

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE REFRIGERACIÓN MECÁNICO DE LA PLANTA DE EXTRACCIÓN DE LÍQUIDOS DEL GAS NATURAL LGN II DEL COMPLEJO PETROQUÍMICO EL TABLAZO

TUTOR ACADÉMICO: Dr. Luis García
TUTOR INDUSTRIAL: MSc. Rubén Pérez

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por la Ing. Sifontes Romero, Natalia.
Para optar al Título de
Magister Scientiarum en Ingeniería Química

Caracas, 2008



UNIVERSIDAD CENTRAL DE VENEZUELA
FACULTAD DE INGENIERÍA
COMISIÓN DE ESTUDIOS DE POSTGRADO.

VEREDICTO

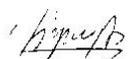
Quienes suscriben, Miembros del Jurado designado por el Consejo de la Facultad de Ingeniería y por el Consejo de Estudios de Postgrado de la Universidad Central de Venezuela, para examinar el Trabajo de Grado, presentada por la INGENIERA **SIFONTES ROMERO NATALIA**, portadora de la Cédula de Identidad Número V-13.286.625, bajo el título, "**EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE REFRIGERACIÓN MECÁNICO DE LA PLANTA DE EXTRACCIÓN DE LÍQUIDOS DEL GAS NATURAL LGN II DEL COMPLEJO PETROQUÍMICO EL TABLAZO**", a los fines de cumplir el requisito legal para optar al título de Magíster Scientiarum en Ingeniería Química, dejan constancia de lo siguiente:

1.- Leído como fue dicho trabajo por cada uno de los Miembros del Jurado, éste fijó el día viernes 25 de enero de 2008, para que el autor lo defendiera en forma pública, lo que éste hizo en el Salón 126 de la Escuela de Ingeniería Química a las 6:30 pm., mediante un resumen oral de su contenido, luego de lo cual respondió satisfactoriamente a las preguntas que le fueron formuladas por el Jurado; todo conforme a lo dispuesto en los Artículos 45, 49,50,51 y 52 del Reglamento de Estudios de Postgrado.

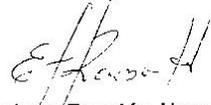
2.- Finalizada la defensa pública del trabajo, el Jurado decidió **Aprobarlo** por considerar, sin hacerse solidario de las ideas expuestas por el autor, que se ajusta a lo dispuesto y exigido en el Reglamento de Estudios de Postgrado.

Para dar veredicto, el Jurado estimó que la obra examinada representa un aporte importante desde el punto de vista de Ingeniería de Procesos, que permitió desarrollar una simulación rigurosa del estado actual de la Planta de Extracción de Líquidos del Gas Natural LGN II del Complejo Petroquímico El Tablazo. Adicionalmente, desarrolló una herramienta útil que permite el diagnóstico, la verificación y la optimización de variables operacionales, y el adiestramiento del personal que ingrese a la planta.

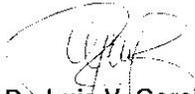
En fe de lo cual se levanta la presente Acta, a los veinticinco días del mes de enero de dos mil ocho, dejándose también constancia de que, conforme a lo dispuesto en la normativa jurídica vigente actuó como Coordinador del Jurado el **Doctor Luis Vicente García B.**


Dr. Hugo Espaillat Carrillo
CI: 3.309.750
Jurado




MSc. Enrique Rondón Hernández
CI: 4.944.799
Jurado


MSc Rubén Pérez Méndez
Tutor Industrial
CI: 11.960.708


Dr. Luis V. García B.
Tutor Coordinador
CI: 3.979.409

*Con Dios Todo
Sin Dios Nada*

Dedicatoria

A Dios quien me guía y me da fuerzas en todo momento.

A mi amado esposo.

A mi querida mamá.

A mis adoradas hermanas Irma y Karina.

A mi querida abuelita Naty.

*A la memoria de los abuelos Gabriel y Natalia...
porque sólo muere lo que se olvida.*

Agradecimientos

Gracias a Dios por acompañarme en todo momento y llenar mi vida de dicha y bendiciones.

A mi esposo Alejandro, por tu amor, tu cariño, tus consejos y tu apoyo incondicional.

A mi mamá, por tu amor, tu cariño y por siempre darme ánimo para seguir adelante.

A mis hermanas Irma y Karina por siempre darme amor, cariño y comprensión.

