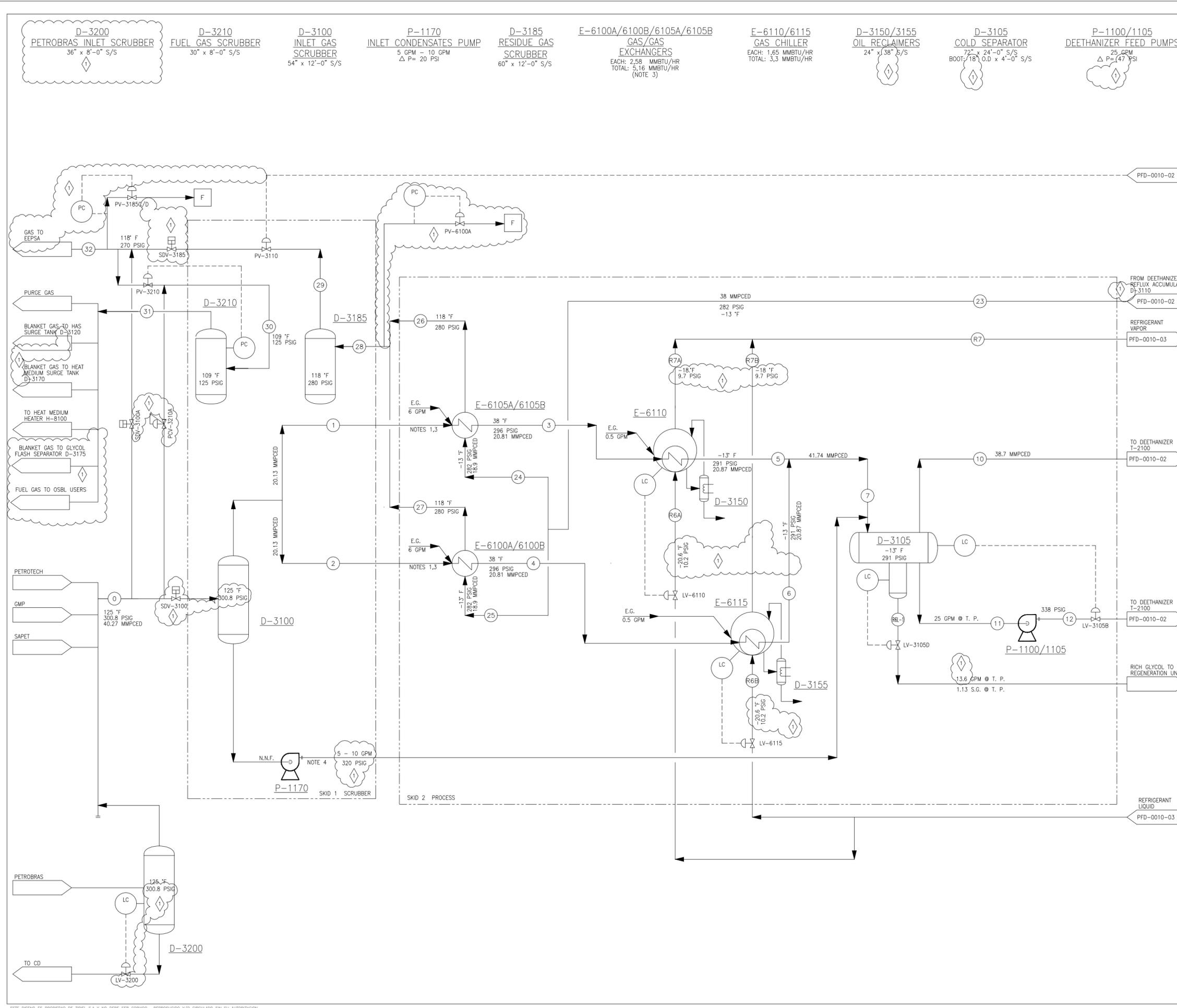


PROYECTO: PLANTA DE PROCESAMIENTO DE GAS NATURAL  
PLANTA PARIÑAS - GMP TALARA

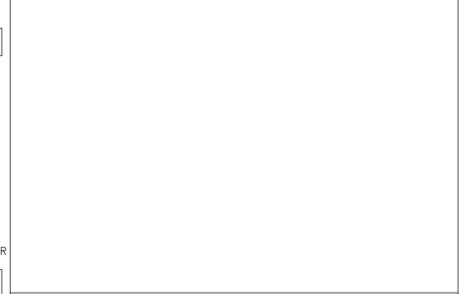
<b>GMP</b>		TÍTULO: DIAGRAMA DE FLUJO PLANTA PARIÑAS	
DISEÑADO	FECHA	N° :	
DIBUJADO		JOB N° :	REVISION:
REVISADO	ESCALA	DWG N° :	
APROBADO	S/E		

**ANEXO N° 2**

**DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO – INLET SYSTEM**



- NOTES**
1. EACH EXCHANGER INJECTED WITH GLYCOL, E-6105 A/B, E-6100 A/B WILL RECEIVE 3 GMP
  2. PROCESS FLOW RATES AND CONDITIONS SHOWN ARE FOR THE 40 MMPCED. MAXIMUM RATES CASE.
  3. HEAT EXCHANGERS E-6105 A/E-6105 B AS WELL AS E-6100 A/E-6100 B WILL OPERATE IN SERIES.
  4. 3 GPM WHEN INLET STREAM IS AT 60 °F.
  5. PROCESS FLOW RATES AND CONDITIONS SHOWN ARE FOR THE 40 MMPCED. MAXIMUM RATES CASE.



**REFERENCE DRAWING**

REV.	DATE	DESCRIPTION	PREP.	CHEQ.	AUTHOR.
1	31/08/07	FINAL ISSUE - REVISED AS SHOWN	MCASTAÑEDA	R.VILLALOBOS	AMATEUO
0	25/05/07	FINAL ISSUE	MCASTAÑEDA	R.VILLALOBOS	AMATEUO
A	02/03/07	ISSUED FOR COMMENTS	MCASTAÑEDA	R.VILLALOBOS	AMATEUO

**TIPIEL SA**

Scale	DRAW No	Sheet	Rev.
SIN	1224 00 PFD 00 10 01	1 OF 1	1

**GMP**

AMPLIACIÓN Y MODERNIZACIÓN DE LA PLANTA DE PROCESAMIENTO DE GAS NATURAL PARIÑAS - TALARA

PROCESS FLOW DIAGRAM INLET SYSTEM

GMP N°: 04 R P L S O 1

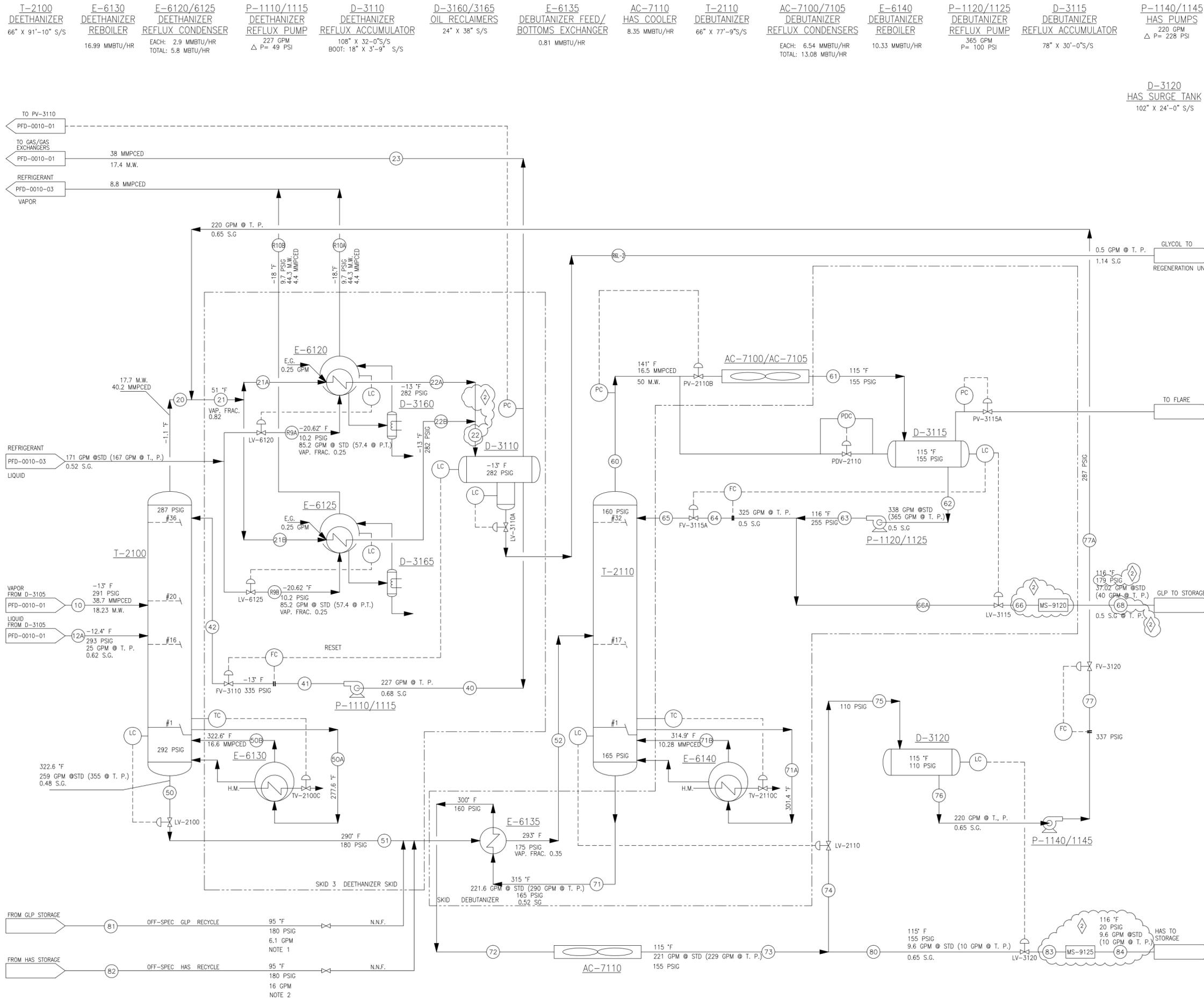
DOCUMENTO N°: G M P 0 4 R P L S O 1 1

FILE CAD: 1124-00-PFD-0010-01-11\_1.DWG

ESTE DISEÑO ES PROPIEDAD DE TIPIEL S.A. Y NO DEBE SER COPIADO, REPRODUCIDO Y/O CIRCULADO SIN SU AUTORIZACIÓN. THIS DRAWING IS PROPERTY OF TIPIEL S.A. IT MAY NOT BE COPIED, REPRODUCED AND / OR CIRCULATED WITHOUT AUTHORIZATION.

**ANEXO N° 3**

**DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO – FRACTIONATION SYSTEM**



NOTES

- OFF-SPEC LPG (C5+ CONTAMINATION) MAXIMUM RECIRCULATION RATE FOR 40 MMPCED. OTHERS CASES SEE MATERIAL AND ENERGY BALANCE.
- OFF-SPEC HAS (C4, C3 CONTAMINATION) MAXIMUM RECIRCULATION RATE FOR 40 MMPCED. OTHERS CASES SEE MATERIAL AND ENERGY BALANCE.
- PROCESS FLOW RATES AND CONDITIONS SHOWN ARE FOR THE 40 MMPCED. MAXIMUM RATES CASE.

D-3120  
HAS SURGE TANK  
102" X 24'-0" S/S

LEGEND

H.M. HEAT MEDIUM  
N.N.F. NORMALLY NO FLOW

0653-PFD-02 OPD PROCESS FLOW DIAGRAM - FRACTIONATION SYSTEM					
DRAWING No.	DESCRIPTION				
REFERENCE DRAWING					
2	05/10/07	FINAL ISSUE - REVISED AS SHOWN	MCASTAÑEDA	R.VILLALOBOS	AMATEUO
1	31/08/07	FINAL ISSUE - REVISED AS SHOWN	MCASTAÑEDA	R.VILLALOBOS	AMATEUO
0	25/05/07	FINAL ISSUE	MCASTAÑEDA	R.VILLALOBOS	AMATEUO
A	02/03/07	ISSUED FOR COMMENTS	MCASTAÑEDA	R.VILLALOBOS	AMATEUO
REV.	DATE	DESCRIPTION	PREP.	CHEQ.	AUTHOR.

**TIPIEL SA**

Scale	DRAW No				Sheet	Rev.
SIN	1224	00	PFD	00 10 02	1 OF 1	2
	Project	Unit	Type Doc.	Discipl. Subj	Consec.	

**GMP**

AMPLIACIÓN Y MODERNIZACIÓN DE LA PLANTA DE PROCESAMIENTO DE GAS NATURAL PARIÑAS - TALARA

PROCESS FLOW DIAGRAM FRACTIONATION SYSTEM

GMP N°:

DOCUMENTO N°	G	M	P	0	4	R	P	L	S	0	2	2
--------------	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---

FILE CAD: 1124-00-PFD-0010-02-11\_2.DWG

ESTE DISEÑO ES PROPIEDAD DE TIPIEL S.A. Y NO DEBE SER COPIADO, REPRODUCIDO Y/O CIRCULADO SIN SU AUTORIZACION. THIS DRAWING IS PROPERTY OF TIPIEL S.A. IT MAY NOT BE COPIED, REPRODUCED AND / OR CIRCULATED WITHOUT AUTHORIZATION.