A mi papá por tu amor y cariño.

Al Profesor y amigo Luis García : Gracias por todo su apoyo, dedicación y consejos. Todo este esfuerzo no hubiera sido posible sin su ayuda, amistad e incondicional apoyo.

Al Ing. Rubén Pérez, por transmitirme su experiencia en el campo del procesamiento del gas natural. Gracias por sus consejos oportunos.

Al Ing. Juan Marquina por su disposición para ayudar y transmitir sus conocimientos.

Gracias a la Ilustre Universidad Central de Venezuela, por darme las herramientas para mi formación personal y profesional.

A los profesores de postgrado de la Escuela de Ingeniería Química, por su dedicación y disposición a enseñarme cada día cosas nuevas.

Al MENPET, prestigiosa institución que me ha permitido crecer como profesional y como persona.

¡Gracias a todos!
Gracias por ayudarme a lograrlo.
Los quiero mucho

“Todo lo puedo en Cristo que me fortalece” Fil. 4:13

Natalia Sifontes Romero

Sifontes R. Natalia

**EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE REFRIGERACIÓN MECÁNICO DE LA
PLANTA DE EXTRACCIÓN DE LÍQUIDOS DEL GAS NATURAL DEL
COMPLEJO PETROQUÍMICO EL TABLAZO.**

Tutor Académico: Prof. Luis García. Tutor Industrial: Ing. Rubén Pérez. Tesis.

Ciudad, U.C.V. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química. Año 2007,

109p.

Palabras Claves: Refrigeración, LGN, Extracción, Fraccionamiento, Propano.

Resumen: En las plantas de extracción y fraccionamiento de líquidos del gas natural (LGN I y II) ubicadas en el Complejo Petroquímico Zulia “El Tablazo”, se procesa el gas rico proveniente de las redes de distribución de gas del Lago de Maracaibo, para separarlo en metano, etano, propano y una corriente de compuestos mas pesados conocida como butanos plus (mezcla de normal butano, iso butano, pentano, iso pentano, hexano y heptano).

Desde el año 2000 el suministro de gas rico (asociado a la producción de crudo) al Complejo ha disminuido como consecuencia de la pérdida de energía de los yacimientos ubicados en el Occidente del país, esta situación ha afectado la operación de la planta, siendo necesario evaluar la operación del sistema de refrigeración para conocer el impacto que tiene sobre el mismo procesar menores cargas de gas rico. En el presente trabajo se presentan los resultados obtenidos al evaluar la operación de la planta LGN II con flujos de gas inferiores a los requeridos para su operación. El principal aspecto que se encontró al estudiar la disminución del flujo de entrada es la variación de la carga térmica del sistema de refrigeración ocasionando la afectación de la operación del sistema trayendo como consecuencia disminución de la producción.

ÍNDICE GENERAL

1	INTRODUCCIÓN	1
2	OBJETIVOS	2
2.1	OBJETIVO GENERAL	2
2.2	OBJETIVOS ESPECÍFICOS	2
3	MARCO TEÓRICO	3
3.1	CICLO DE REFRIGERACIÓN.....	3
3.2	REFRIGERANTES	7
3.3	MÉTODOS DE REFRIGERACIÓN	10
3.3.1	Ciclo Joule Thompson	10
3.3.2	Ciclo Cascada	11
3.3.3	Ciclo de Mezcla de Refrigerante	14
3.3.4	Ciclo expansor	17
4	DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	20
4.1	ENDULZAMIENTO DEL GAS NATURAL.....	25
4.2	DESHIDRATACIÓN DEL GAS NATURAL.....	28
4.3	SISTEMA DE REFRIGERACIÓN.....	30
4.3.1	Sistema de Compresión de Turbinas	33
4.3.2	Sistema Criogénico por Expansión	35
4.4	SISTEMA DE FRACCIONAMIENTO.....	39

5	METODOLOGÍA.....	45
6	DISCUSIÓN DE RESULTADOS.....	51
6.1	RECOPIACIÓN DE LA INFORMACIÓN Y UTILIZACIÓN DE LA HERRAMIENTA PI AND PI PROCESS BOOK	51
6.2	ELABORACIÓN DEL MODELO DE SIMULACIÓN UTILIZANDO EL SOFTWARE ASPEN PLUS.....	59
6.3	VALIDACIÓN DE LA SIMULACIÓN MEDIANTE UNA EVALUACIÓN INTEGRAL DEL SISTEMA DE REFRIGERACIÓN DE ACUERDO A LAS CONDICIONES DE PROCESO.	66
6.4	COMPARACIÓN DEL COMPORTAMIENTO DE LAS DIFERENTES VARIABLES OPERACIONALES DEL SISTEMA DE REFRIGERACIÓN CON LAS RESULTANTES DE LA SIMULACIÓN.....	72
6.5	PROPUESTA DE MEJORAS AL SISTEMA.	84
7	CONCLUSIONES	91
8	RECOMENDACIONES.....	94
9	BIBLIOGRAFÍA	96
	APÉNDICE A	101
	APÉNDICE B	106
	APÉNDICE C	108

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1: Ciclo de Refrigeración ideal para la compresión de vapor	4
Figura 2: Diagrama Presión – Entalpía para el Ciclo de Refrigeración Ideal	4
Figura 3: Expansión Isentálpica de un gas real	10
Figura 4: Ciclo de Licuefacción de Joule-Thompson.....	12
Figura 5: Curva de Enfriamiento. (Ciclo Cascada)	12
Figura 6: Esquema Ciclo de Refrigeración en Cascada	14
Figura 7: Esquema Ciclo de Refrigeración Mezcla Refrigerante.....	16
Figura 8: Esquema Sistema Expansor Típico.....	19
Figura 9: Diagrama de bloques de la planta LGN II....	23
Figura 10: Esquema simplificado de entrega de gas al Complejo Petroquímico Zulia “El Tablazo”	24
Figura 11: Diagrama de Flujo de Procesos. Sección Endulzamiento.....	26
Figura 12: Diagrama de Flujo de Procesos .Sección deshidratación.....	29
Figura 13: Diagrama de Flujo de Procesos. Sistema de Refrigeración.	31
Figura 14: Diagrama de Flujo de Procesos. Torre Desmetanizadora. Sistema de Compresión	40
Figura 15: Diagrama de Flujo de Procesos. Sistema de Expansión Criogénico.....	41
Figura 16: Diagrama de Flujo de Procesos. Torre Desetanizadora	43
Figura 17: Diagrama de Flujo de Procesos torre Despropanizadora	44
Figura 18: Red de datos PI	46

Figura 19: Entrega de gas a la planta LGN II (promedio día).....53

Figura 20: Entrega de gas a la planta para un día (intervalo de estudio 10 minutos)53

Figura 21: Sección del Diagrama de Procesos de la Planta LGN II en Aspen Plus60

Figura 22: Resultados simulación base intercambiador E-202 C64

Figura 26: Curva Característica de un compresor centrífugo69

Figura 27: Curva de diseño de los compresores C-201 y C-202 (descarga)70

Figura 25: Resultados Tope T-102 (temperatura y % molar metano)74

Figura 26: Resultados Tope T-102 (flujo (MMPCED) y % molar metano)74

Figura 27: Resultados Fondo T-102 (temperatura y % molar etano y propano)75

Figura 28: Resultados Tope T-1 (flujo y % molar metano)76

Figura 29: Fracciones molares de metano y etano presentes en las corrientes de tope y fondo de la torre T-177

Figura 30: Resultados Tope T-203 (flujo y % molar etano)77

Figura 31: Resultados Tope T-204 (flujo y % molar propano)78

Figura 32: Porcentaje de operación cercano al surge del C-20179

Figura 33: Porcentaje de operación cercano al surge del C-20279

Figura 34: Coeficiente de rendimiento del ciclo (COP)80

Figura 35: Calor Transferido (intercambiadores de calor del sistema de refrigeración) ...81

Figura 36: Capacidad de Evaporación81

Figura 37: Capacidad de Condensación82

Figura 38: Porcentaje de recuperación de metano, etano y propano83

Figura 39: Volumen de propano refrigerante condensado en el V-21085

Figura 40: Haz de tubos de un intercambiador de calor (tipo AC-206)86

Figura 41: Vista de parte de los ventiladores del condensador AC-206 A87

Figura 42: Ingresos por ventas de líquidos del gas natural89

Figura 43: Determinación del COP probabilístico90

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1: Temperaturas de Enfriamiento de algunos refrigerantes9