**ANEXO N° 4**

**DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO – REFRIGERATION SYSTEM**

D-3135  
REFRIGERANT  
SUCTION SCRUBBER  
72" X 12'-0" S/S

C-5100/5110/5120  
REFRIGERANT  
COMPRESSOR  
1ST STAGE: 1022 HP ( 511 HP each)  
2ND STAGE: 1596 HP ( 798 each)  
ELECTRIC MOTOR : 1500 HP  
(NOTE 2)

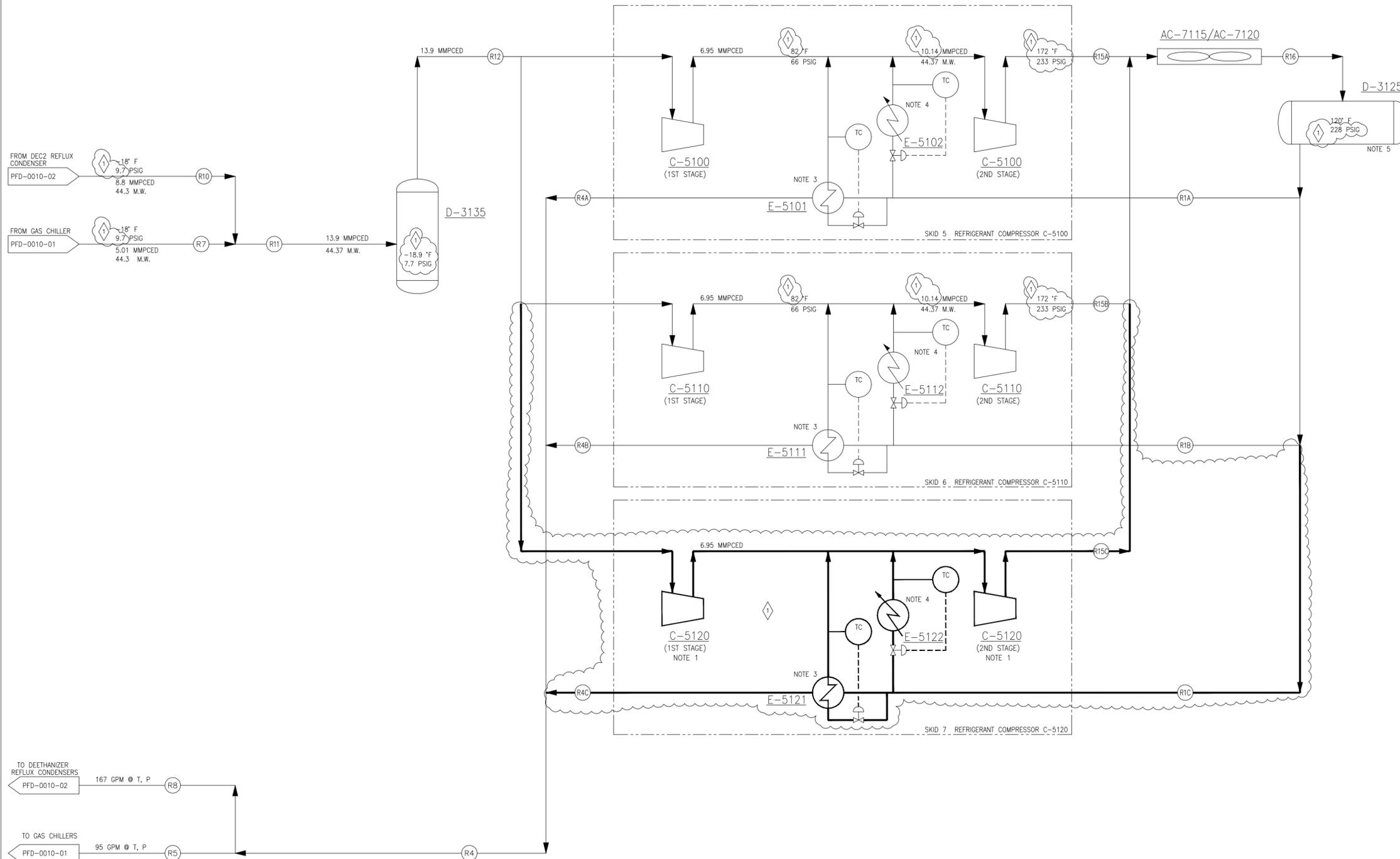
E-5101/5111/5121  
ECONOMIZER  
DUTY : 1,995,000 BTU/H  
(NOTE 2)

E-5102/5112/5122  
LUBE OIL COOLER  
DUTY : 263,000 BTU/H  
(NOTE 2)

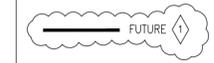
AC-7115/AC-7120  
REFRIGERANT  
CONDENSERS  
EACH: 7.43 MBtu/hr  
TOTAL: 14.86 MBtu/hr

D-3125  
REFRIGERANT  
ACCUMULATOR  
78" X 30'-0" S/S

- NOTES
- REFRIGERANT COMPRESSOR C-5120 WILL OPERATE AS A SPARE OF C-5100/5110.
  - DATA ACCORDING TO MYCOM DATA SHEETS
  - REFRIGERANT ECONOMIZER (BY VENDOR), ACCORDING TO MYCOM DESIGN
  - LUBE OIL COOLER.
  - MAKE-UP, LOADING AND UNLOADING FACILITIES, TO BE PROVIDED BY OSBL DESIGNER.
  - PROCESS FLOW RATES AND CONDITIONS SHOWN ARE FOR THE 40 MMPCED MAXIMUM RATES CASE.



LEGEND



GAS BOOSTER COMPRESSOR- PID UNIT REV. A-09/04/07 MYCOM					
0653-PFD-03	OPD PROCESS FLOW DIAGRAM - REFRIGERATION SYSTEM				
DRAWING No.	DESCRIPTION				
REFERENCE DRAWING					
1	31/08/07	FINAL ISSUE - REVISED AS SHOWN	MCASTAÑEDA	R.VILLALOBOS	AMATEUO
0	25/05/07	FINAL ISSUE	MCASTAÑEDA	R.VILLALOBOS	AMATEUO
A	02/03/07	ISSUED FOR COMMENTS	MCASTAÑEDA	R.VILLALOBOS	AMATEUO
REV.	DATE	DESCRIPTION	PREP.	CHEQ.	AUTHOR.

**TIPIEL SA**

Scale	DRAW No	Sheet	Rev.
SIN	1224 00 PFD 00 10 03	1 OF 1	1
Project	Unit Type Doc. Discipl. Subj Consec.		

**GMP**

AMPLIACIÓN Y MODERNIZACIÓN DE LA PLANTA DE PROCESAMIENTO DE GAS NATURAL PARIÑAS - TALARA

PROCESS FLOW DIAGRAM REFRIGERATION SYSTEM

GMP N°:

DOCUMENTO N°	G	M	P	0	4	R	P	L	S	O	3	1
--------------	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---

ESTE DISEÑO ES PROPIEDAD DE TIPIEL S.A. Y NO DEBE SER COPIADO, REPRODUCIDO Y/O CIRCULADO SIN SU AUTORIZACION. THIS DRAWING IS PROPERTY OF TIPIEL S.A. IT MAY NOT BE COPIED, REPRODUCED AND / OR CIRCULATED WITHOUT AUTHORIZATION.

**ANEXO N° 5**

**DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO – HEAT MEDIUM SYSTEM**

D-3170  
HEAT MEDIUM  
SURGE TANK  
72" x 24'-0" S/S

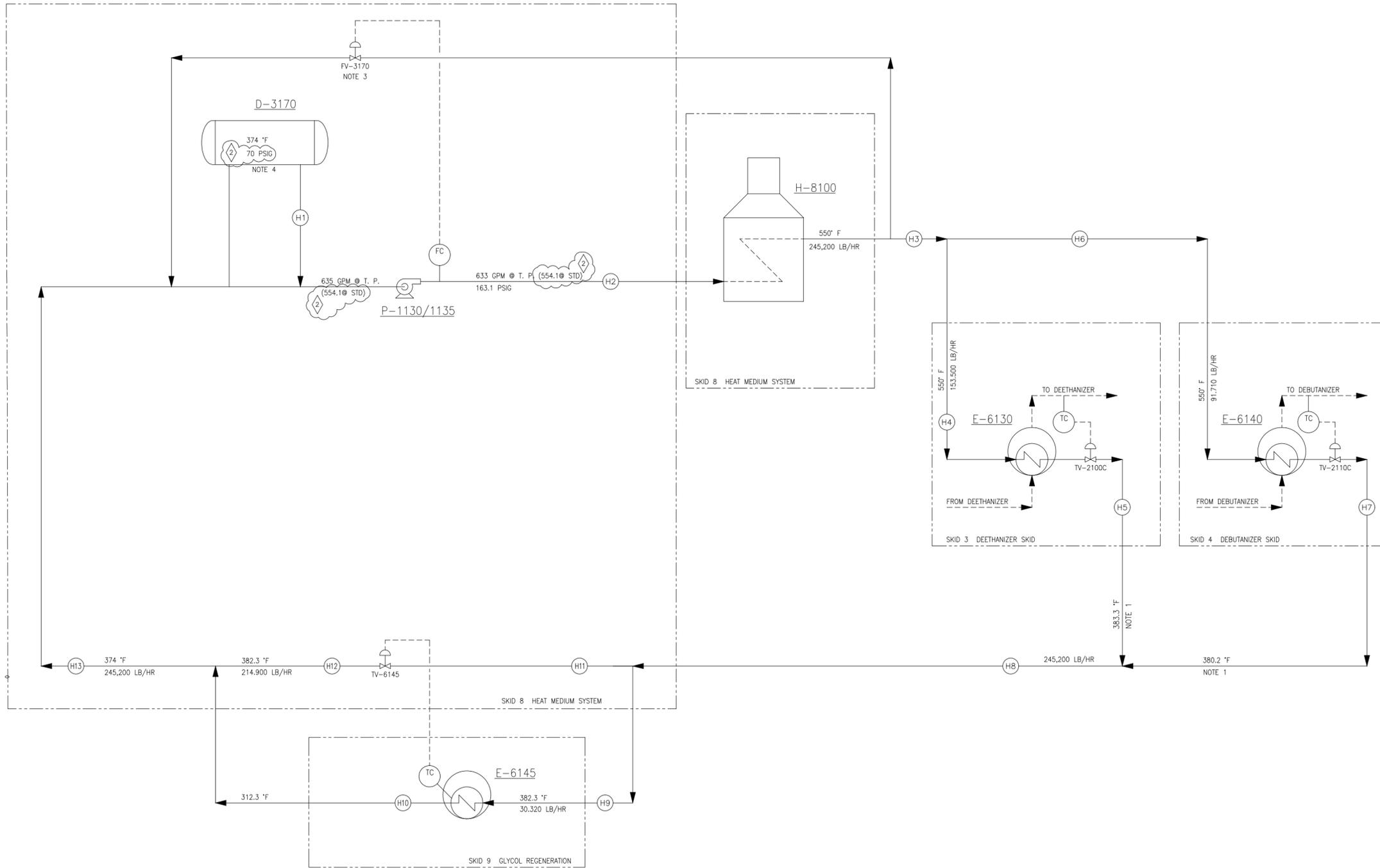
P-1130/1135  
HEAT MEDIUM PUMPS  
633 GPM  
Δ P= 86.2 PSI

H-8100  
HEAT MEDIUM HEATER  
29.3 MMBTU/HR

E-6145  
GLYCOL REBOILER  
1.284 MMBTU/HR

E-6130  
DEETHANIZER REBOILER  
16.99 MMBTU/HR

E-6140  
DEBUTANIZER REBOILER  
10.33 MMBTU/HR



NOTES

1. PROCESS FLOW RATES AND CONDITIONS SHOWN ARE FOR THE 40 MMBPCED MAXIMUM RATES CASE.
2. HEAT MEDIUM FLOW RATES AND EXIT TEMPERATURES WILL VARY ACCORDING TO DEETHANIZER AND DEBUTANIZER REBOILERS REQUIREMENTS.
3. HEAT MEDIUM PUMP/HEATER MINIMUM FLOW PROTECTION.
4. MAKE-UP, LOADING AND UNLOADING FACILITIES, TO BE PROVIDED BY OSBL DESIGNER.

LEGEND

THERMINOL 550 PROPERTIES

TEMP.(°F)	HEAT CAP(BTU/LB-F)	DENSITY(LB/FT.3)
550	0.682	42.6
375	0.600	47.1
368	0.597	47.3
315	0.572	48.6

0653-PFD-04 OPD PROCESS FLOW DIAGRAM - HEAT MEDIUM SYSTEM  
DRAWING No. DESCRIPTION

REFERENCE DRAWING

REV.	DATE	DESCRIPTION	PREP.	CHEQ.	AUTHOR.
2	05/10/07	FINAL ISSUE - REVISED AS SHOWN	MCASÑEDA	R.VILLALOBOS	AMATEUO
1	31/08/07	FINAL ISSUE - REVISED AS SHOWN	MCASÑEDA	R.VILLALOBOS	AMATEUO
0	25/05/07	FINAL ISSUE	MCASÑEDA	R.VILLALOBOS	AMATEUO
A	02/03/07	ISSUED FOR COMMENTS	MCASÑEDA	R.VILLALOBOS	AMATEUO

TIPIEL SA

Scale	DRAW No				Sheet	Rev.
SIN	1224	00	PFD	00 10 04	1 OF 1	2
	Project	Unit	Type Doc.	Discipl. Subj	Consec.	