Tabla 2: Composición típica del LGN.....22

Tabla 3: Flujo de entrada a la planta (datos reales)53

Tabla 4: Estudio estadístico de temperaturas de los intercambiadores de calor E-201 A, E-201 B y E-201 C (lado gas °F)55

Tabla 5: Estudio estadístico de temperaturas de los intercambiadores de calor E-202 A, E-202 B y E-202 C (lado gas °F)55

Tabla 6: Estudio estadístico de temperaturas de los intercambiadores de calor E-204 y E-212 (lado gas °F)56

Tabla 7: Estudio estadístico de flujo de descarga de los compresores del sistema de refrigeración C-201 y C-20257

Tabla 8: Estudio estadístico de flujo de entrada de gas a la planta LGN II (MMPCED)58

Tabla 9: Resultados simulación base corriente de metano producto(Fracción molar)60

Tabla 10: Resultados variables operacionales torres estabilizadora de líquidos, desmetanizadora, desetanizadora y despropanizadora	62
Tabla 11: Resultados simulación base calor transferido principales intercambiadores de calor (BTU/hr)	63
Tabla 12: Resultados simulación base presión de descarga de los compresores de propano (psia)	65
Tabla 13: Temperaturas y Presiones de salida de los expansores EX-1 y EX-2	66
Tabla 14: Resultados de límites de estabilidad de los compresores del sistema de refrigeración	70
Tabla 15: Precios internacionales del LGN.....	88

1 INTRODUCCIÓN

En las plantas de extracción y fraccionamiento de líquidos del gas natural (LGN I y II) ubicadas en el Complejo Petroquímico Zulia “El Tablazo”, se procesa el gas rico proveniente de las redes de distribución de gas del Lago de Maracaibo, para separarlo en metano, etano, propano y una corriente de compuestos mas pesados conocida como butanos plus (mezcla de normal butano, iso butano, pentano, iso pentano, hexano y heptano).

En la planta Tablazo II, también conocida como LGN II, se realizan procesos de extracción y fraccionamiento de líquidos del gas natural. La planta de extracción cuenta con las licencias de las empresas Key Engineering para la sección de fraccionamiento y refrigeración y de las empresas ABB Randall – Union Carbide en la sección de endulzamiento del gas. La capacidad de procesamiento de gas rico según diseño es de 180 millones de pies cúbicos estándar por día (MMPCED), a partir de los cuales se puede generar 131 MMPCED de gas metano, 22 MMPCED de etano, 7.980 barriles por día (BPD) de propano y 6.043 BPD de butanos plus.

El metano producido se utiliza como gas combustible dentro de las instalaciones propias del Complejo, otra parte se utiliza como materia prima para la producción de fertilizantes, específicamente para la producción del gas de síntesis para la producción de amoníaco y urea; aproximadamente 35 MMPCED de gas metano son enviados desde el Complejo Petroquímico El Tablazo a la red de gas doméstico para la zona norte de la ciudad de Maracaibo. El etano y el propano son las materias primas necesarias para la producción de etileno. El etileno se produce mediante reacciones de craqueo térmico en las plantas Olefinas I y Olefinas II

Desde el año 2000 el suministro de gas rico (asociado a la producción de crudo) al Complejo ha disminuido como consecuencia de la pérdida de energía de los yacimientos ubicados en el Occidente del país; esta situación ha afectado la operación de la planta, siendo necesario evaluar la operación del sistema de refrigeración para conocer el impacto que tiene sobre el mismo procesar menores cargas de gas rico.

2 OBJETIVOS

2.1 OBJETIVO GENERAL

Evaluar el sistema de refrigeración mecánico de la planta de extracción y fraccionamiento de líquidos del gas natural LGN II del Complejo Petroquímico El Tablazo.

2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Recopilar la información de todos los procesos involucrados en la planta de extracción y fraccionamiento LGN II utilizando los manuales de la planta y la herramienta PI and Process Book (OSI Software Incorporation).
- Elaborar el modelo de simulación del sistema de refrigeración de la planta LGN II utilizando el software Aspen Plus.
- Validar la simulación mediante una evaluación integral del sistema de refrigeración de acuerdo a las condiciones de proceso.
- Comparar el comportamiento de las diferentes variables operacionales del sistema de refrigeración, con las propiedades y variables operacionales resultantes de la simulación.
- Proponer posibles mejoras al sistema.