AMPLIACIÓN Y MODERNIZACIÓN DE LA PLANTA DE PROCESAMIENTO DE GAS NATURAL PARIÑAS - TALARA

PROCESS FLOW DIAGRAM  
HEAT MEDIUM SYSTEM

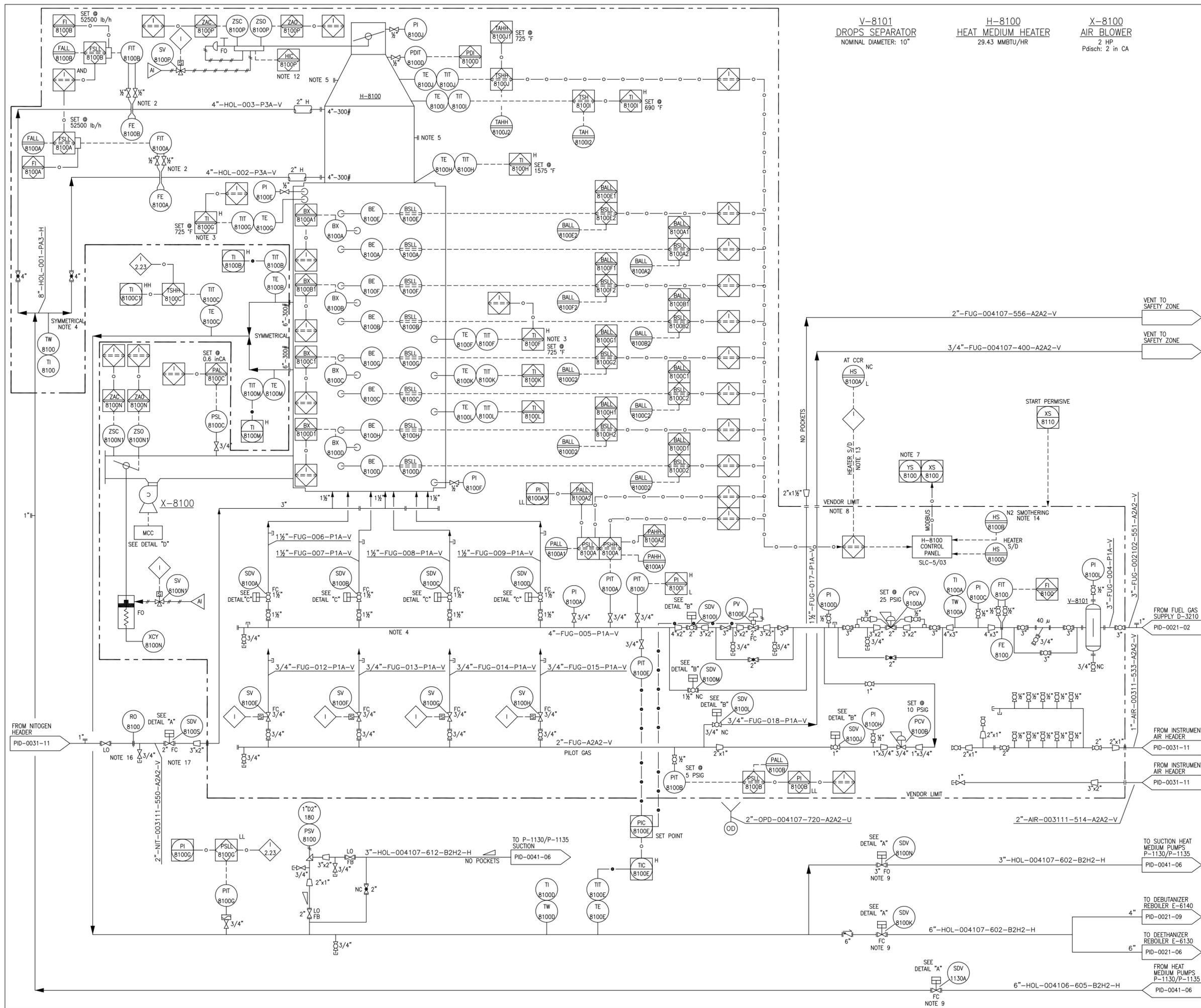
DOCUMENTO N°	GMP N°:						2					
	G	M	P	0	4	R	P	L	S	0	4	2

FILE CAD: 1124-00-PFD-0010-04-11\_2.DWG

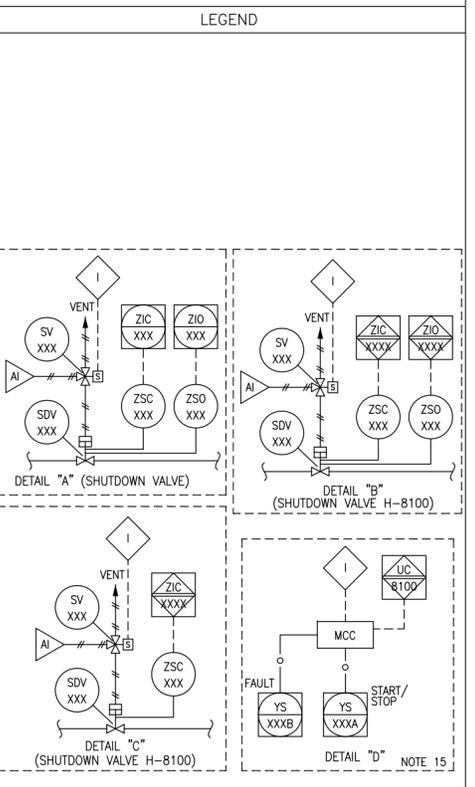
[200]

**ANEXO N° 6**

**P&ID – HEAT MEDIUM HEATER**



- NOTES**
1. DELETED.
  2. DELETED.
  3. TUBE SKIN TEMPERATURE.
  4. DELETED.
  5. CONNECTION FOR SAMPLING.
  6. DELETED.
  7. SIGNALS TO BE MAPPED TO PCS.
  8. DELETED.
  9. THESE VALVES LOCATED AT 50 FT FROM HEATER AS MINIMUM.
  10. HS-8100 AND HS-8100A ARE PLACED AT CONTROL ROOM. THEY ARE PHYSICAL HAND SWITCHES. HS-8105 ARE PLACED AT FIELD CLOSE TO PIPE RACK WITH A MINIMUM DISTANCE OF 50 FT FROM H-8100. IT ARE ISOLATED FROM CONTINGENCY FOCUSSES AND WITH EASY ACCESS FOR OPERATORS (SEE DOCUMENTS 1224-00-DW-1514-01 AND 1224-00-DW-0051-02-01). HS-8100/B IS AT FIELD (PLC).
  11. DELETED.
  12. AUTOMATIC DAMPER CONTROL IS DONE FROM BMS AND PCS. MANUAL DAMPER CONTROL COULD BE DONE FROM ITS PLATAFORM.
  13. HARD WIRE CONNECTION LOCAL PLC TO/FROM ESD.
  14. LOGIC BY HEATER VENDOR AT PLC. (SEE DOC. 933-F-ET-004).
  15. THE COMMUNICATION BETWEEN MCC AND PCS IS ACROSS OF PROFIBUS DP.
  16. BALL VALVE PLACED AT 50 FT FROM H-8100.
  17. ON HOLD DEFINITION BY GMP OF THE HANDWELL INSTALLATION ON SDV-8100S.



DRAWING No.	DESCRIPTION				
<b>REFERENCE DRAWING</b>					
3	19/09/08 AS BUILT (GENERAL REVISION) P.SERENA R.VILLALOBOS AMATEUCCO				
2	07/12/07 ISSUED FOR CONSTRUCTION (REVISED AS SHOWN) P.SERENA R.VILLALOBOS AMATEUCCO				
1	24/09/07 ISSUED FOR CONSTRUCTION (REVISED AS SHOWN) P.SERENA R.VILLALOBOS AMATEUCCO				
0	13/07/07 ISSUED FOR CONSTRUCTION P.SERENA R.VILLALOBOS AMATEUCCO				
C	14/05/07 ISSUED FOR DETAIL DESIGN (REVISED AS SHOWN) M.MALDONADO R.VILLALOBOS AMATEUCCO				
B	27/04/07 ISSUED FOR DETAIL DESIGN M.MALDONADO R.VILLALOBOS AMATEUCCO				
A	20/03/07 ISSUED FOR COMMENTS M.MALDONADO R.VILLALOBOS AMATEUCCO				
REV.	DATE	DESCRIPTION	PREP.	CHEQ.	AUTHOR.

**TIPIEL SA**

Scale	DRAW No	Sheet	Rev.
SIN	1224 00 PID 00 41 07	1 OF 1	3
Project	Unit	Type	Discipl.
			Subj
			Consec.

**GMP**

AMPLIACIÓN Y MODERNIZACIÓN DE LA PLANTA DE PROCESAMIENTO DE GAS NATURAL PARIÑAS - TALARA

HEAT MEDIUM HEATER

GMP N°: **G M P 0 4 R P L 4 1 9**

DOCUMENTO N°: **G M P 0 4 R P L 4 1 9**

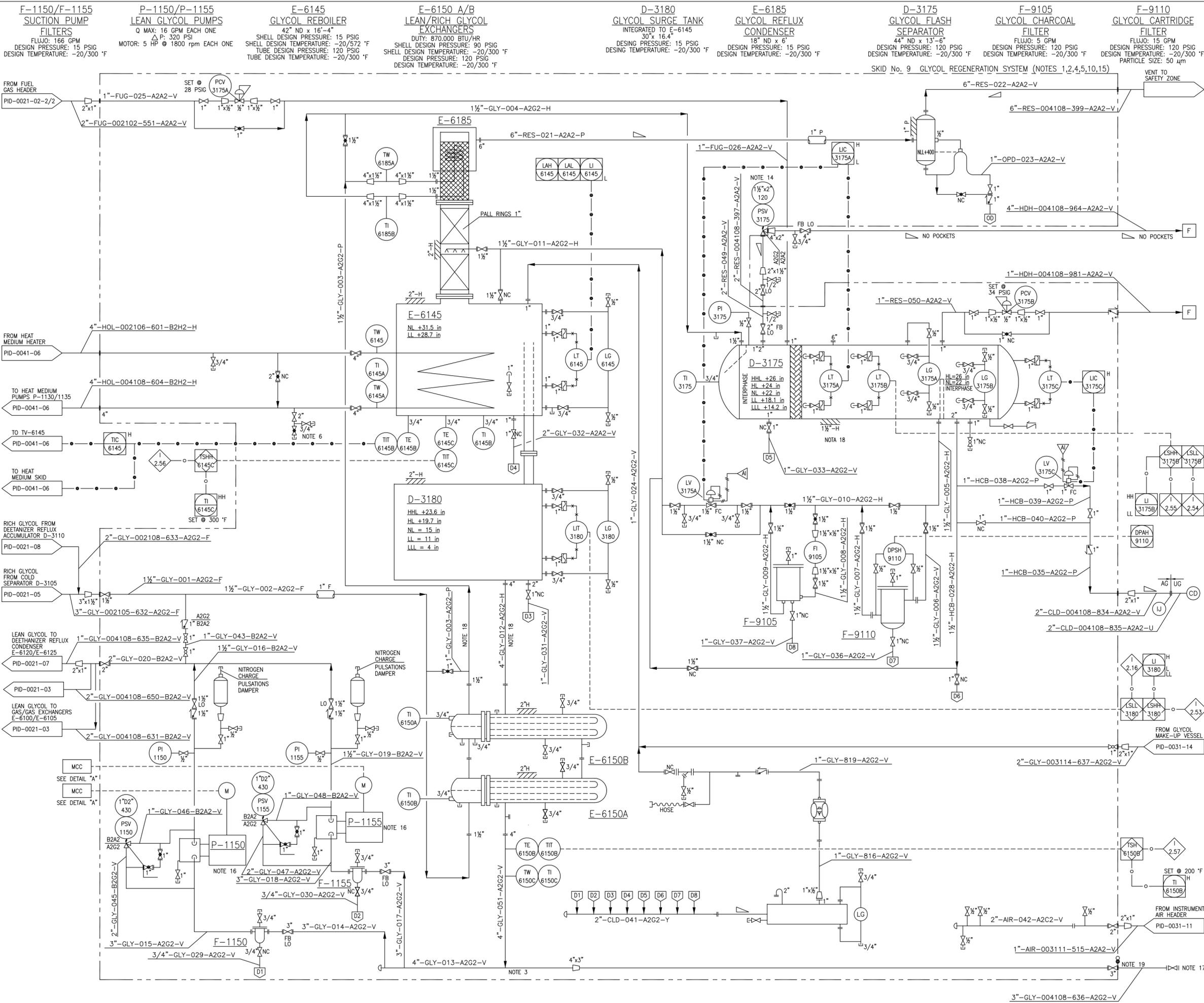
FILE CAD: 1224-00-PID-0041-07-11\_3.DWG

ESTE DISEÑO ES PROPIEDAD DE TIPIEL S.A. Y NO DEBE SER COPIADO, REPRODUCCION Y/O CIRCULADO SIN SU AUTORIZACION. THIS DRAWING IS PROPERTY OF TIPIEL S.A. IT MAY NOT BE COPIED, REPRODUCED AND / OR CIRCULATED WITHOUT AUTHORIZATION.

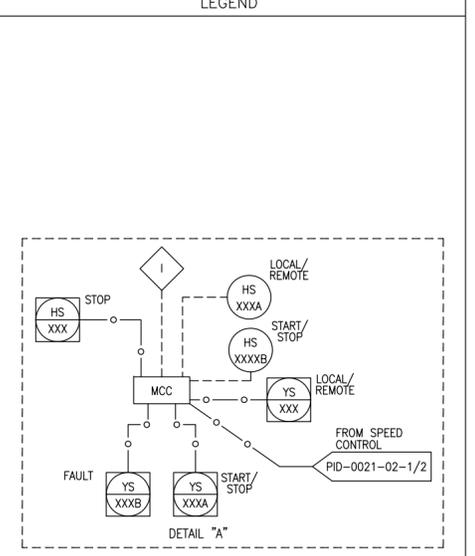
[202]

**ANEXO N° 7**

**P&ID – GLYCOL REGENERATION SYSTEM**



- NOTES**
- SKID LOCATED ON FIRST LEVEL.
  - ALL SKID SIGNALS TO PCS AND/OR ESD SHALL BE SENT TO THE JUNCTION BOX, ON SKIDS LIMITS.
  - GLYCOL TO STORAGE SHALL BE TAKEN FROM THE LOWEST POINT OF SYSTEM AT PUMPS SUCTION.
  - PIPING CLASS SHALL BE SUPPLIED BY TIPEL S.A.
  - LINE DIAMETERS ARE BY VENDOR.
  - HOT OIL DRAIN FACILITY LOCATED AT LOWEST POINT OF THE SYSTEM.
  - DELETED.
  - PSV SIZED FOR OUTSIDE FIRE. VALVE SHALL BE SUPPLIED BY FLARENT.
  - LOGIC AND INDICATIONS AT ESD AND PCS BY TIPEL.
  - PUMPS SHALL HAVE SPEED VARIATOR CONTROL.
  - BLIND FLANGED FACILITY FOR GLYCOL SYSTEM EVACUATING.
  - TO BE INSULATED AT FIELD.
  - THE SPECTACLE WILL BE SUPPLY BY TIPEL S.A.



DRAWING No.	DESCRIPTION				
REFERENCE DRAWING					
3	19/08/09 AS BUILT (GENERAL REVISION) P.SERENA R.VILLALOBOS A.MATEUCO				
2	07/12/07 ISSUED FOR CONSTRUCTION (REVISED AS SHOWN) P.SERENA R.VILLALOBOS A.MATEUCO				
1	24/09/07 ISSUED FOR CONSTRUCTION (REVISED AS SHOWN) P.SERENA R.VILLALOBOS A.MATEUCO				
0	13/07/07 ISSUED FOR CONSTRUCTION P.SERENA R.VILLALOBOS A.MATEUCO				
B	02/05/07 ISSUED FOR DETAIL DESIGN M.MALDONADO R.VILLALOBOS A.MATEUCO				
A	20/03/07 ISSUED FOR COMMENTS M.MALDONADO R.VILLALOBOS A.MATEUCO				
REV.	DATE	DESCRIPTION	PREP.	CHEQ.	AUTHOR.

**TIPEL SA**

Scale	DRAW No	Sheet	Rev.
S/N	1224 00 PID 00 41 08	1 OF 1	3
Project	Unit	Type	Discipl.
			Subj
			Consec.

**GMP**

AMPLIACIÓN Y MODERNIZACIÓN DE LA PLANTA DE PROCESAMIENTO DE GAS NATURAL PARIÑAS - TALARA

GLYCOL REGENERATION SYSTEM

GMP Nº: **G M P 0 4 R P L 4 2 0**

DOCUMENTO Nº: **G M P 0 4 R P L 4 2 0**

FILE CAD: 1224-00-PID-0041-08-11\_3.DWG

ESTE DISEÑO ES PROPIEDAD DE TIPEL S.A Y NO DEBE SER COPIADO, REPRODUCIDO Y/O CIRCULADO SIN SU AUTORIZACION. THIS DRAWING IS PROPERTY OF TIPEL S.A IT MAY NOT BE COPIED, REPRODUCED AND / OR CIRCULATED WITHOUT AUTHORIZATION.

**ANEXO N° 8**

**P&ID – SISTEMA DE DRENAJE CERRADO**

**D-3304**

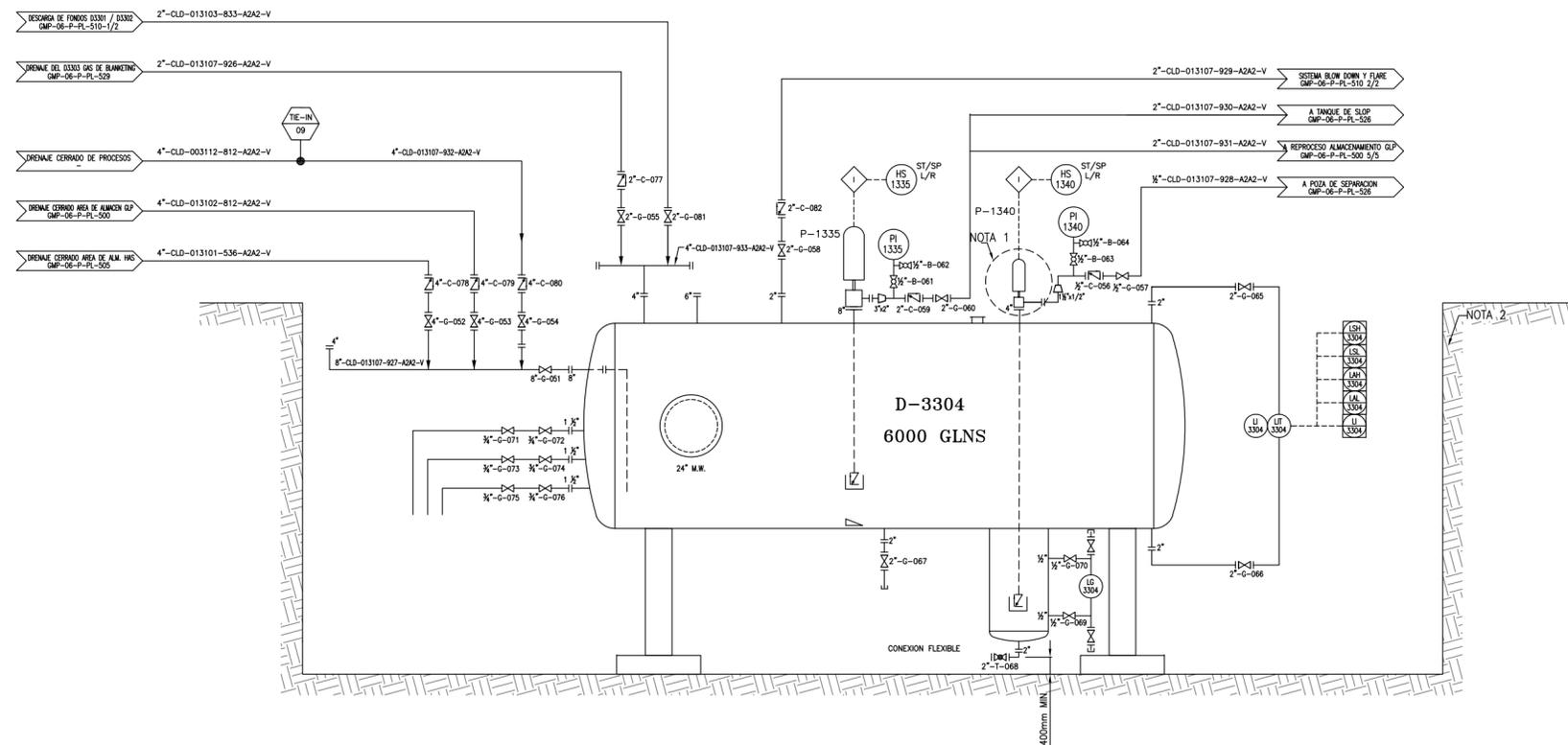
DRUM DE DRENAJE CERRADO  
6000 GLN  
DIA: 2.30 m  
LONG.S/S: 5.55 m  
P. DISEÑO: 50 PSIG  
BOTA  
DIA: 0.5 m  
LONG.S/S: 0.61 m

**P-1335**

ACM: BOMBA DE HC'S  
CAP: 100 GPM @ 66.6 PSIG  
MOTOR: 10 HP

**P-1340**

ACM: BOMBA DE AGUA  
CAP.: 4 GPM @ 49.5 PSIG  
MOTOR: 0.25 HP



KEY PLAN  
S/E

- 1.- TUBO DE SUCCION REMOVIBLE.
- 2.- LA INSTALACION DEL TANQUE D-3304 ES POR DEBAJO DEL NIVEL DEL SUELO PARA RECIBIR LOS DRENAJES DE LA PLANTA.
- 3.- PENDIENTE POR DEFINIR PUNTO DE ENTREGA Y PRESION.

NOTAS

Dibujo No.	DESCRIPCION						
DIBUJOS DE REFERENCIA							
2	23-09-08 AS BUILT (REVISION GENERAL) MDM						
1	18-01-08 EMITIDO POR RECOMENDACION DE GMP (OAM) WCM VCR JCE RHH						
0	30-10-07 EMITIDO PARA CONSTRUCCION Z.O.P. L.R.R. M.R.S. G.N.O.						
B	04-09-07 EMITIDO PARA APROBACION DEL CLIENTE N.E.C. J.Y.M. M.R.S. G.N.O.						
A	20-08-07 EMITIDO PARA COORDINACION INTERNA E.N.V.T. J.L.V. M.R.S. G.N.O.						
REV.	FECHA	DESCRIPCION	DIB	DS	JD	JP	CLT



GMI S.A.  
Ingenieros Consultores



GyM S.A.  
Contralistas Generales

Diseño por:		INSPECTRA S.A.
Escala	Código Interno	Rev.
S/E	GMI-025A-07-1-007-A1	0



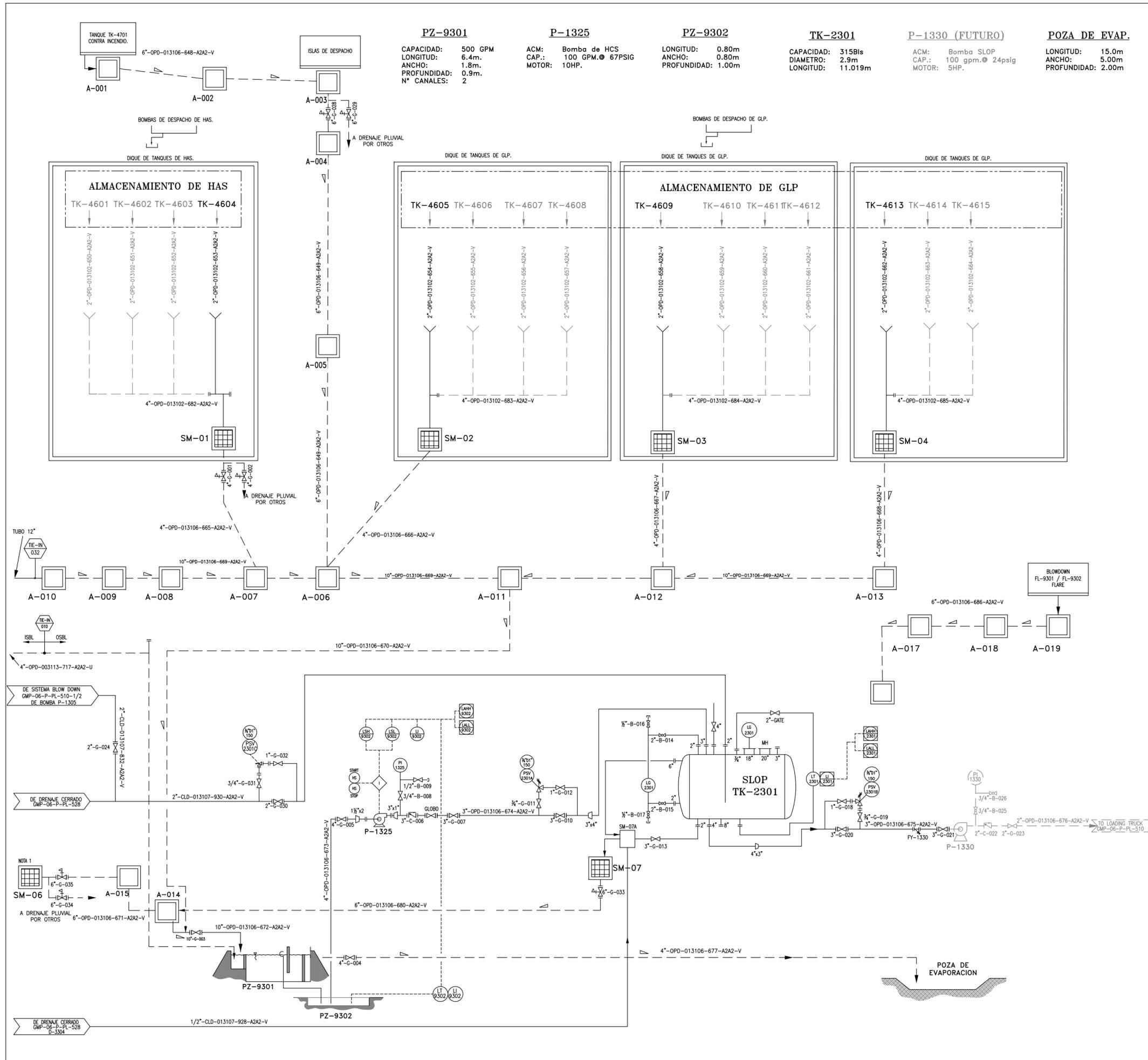
AMPLIACIÓN Y MODERNIZACIÓN DE LA PLANTA  
DE PROCESAMIENTO DE GAS NATURAL  
PARIÑAS - TALARA

P&ID  
SISTEMA DE DRENAJE CERRADO

PLANO N°:	GMP-06-P-PL-528	Rev.:	28
	GMP-06-P-PL-528		

**ANEXO N° 9**

**P&ID – SISTEMA DE DRENAJE ABIERTO**



LISTADO DE EQUIPOS Y ACCESORIOS		
SIMBOLO	DESCRIPCION	
	SUMIDERO CON REJILLA.	SM-XX
	BUZÓN DE DRENAJE	A-XXX
	BUZÓN CIEGO	

KEY PLAN  
S/E

1. DRENAJE DEL SISTEMA BLOW DOWN, GMP-06-P-PL-510-1/2, D3301 Y D3302.

NOTAS

Dibujo No.	DESCRIPCION						
DIBUJOS DE REFERENCIA							
2	23-09-08	AS BUILT (REVISION GENERAL)	MDM				
1	01-06-08	ACTUALIZACIONES SEGUN INDICACIONES GMP	M.S	M.S	M.S	M.S	
0	30-10-07	EMITIDO PARA CONSTRUCCION	Z.Q.P.	L.R.R.	M.R.S.	G.N.O.	
B	14-09-07	EMITIDO PARA APROBACION DEL CLIENTE	N.E.C.	J.Y.M.	M.R.S.	G.N.O.	
A	24-08-07	EMITIDO PARA COORDINACION INTERNA	N.E.C.	J.Y.M.	M.R.S.	G.N.O.	
REV.	FECHA	DESCRIPCION	DIB	DS	JD	JP	CLT



GMI S.A.  
Ingenieros Consultores



GyM S.A.  
Contratistas Generales

Diseño por:	INSPECTRA S.A.	
Escala	Código Interno	Rev.
S/E	GMI-025A-07-I-006-A1	0