3 MARCO TEÓRICO

El presente Trabajo Especial de Grado se fundamenta en el estudio de un sistema de refrigeración mecánico ubicado en la planta de extracción y fraccionamiento de líquidos del gas natural del Complejo Petroquímico El Tablazo.

La refrigeración es el proceso mediante el cual se disminuye la temperatura de una sustancia por debajo de la temperatura de sus alrededores. Esto requiere absorción continua de calor a un bajo nivel de temperatura, a menudo logrado por evaporación de un líquido en un proceso de flujo continuo en estado uniforme. El vapor que se forma puede regresar a su estado líquido original para su reevaporación en alguna de dos formas, siendo la más común la compresión y la condensación del mismo. Alternativamente, puede ser absorbido por un líquido de baja volatilidad, del cual es evaporado posteriormente a presión más elevada.^(1,2)

La refrigeración se basa en la primera y segunda ley de termodinámica. La primera ley, establece que la energía no se crea ni se destruye. Si desaparece energía en una forma, debe reaparecer en otra, es decir, no puede aparecer energía en una manifestación sin que se registre una reducción correspondiente en otra de sus formas.⁽³⁾

La segunda ley indica que ningún sistema puede recibir calor a una temperatura dada y rechazarlo o emitirlo a una temperatura superior, sin que el medio que lo rodea efectúe un trabajo. El calor fluye siempre del cuerpo más caliente al cuerpo más frío. No existe ningún proceso que consista exclusivamente en la transferencia de calor de un nivel de temperatura a otro mayor.^(1,3)

3.1 CICLO DE REFRIGERACIÓN

Un ciclo de refrigeración es un ciclo invertido de una máquina térmica. El sistema ideal de compresión de vapor consta de un evaporador, un compresor, un condensador y una válvula de expansión, a través de los cuales circula un fluido refrigerante. El ciclo comprende dos presiones, una alta y una baja, que permiten desarrollar un proceso continuo para producir un efecto de enfriamiento.^(2,3)

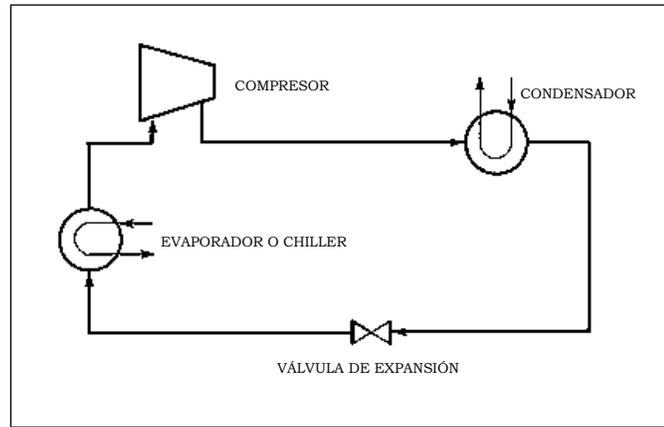


Figura 1: Ciclo de Refrigeración ideal para la compresión de vapor ⁽³⁾

El fluido refrigerante se calienta a baja presión en el evaporador, removiendo calor del gas natural o de cualquier otro fluido a ser enfriado. El vapor sale del evaporador y entra en el compresor, donde aumenta su presión.

Posteriormente es condensado, rechazando así el calor que absorbió en el evaporador. En el condensador, el vapor está a una presión más alta que en el evaporador; la condensación se lleva a cabo a una temperatura mayor. Así el calor se transfiere desde el evaporador, de baja temperatura, hasta el condensador, de más alta temperatura con la ayuda del compresor. Después de la condensación, el líquido refrigerante fluye de nuevo al evaporador, a través de una válvula de expansión. (Ver Figura 1). Cuando se realiza trabajo o se transfiere calor, el refrigerante experimenta un cambio de entalpía. La evaporación y la condensación son considerados procesos a presión constante.

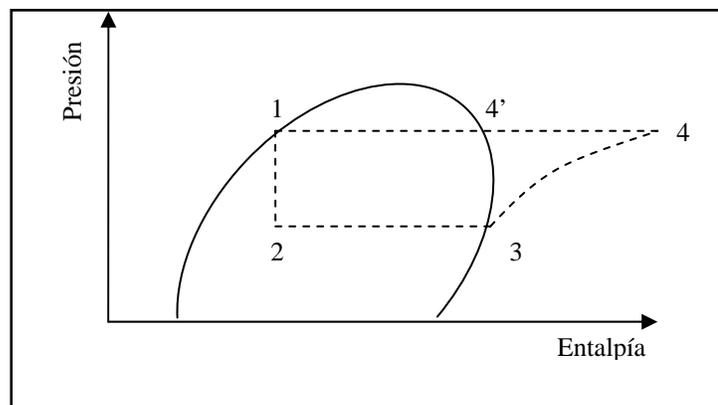


Figura 2: Diagrama Presión – Entalpía para el Ciclo de Refrigeración Ideal ⁽³⁾

La Figura 2 muestra un diagrama presión – entalpía, mediante el cual se puede observar que el ciclo teóricamente empieza en el punto 1, donde el líquido saturado entra en la válvula de expansión, proveniente de un condensador. El flujo de un refrigerante a través de una válvula de expansión es un proceso sin cambio de entalpía, representando por la línea 1-2.

En este proceso se expande el líquido producido en el condensador hasta la presión del evaporador. (Ver Figura 2).

Cuando el líquido refrigerante se expande hasta la presión del evaporador, parte de él se transforma en vapor y enfría el resto del líquido hasta la temperatura del evaporador.

El proceso de evaporación se realiza en el enfriador, lugar donde se absorbe calor. En este caso aumenta el calor latente, ya que la temperatura es constante, y el calor transferido resulta en un cambio de fase líquido vapor.

Después de absorber calor del fluido de operación en el evaporador, el refrigerante (fase vapor) sale del serpentín en el punto 3, y entra en el compresor. (Ver Figura 2)

El gas se comprime, desde una presión baja hasta una presión alta isentrópicamente, desde el punto 3 hasta el punto 4 de la Figura 2. En el condensador, el gas sobrecalentado se enfría inicialmente desde 4 hasta 4'.

La condensación está representada por la línea desde 4' hasta 1 de la Figura 2. Esta ocurre al remover el calor de refrigeración más el calor absorbido durante la compresión. La presión de condensación está determinada por la temperatura de condensación, la cual es establecida por medio de enfriamiento.

Si el compresor no puede alcanzar la presión de condensación, la misma no se realiza y la planta de refrigeración se para. Ocasionalmente el líquido es subenfriado en el condensador para eliminar parte del gas que se forma durante la expansión. En el punto 1 de la Figura 2 el vapor ha sido totalmente transformado en líquido.

El cálculo del efecto refrigerante neto se mide en el evaporador, utilizando la Ecuación 1. ⁽³⁾

$$RE = h_g - h_f \quad \text{Ecuación 1}$$

Donde:

RE: Efecto Refrigerante (BTU/lb)

h_g: Entalpía del vapor que sale del evaporador (BTU/lb)

h_f: Entalpía del líquido que sale del condensador (BTU/lb)

El calor de compresión es la diferencia de entalpía entre la descarga y la condiciones del gas en la entrada del compresor. (Ver Ecuación 2) ⁽³⁾

$$CC = h_d - h_g \quad \text{Ecuación 2}$$

Donde:

CC: Calor de compresión (BTU/lb)

h_d: Entalpía en la descarga del compresor (BTU/lb)

El coeficiente de rendimiento del ciclo se define como la relación de la refrigeración producida respecto al trabajo suministrado, tal como se indica en la Ecuación 3. ⁽³⁾

$$COP = \frac{RE}{CC} \quad \text{Ecuación 3}$$

Donde:

COP: Coeficiente de Rendimiento del ciclo (Adimensional)

3.2 REFRIGERANTES

Se entiende por capacidad de refrigeración la cantidad de calor absorbido en el enfriador, la misma se reporta en toneladas de refrigeración, la cual se define como la cantidad de calor absorbido por una tonelada de hielo, que se transforma en agua a 32 °F en 24 horas. Se trata de un índice de eliminación de calor que equivale a suprimir 12.000 unidades térmicas británicas (BTU) por hora. La unidad térmica británica (BTU), es el calor necesario para producir un aumento de temperatura de 1°F en 1 lb de agua.^(2,3)