AMPLIACIÓN Y MODERNIZACIÓN DE LA PLANTA DE PROCESAMIENTO DE GAS NATURAL PARIÑAS - TALARA

P&ID  
SISTEMA DE DRENAJE ABIERTO INDUSTRIAL

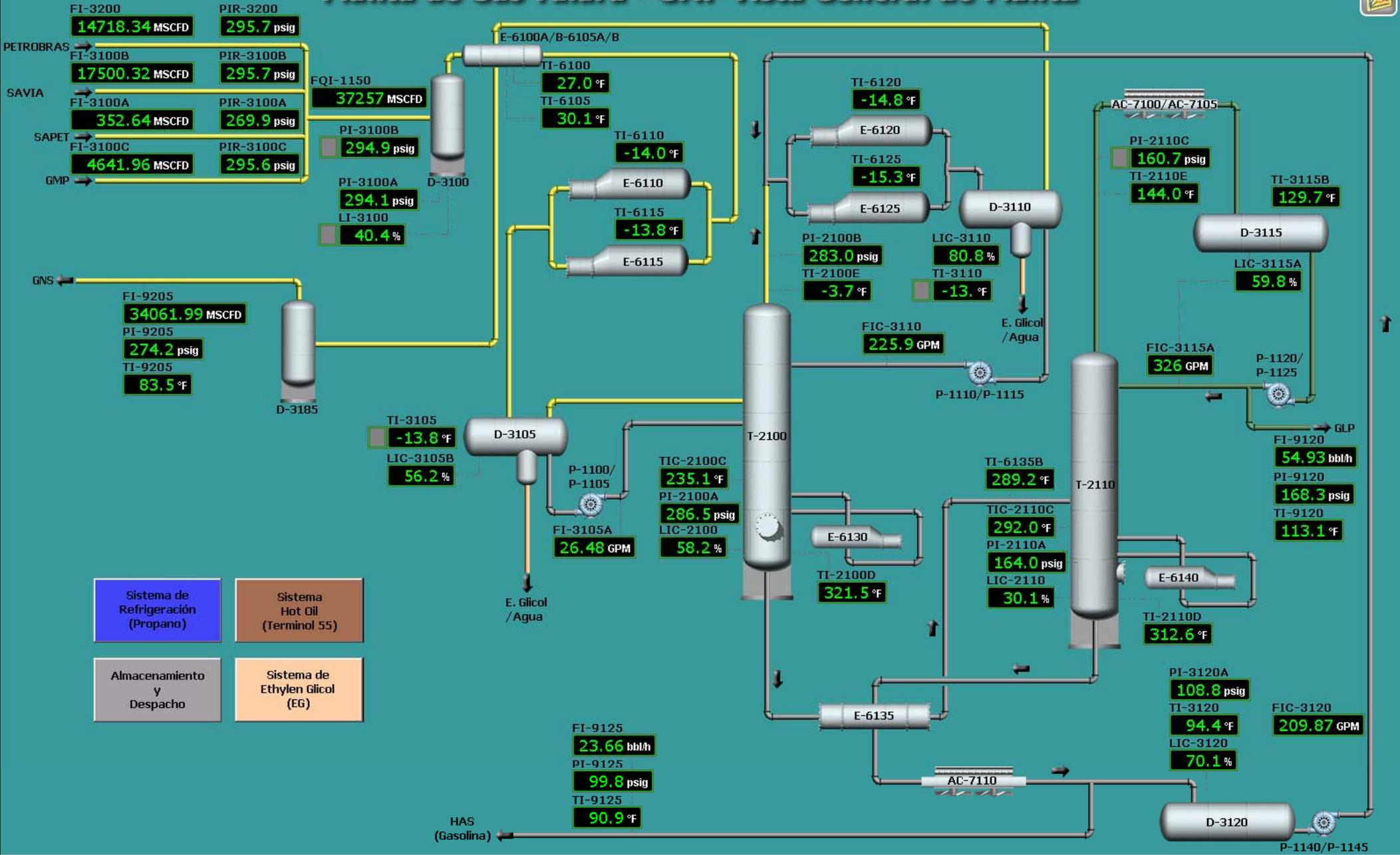
PLANO N°:	GMP-06-P-PL-526	Rev.:
	*GMP-06-P-PL-5	

**ANEXO N° 10**

**DIAGRAMAS DEL PROCESO Y SUS VARIABLES OPERATIVAS (PANTALLAS  
DEL DELTA V)**

- Vista General de Planta
- Separador de Entrada Petrobras
- Intercambiadores Gas – Gas
  - Chillers de Gas
  - Separador Frío
  - Torre Deetanizadora
- Condensadores de Reflujo de Deetanizadora
- Acumulador de Reflujo de Deetanizadora
  - Torre Debutanizadora
- Acumulador de Reflujo de la Debutanizadora
- Sistema de Calentamiento con Fluido Térmico
  - Horno de Fluido Térmico
  - Sistema de Regeneración de Glicol
  - Sistema de Refrigeración
- Vista General de Almacenamiento y Despacho de GLP y HAS

# Planta de Gas Talara - GMP Vista General de Planta

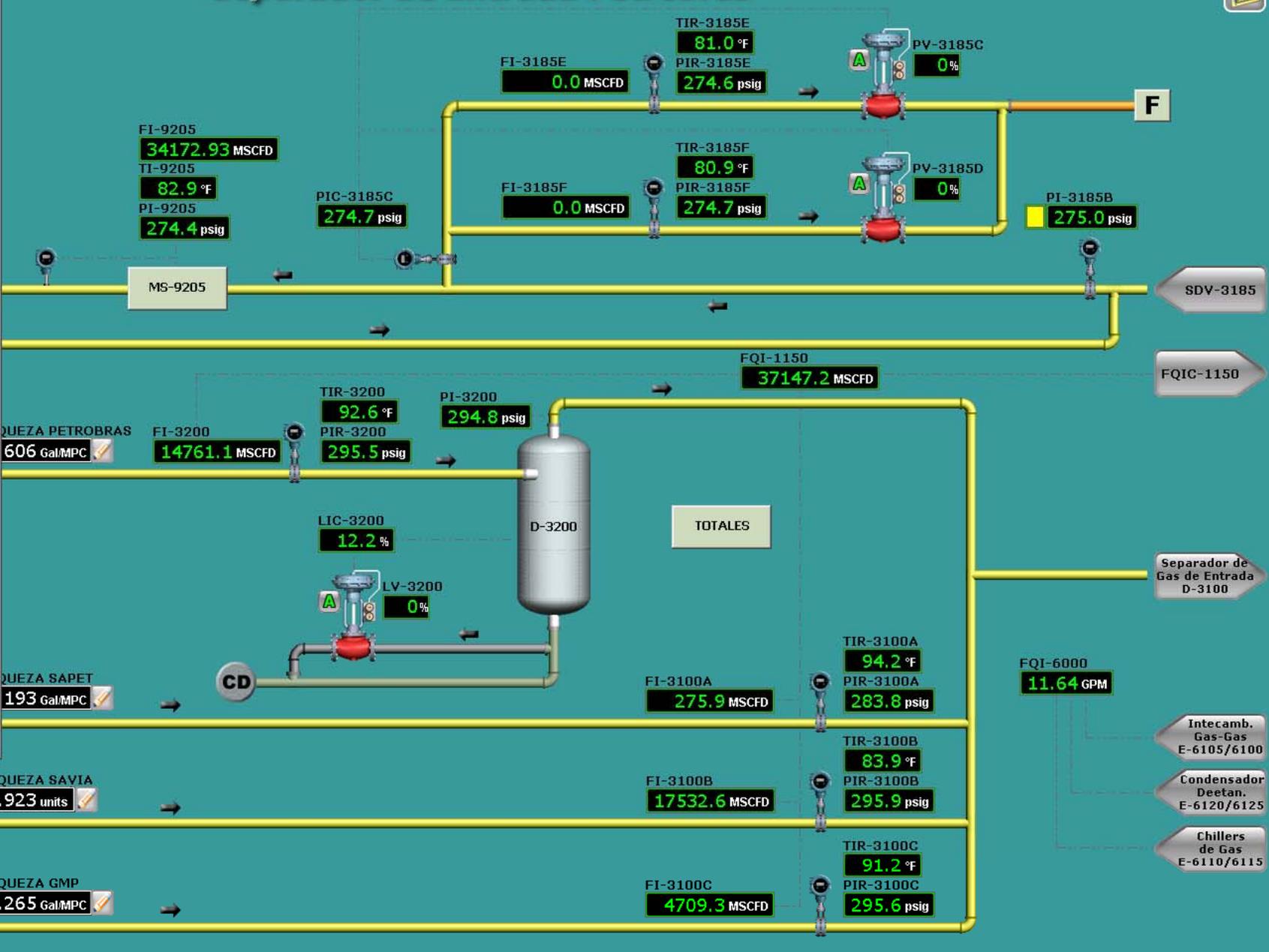


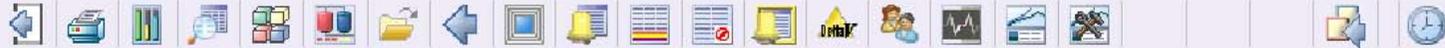
Sistema de Refrigeración (Propano)	Sistema Hot Oil (Terminol 55)
Almacenamiento y Despacho	Sistema de Ethylen Glicol (EG)

# Separador de Entrada Petrobras

**MS-9205**  
Estación de Medición

- Presión Dif. **83.6 inH2o**
- Presión **274.4 psig**
- Temperatura **82.9 °F**
- Caudal **34172.93 MSCFD**
- Acum. Hoy **8941.97 MSCF**
- Acum. Ayer **36066.70 MSCF**
- Total General **1906175 MSCF**
- Metano **93.16 %mol**
- Etano **5.41 %mol**
- Propano **0.05 %mol**
- Butano - i **0.00 %mol**
- Butano - n **0.00 %mol**
- Pentano - i **0.20 %mol**
- Neopentano **0.00 %mol**
- Pentano - n **0.11 %mol**
- C6+47/35/17 **0.06 %mol**
- Diox. Carbono **0.85 %mol**
- Nitrógeno **0.18 %mol**
- Poder Cal. Bruto **1057.68 BTU/ft3**
- Gravedad Espec. **0.5981**





FOI-1150

37321.8 MSCFD

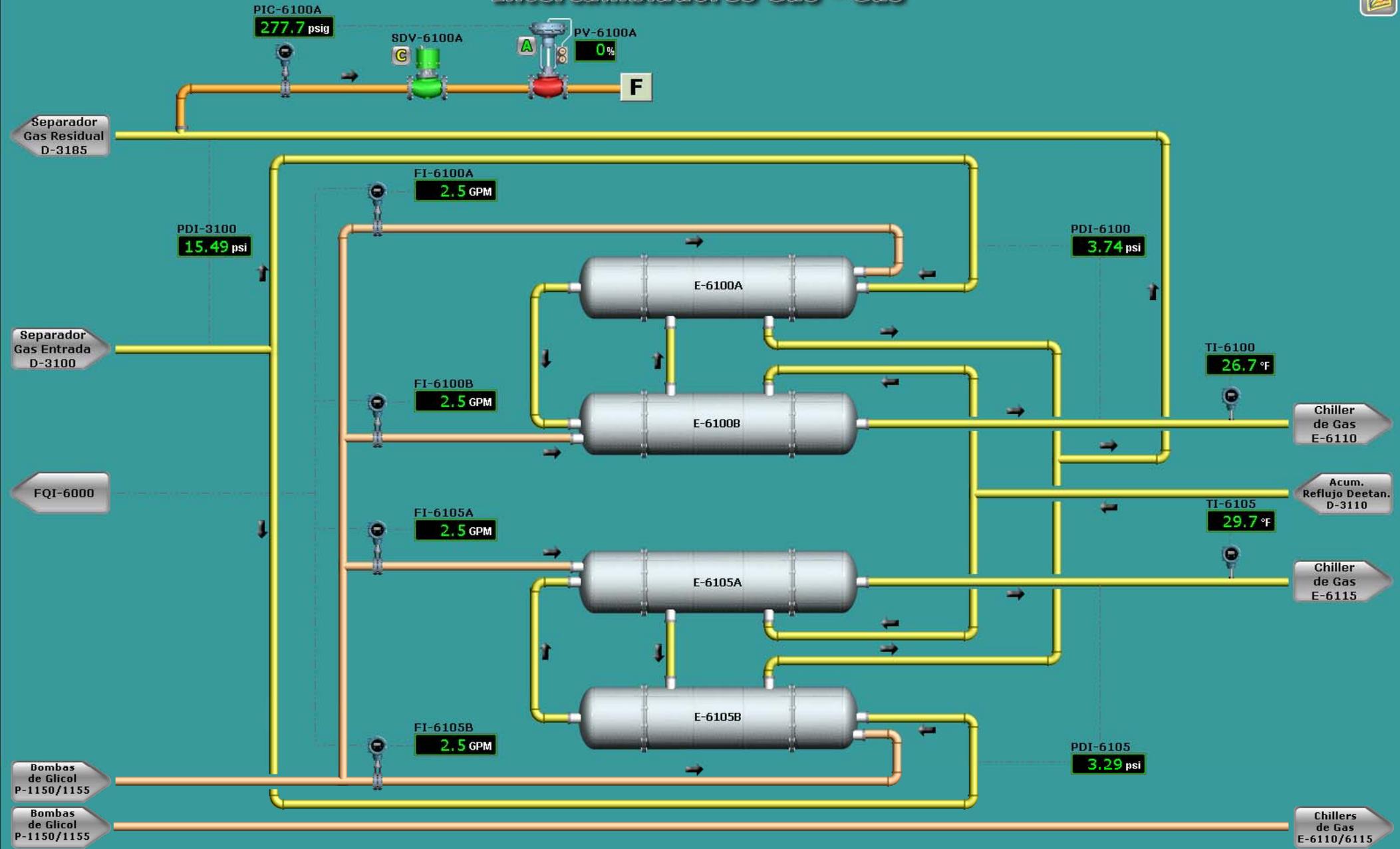
PI-3185B

275.0 psig

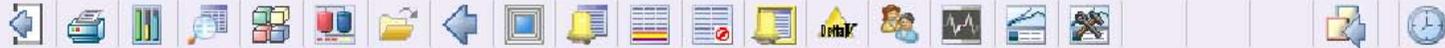
PIC-3410

111.7 psig

# Intercambiadores Gas - Gas



PI-3185B
ALERTA\_C-5400
C-5400\_PARO
LI-6130
LI-3301



FQI-1150

37241.3 MSCFD

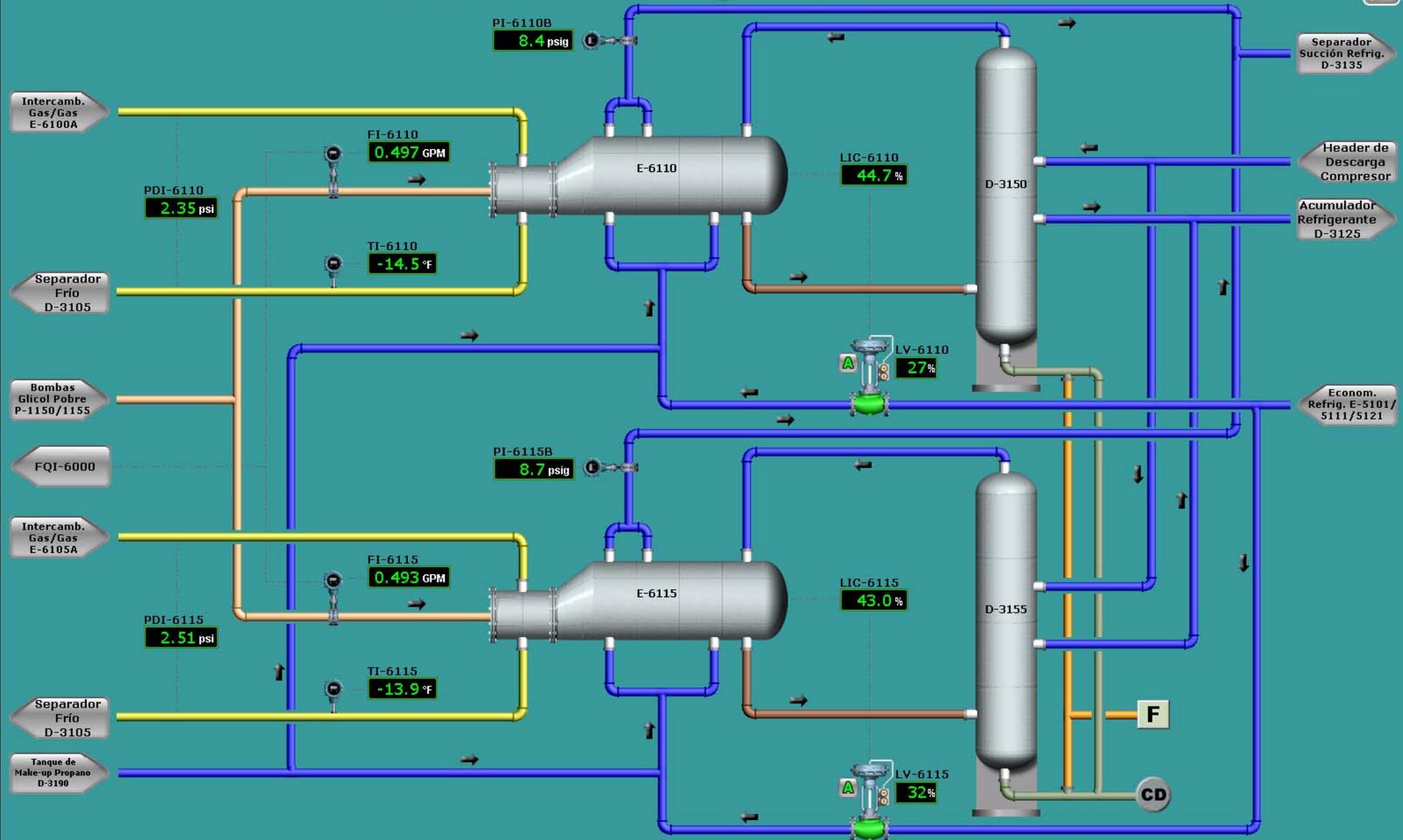
PI-3185B

274.8 psig

PIC-3410

112.2 psig

# Chillers de Gas / Recuperadores de Aceite



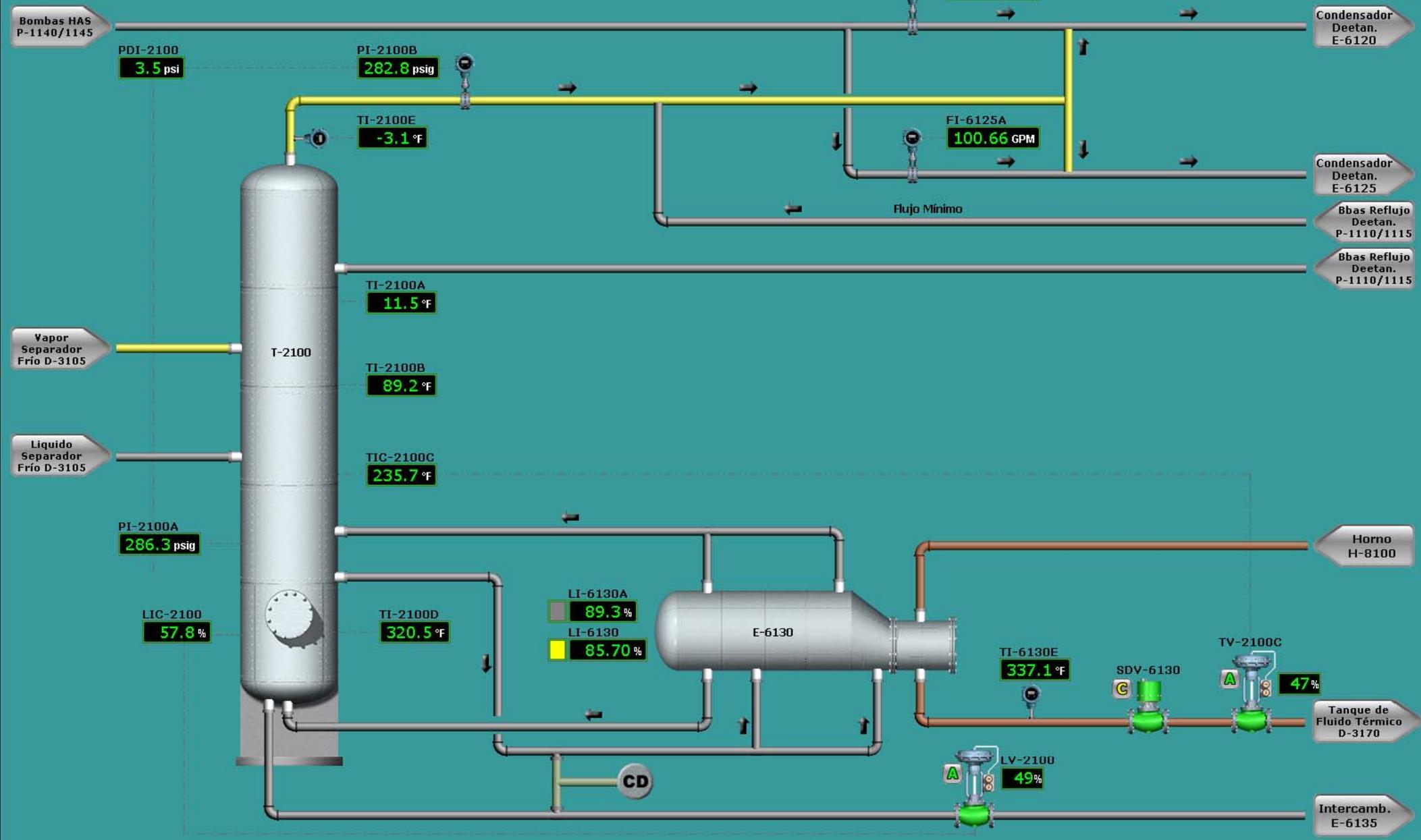
PI-3185B
ALERTA\_C-5400
C-5400\_PARO
LI-6130
LI-3301