El coeficiente de eficiencia o rendimiento de un ciclo de Carnot depende de las temperaturas a las cuales se agrega o se rechaza calor. El mismo es independiente del refrigerante, sin embargo, las irreversibilidades inherentes al ciclo de compresión de vapor causan que el coeficiente de desempeño de los refrigeradores prácticos dependa en cierto grado del refrigerante, características tales como toxicidad, flamabilidad, costo, propiedades de corrosión y presión de vapor en relación con la temperatura son de importancia para la selección del refrigerante.⁽¹⁾

Se han desarrollado refrigerantes que permiten efectuar una selección óptima para una aplicación específica, siendo los factores que influyen en dicha selección son los siguientes: propiedades termodinámicas, propiedades físicas y químicas, capacidad requerida por el sistema, tipo de compresor, nivel de temperatura deseado y consideraciones de seguridad.

Propiedades de un Refrigerante:

- Temperatura y Presión de Ebullición: Conviene mantener una presión superior a la atmosférica a fin de evitar la entrada de aire y humedad al sistema. En consecuencia, el punto de ebullición del refrigerante debe ser menor que el nivel de temperatura del sistema deseado.

- **Temperatura de Congelación:** El refrigerante seleccionado debe tener una temperatura de congelación muy por debajo de la temperatura mínima de operación del sistema.
- **Temperatura y Presión Crítica:** La presión y la temperatura de operación del sistema deben ser inferiores a los valores críticos. La temperatura crítica es aquella por encima de la cual ninguna presión licuará un gas específico. En condición crítica, las fases líquida y gaseosa tienen propiedades idénticas.
- **Presiones del Condensador y del Evaporador:** Cuanto mayor sea la presión de operación del sistema, tanto mayor será el costo del equipo y la tubería. La presión del evaporador no debe ser demasiado baja.
- **Volumen específico:** Esta propiedad se relaciona directamente con el tamaño del compresor. Es conveniente tener volúmenes de succión reducidos para compresores recíprocos y volúmenes de succión elevados para compresores centrífugos.
- **Calor latente:** El calor latente elevado de evaporaciones es importante ya que afecta la magnitud del efecto refrigerante, la cantidad de refrigerante circulado y el tamaño y el costo de la tubería auxiliar, así como del equipo. No obstante no se debe tomar en cuenta por sí solo, sino en combinación con otras propiedades.
- **Peso Molecular:** Esta propiedad se relaciona en forma directa con el volumen específico del vapor, cuanto mayor sea el peso molecular tanto más grande será el volumen específico. Para aplicaciones de compresores centrífugos que requieren grandes cantidades de gas, el refrigerante se debe caracterizar por un gran peso molecular.
- **Temperaturas de descarga:** Los refrigerantes que tienen temperaturas de descarga de compresor relativamente elevadas manifiestan cierta tendencia a provocar la separación del aceite y producir lodos.
- **Aspectos de integridad:** Los refrigerantes se clasifican según su toxicidad e inflamabilidad:

- Grupo 1: Son aquellos que poseen menos peligros asociados con la inflamabilidad y explosividad y toxicidad mínima. Ejemplos: Diclorodifluorometano (R-12), clorodifluorometano (R-22), Azeótropo de diclorodifluorometano y cloropentafluoroetano (R-502) y clorotrifluorometano.
- Grupo 2: Se caracterizan por ser tóxicos o inflamables o ambas cosas. Ejemplos: Amoniaco (R-717), cloruro de metilo y dióxido de azufre entre otros.
- Grupo 3: Estos refrigerantes son muy inflamables y explosivos, incluyen el propano, propileno, etileno, etano, butano y el isobutano.

Además de todas las propiedades anteriormente citadas, es necesario que el refrigerante sea estable y no corrosivo, debe poseer gran conductividad térmica y poca viscosidad. Adicionalmente, los factores relacionados con precio desempeñan un papel determinante en la selección final del refrigerante a utilizar.