FOI-1150 37431.3 MSCFD  
PI-3185B 274.9 psig  
PIC-3410 113.9 psig

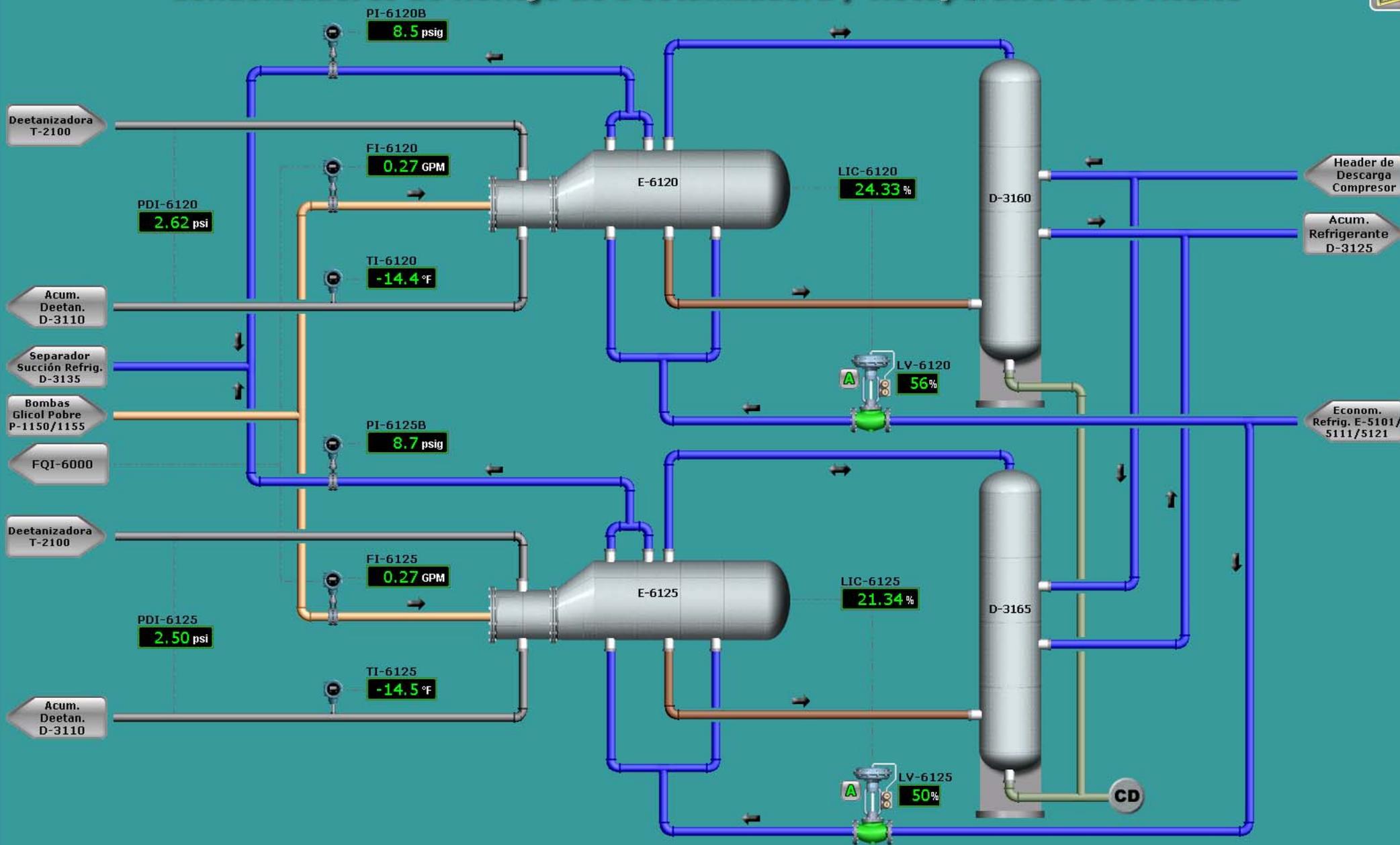
# Torre Deetanizadora



⚠️ PI-3185B
ℹ️ ALERTA\_C-5400
⚠️ C-5400\_PARO
ℹ️ LI-6130
⚠️ LI-3301



# Condensadores de Reflujo de Deetanizadora / Recuperadores de Aceite





FOI-1150

PI-3185B

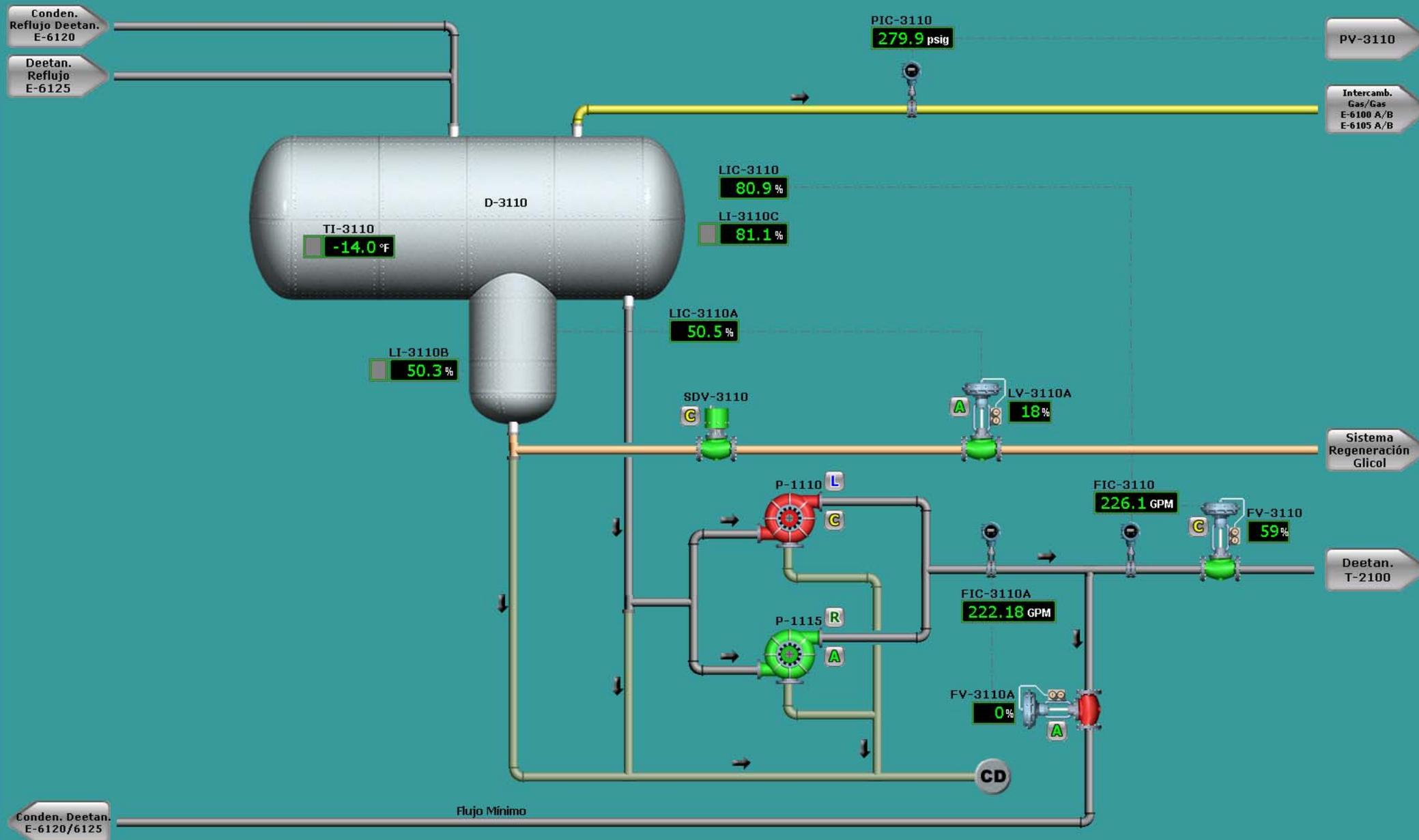
PIC-3410

37082.3 MSCFD

274.9 psig

114.7 psig

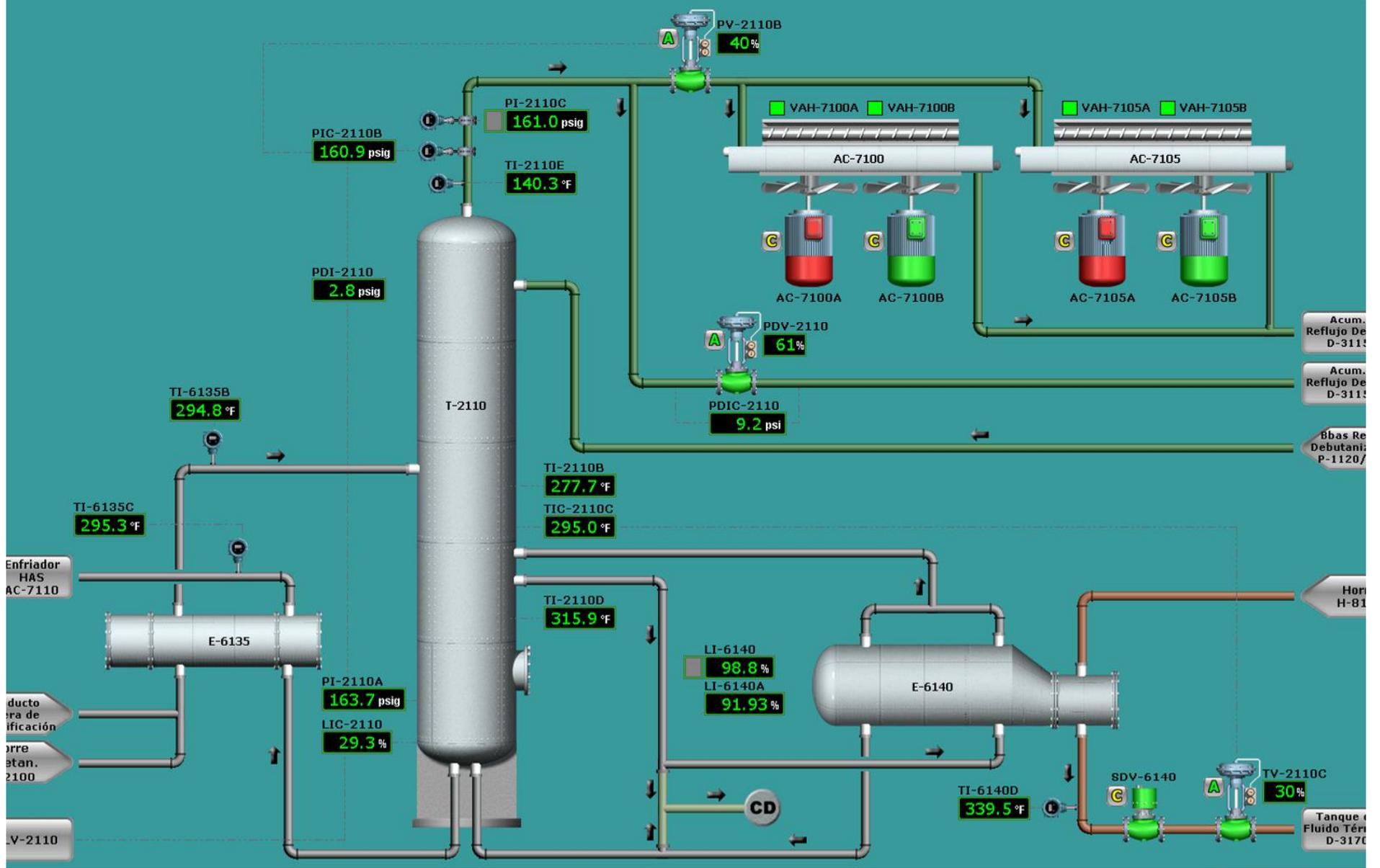
# Acumulador de Reflujo de Deetanizadora



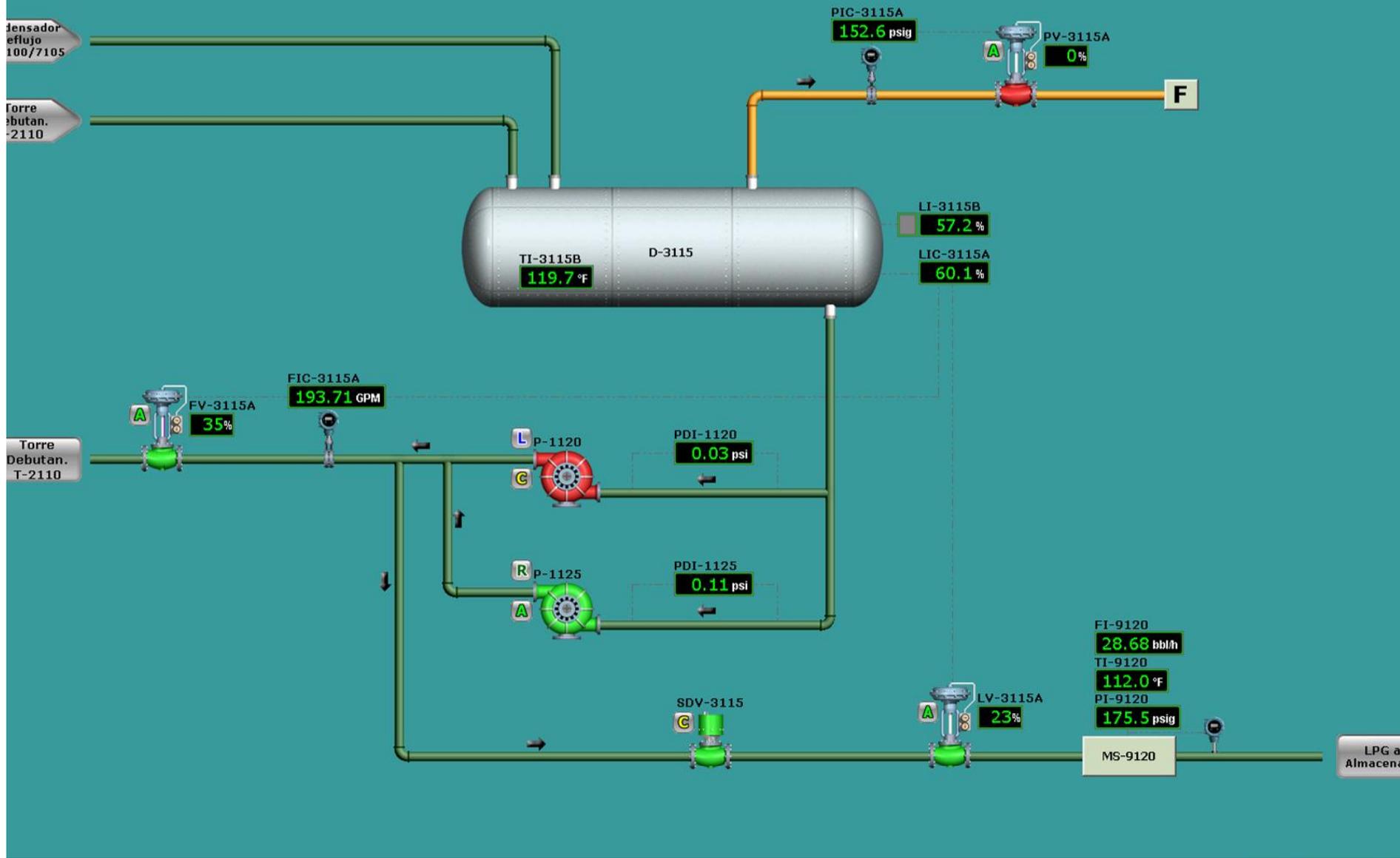
PI-3185B
ALERTA\_C-5400
C-5400\_PARO
LI-6130
LI-3301



# Torre Debutanizadora

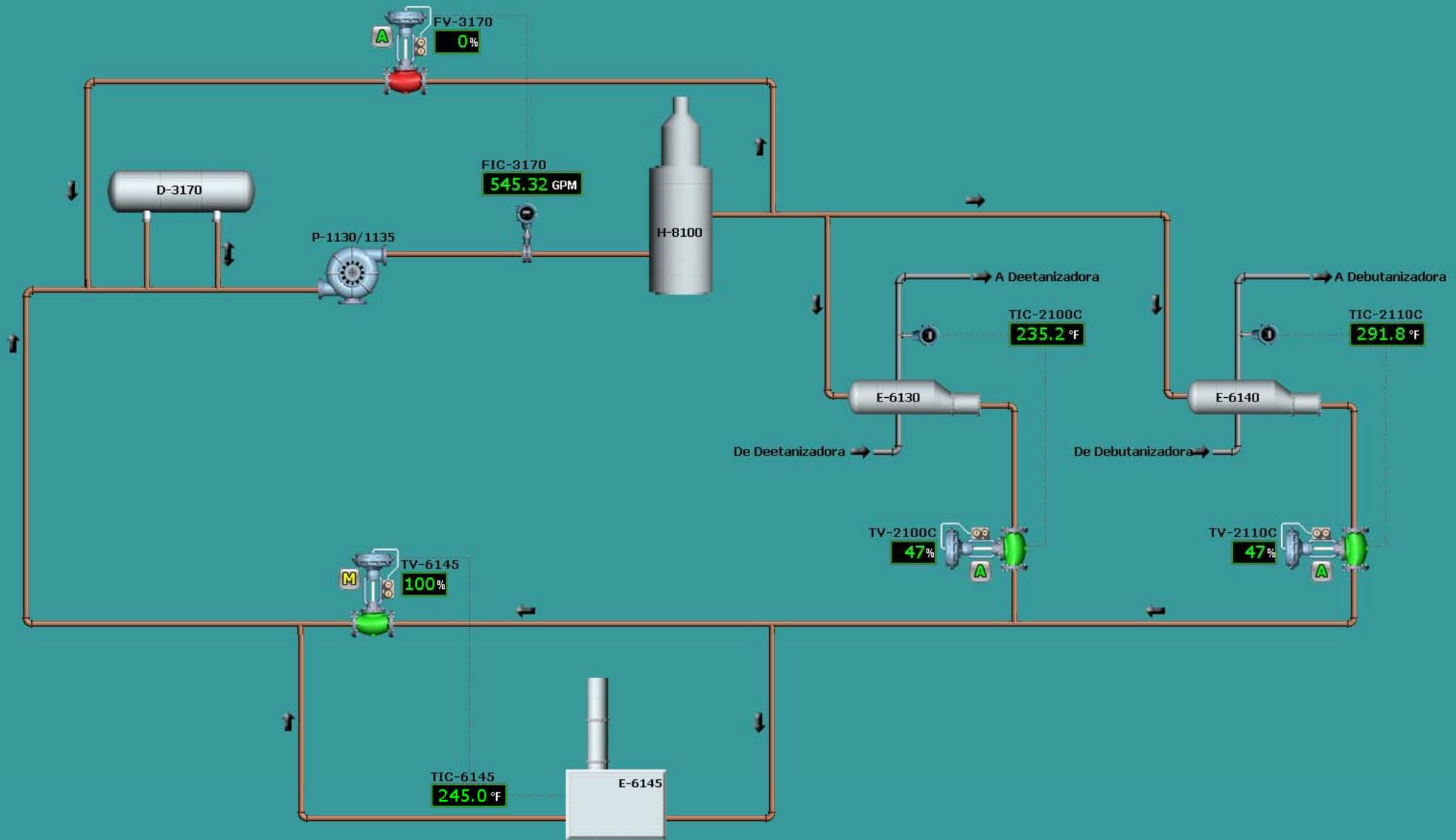


# Acumulador de Reflujo de Debutanizadora



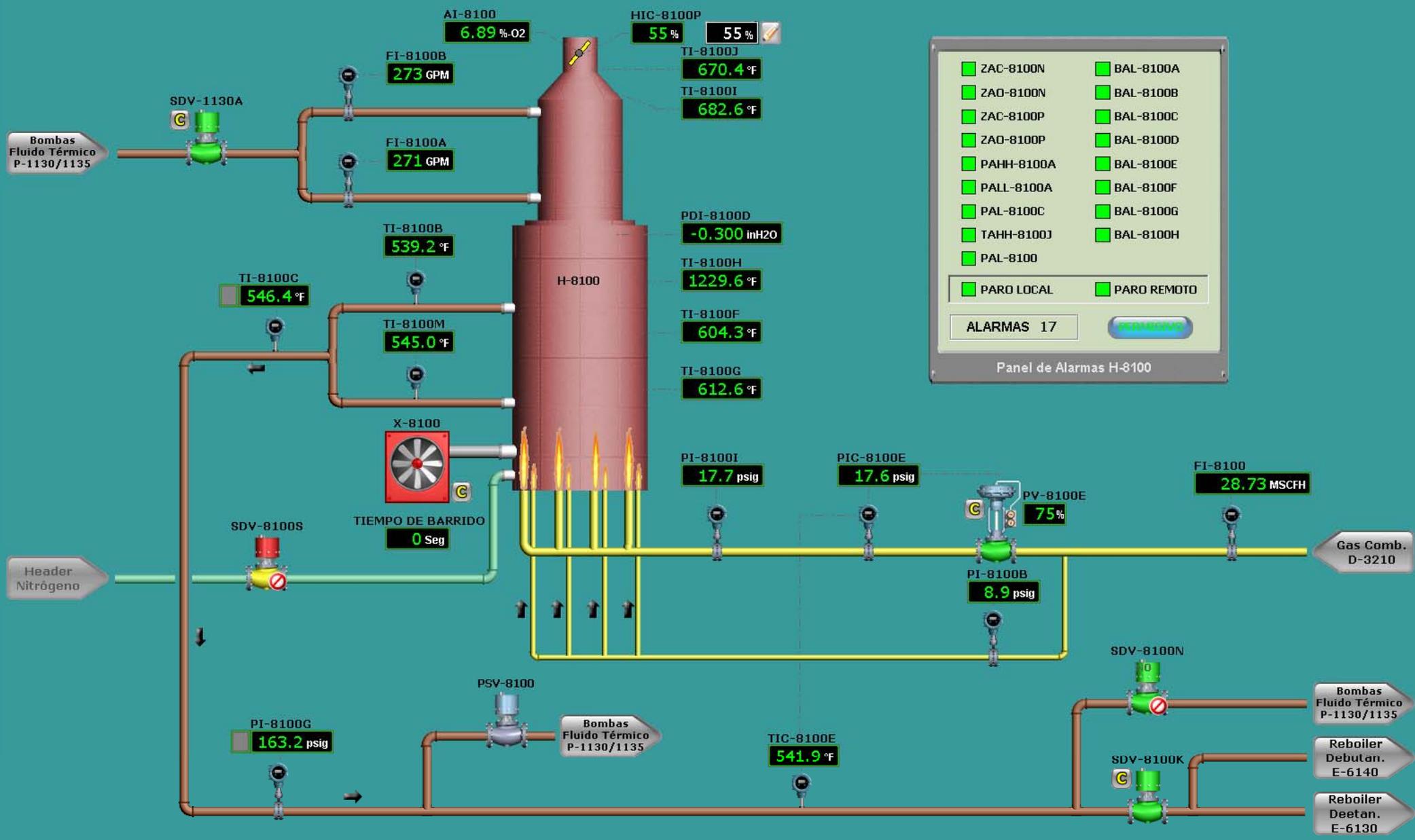


# Sistema de Calentamiento con Fluido Térmico



⚠️ PI-3185B
ℹ️
⚠️ ALERTA\_C-5400
ℹ️
⚠️ C-5400\_PARO
ℹ️
⚠️ LI-6130
ℹ️
⚠️ LI-3301
ℹ️

# Horno de Fluido Térmico

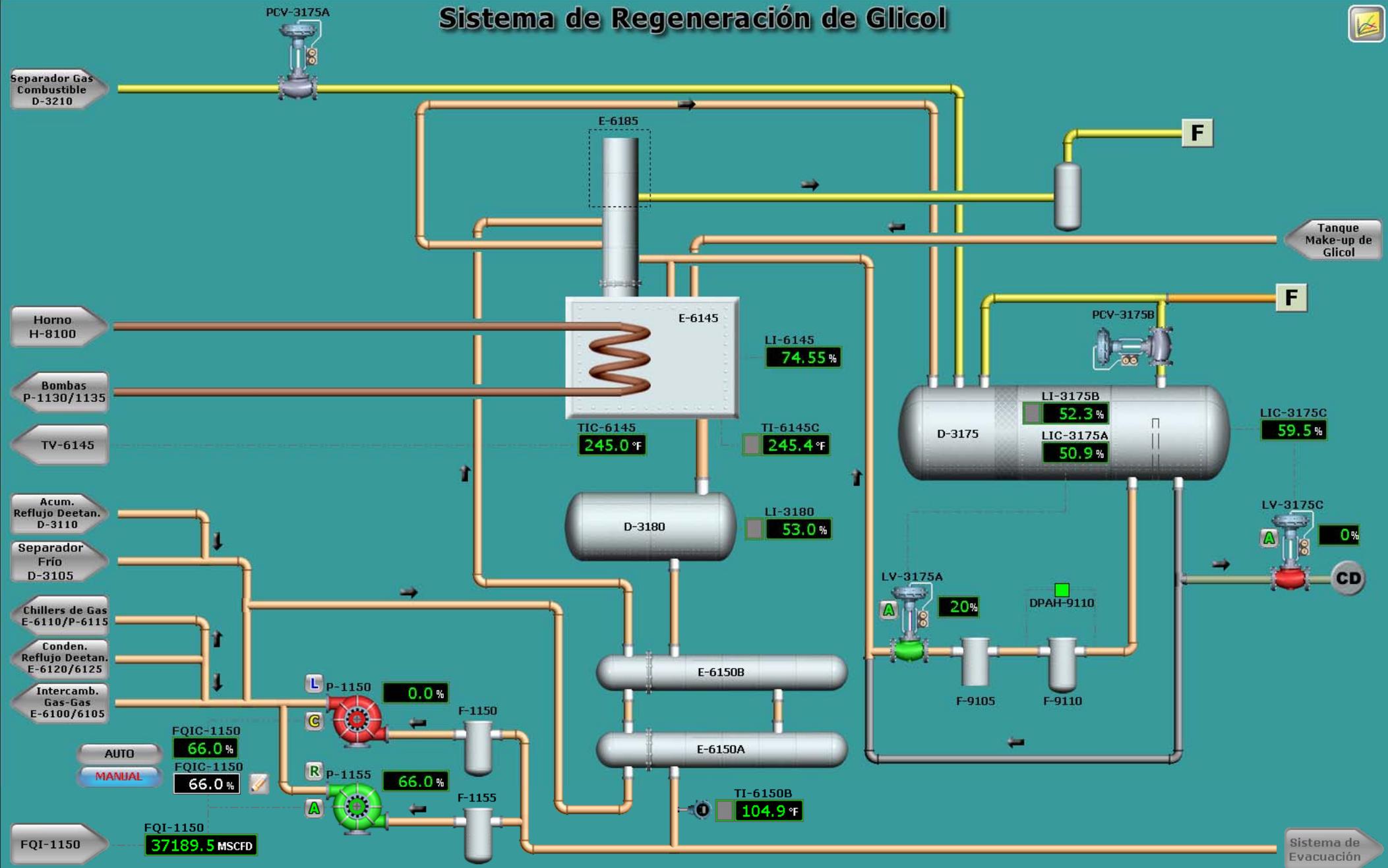


<input type="checkbox"/> ZAC-8100N	<input type="checkbox"/> BAL-8100A
<input type="checkbox"/> ZAO-8100N	<input type="checkbox"/> BAL-8100B
<input type="checkbox"/> ZAC-8100P	<input type="checkbox"/> BAL-8100C
<input type="checkbox"/> ZAO-8100P	<input type="checkbox"/> BAL-8100D
<input type="checkbox"/> PAHH-8100A	<input type="checkbox"/> BAL-8100E
<input type="checkbox"/> PALL-8100A	<input type="checkbox"/> BAL-8100F
<input type="checkbox"/> PAL-8100C	<input type="checkbox"/> BAL-8100G
<input type="checkbox"/> TAHH-8100J	<input type="checkbox"/> BAL-8100H
<input type="checkbox"/> PAL-8100	
<input type="checkbox"/> PARO LOCAL	<input type="checkbox"/> PARO REMOTO

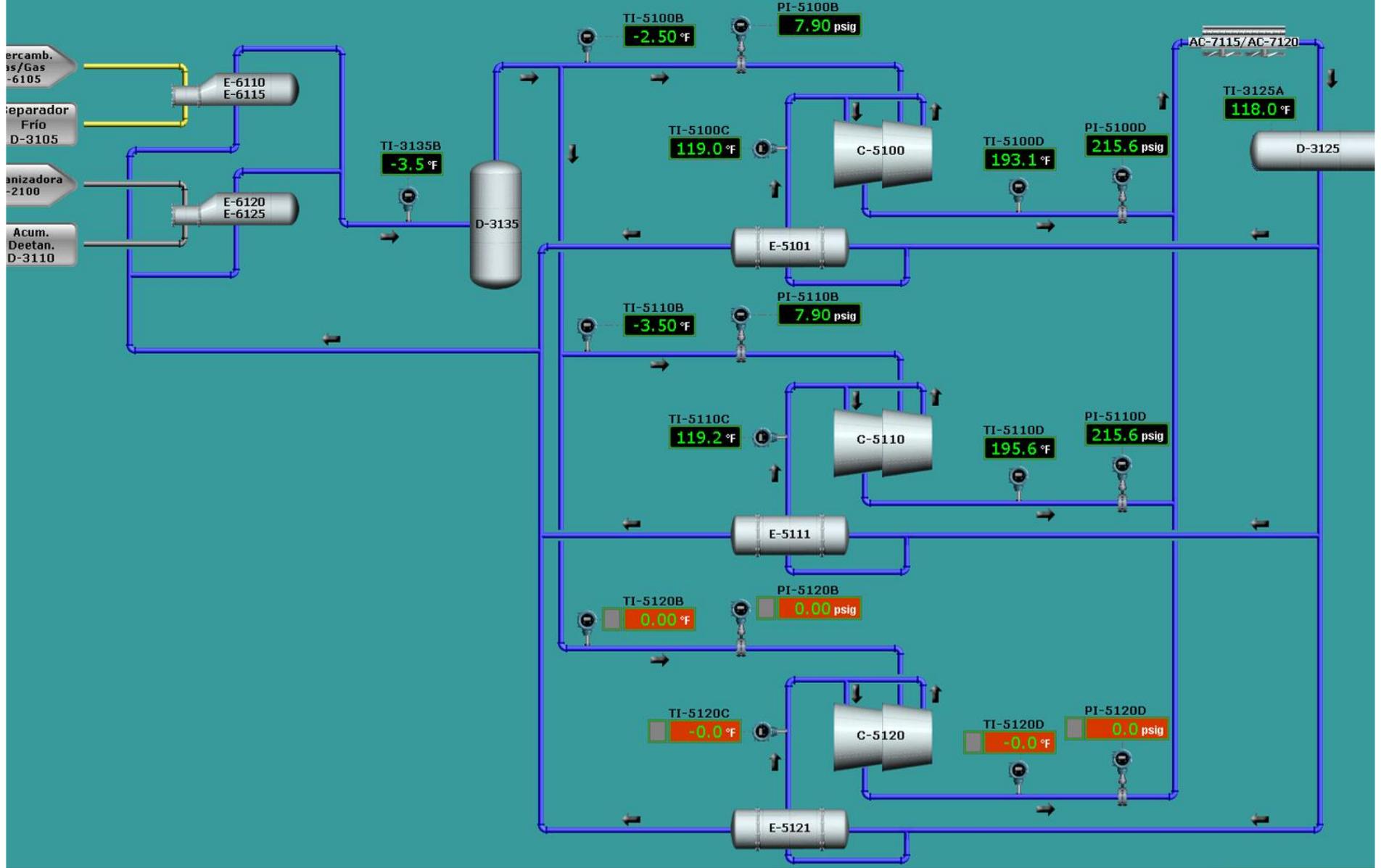
ALARMAS 17 **PERMISSIVO**

Panel de Alarmas H-8100

# Sistema de Regeneración de Glicol



# Sistema de Refrigeración



# Vista General de Almacenamiento y Despacho de GLP y HAS

## EMAS DE ANTORCHAS

LI-3301  
4.8 %  
LAL-9302A

## BLANKETING

D-3303  
LI-3303  
0.21 %

## SISTEMAS DE DRENAJE

PZ-9302  
LAH-9302  
LAL-9302  
LI-3304  
48.5 %  
D-3304

## Almacenamiento de HAS

PI-4604 Futuro	PI-4603 Futuro	PI-4602 Futuro	PI-4601 12.72
TI-4604 Futuro	TI-4603 Futuro	TI-4602 Futuro	TI-4601E 83.8
LI-4604A Futuro	LI-4603A Futuro	LI-4602A Futuro	LI-4601A 63.1
LI-4604B Futuro	LI-4603B Futuro	LI-4602B Futuro	LI-4601E 58.5

4604 4603 4602 4601

## Almacenamiento de GLP

PI-4615 Futuro	PI-4614 Futuro	PI-4613 111.3 psig
TI-4615 Futuro	TI-4614 Futuro	TI-4613 84.7 °F
LI-4615A Futuro	LI-4614A Futuro	LI-4613A 55.5 %
LI-4615B Futuro	LI-4614B Futuro	LI-4613B 55.4 %

4615 4614 4613

## Almacenamiento de GLP

PI-4612 Futuro	PI-4611 Futuro	PI-4610 Futuro	PI-4609 88.0 psig
TI-4612 Futuro	TI-4611 Futuro	TI-4610 Futuro	TI-4609 82.6 °F
LI-4612A Futuro	LI-4611A Futuro	LI-4610A Futuro	LI-4609A 67.0 %
LI-4612B Futuro	LI-4611B Futuro	LI-4610B Futuro	LI-4609B 67.9 %

4612 4611 4610 4609

## Almacenamiento de GLP

PI-4608 Futuro	PI-4607 Futuro	PI-4606 Futuro	PI-4605 102.9
TI-4608 Futuro	TI-4607 Futuro	TI-4606 Futuro	TI-4605 84.9
LI-4608A Futuro	LI-4607A Futuro	LI-4606A Futuro	LI-4605A 74.6
LI-4608B Futuro	LI-4607B Futuro	LI-4606B Futuro	LI-4605E 74.7

4608 4607 4606 4605

## Despacho de GLP

Patín Despacho GLP  
FI-1620 Futuro  
FIQ-1620 Futuro

## Despacho de HAS

Patín Despacho HAS  
MODULO Futuro  
MODULO Futuro

## Sistema Contra incendio

Tk-4701  
LI-4701A  
99 %