No hay un refrigerante universal que se pueda utilizar en todas las aplicaciones. Lo mismo ocurre al realizar la selección del tipo de equipo de refrigeración para satisfacer un trabajo de enfriamiento determinado. Es necesario efectuar la selección basándose en consideraciones prácticas como el tamaño de la unidad o la capacidad disponible, la inversión, los costos de operación, la flexibilidad de funcionamiento, los gastos de mantenimiento y la seguridad.⁽³⁾

En la Tabla 1 se presentan los rangos de temperaturas de enfriamiento de los refrigerantes comúnmente utilizados.⁽²⁾

Tabla 1: Temperaturas de Enfriamiento de algunos refrigerantes

Refrigerante	Temperaturas de Enfriamiento (°F)	
	T (más baja)	T (más alta)
Metano	-300	-200
Etano y Etileno	-175	-75
Propano y Propileno	-50	0

3.3 MÉTODOS DE REFRIGERACIÓN

La esencia de todos los procesos de licuefacción es enfriar el gas hasta que este pase a la región de dos fases. Este enfriamiento puede ser llevado a cabo de varias maneras:

- Enfriando a presión constante, como en un intercambiador de calor (normalmente usado como un medio de pre-enfriamiento).
- Enfriando por expansión en una máquina a partir de la cual se obtiene trabajo.
- Enfriando por medio de una válvula de expansión o proceso de estrangulamiento.

3.3.1 Ciclo Joule Thompson

La mayoría de los sistemas prácticos de licuefacción utilizan una válvula de expansión o válvula Joule-Thompson para producir bajas temperaturas. Si se aplica la primera ley de la termodinámica para flujo estable a una válvula de expansión en la cual no hay transferencia de calor ni se realiza trabajo y para cambios despreciables de energía cinética y potencial, se encuentra que la entalpía a la entrada es igual a la entalpía a la salida. Aunque el flujo dentro de la válvula es irreversible y no es un proceso isentálpico, los estados a la entrada y a la salida permanecen sobre la misma curva de entalpía.

En la Figura 3 se observa una región en la cual una expansión a través de la válvula (decrecimiento de la presión) produce un aumento en la temperatura, mientras que en la otra región la expansión resulta en un decrecimiento de la temperatura. La curva que separa estas dos regiones es llamada “Curva de Inversión”.

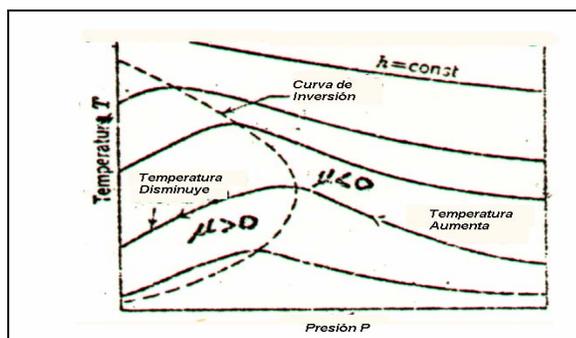


Figura 3: Expansión Isentálpica de un gas real

Se desea operar la válvula de expansión en un sistema de licuefacción en la región donde resulte un decrecimiento neto de la temperatura, por lo tanto se trabajará en la región a la izquierda de la curva de inversión.

El efecto del cambio de temperatura para un cambio isentálpico en la presión está representado por el coeficiente Joule-Thompson μ_{JT} , definido por la Ecuación 4.

$$\mu_{JT} = \left(\frac{\partial T}{\partial P} \right)_H \quad \text{Ecuación 4}$$

Donde:

μ_{JT} : Coeficiente Joule - Thompson

El coeficiente Joule-Thompson es la pendiente de las líneas isentálpicas de la Figura 3. El coeficiente Joule-Thompson es cero a lo largo de la curva de inversión, ya que un punto sobre esta curva es aquel para el cual la pendiente de la línea isentálpica es cero. Para un aumento de la temperatura durante la expansión, el coeficiente Joule-Thompson es negativo; para una disminución de la temperatura, es positivo.

La Figura 4 constituye una manera sencilla de mostrar el proceso del metano líquido, haciendo uso del principio de Joule-Thompson. El gas comprimido y enfriado se hace circular a través del intercambiador, en donde sufre una notable disminución de temperatura. Posteriormente, se expande isentálpicamente hasta una presión muy baja, a la cual entra en el separador de fases con el objeto de obtener el producto licuado deseado.

3.3.2 Ciclo Cascada

Este método de refrigeración implica la utilización de una curva de enfriamiento, la misma representa la cantidad acumulada de calor removido contra la temperatura. La forma de esta curva depende de la composición del gas y de la presión, y define el trabajo que es necesario realizar para licuar el gas natural. La cercanía entre las curvas de enfriamiento y calentamiento del refrigerante permite visualizar la eficiencia del ciclo, cuanto más cerca, más eficiente será y viceversa.

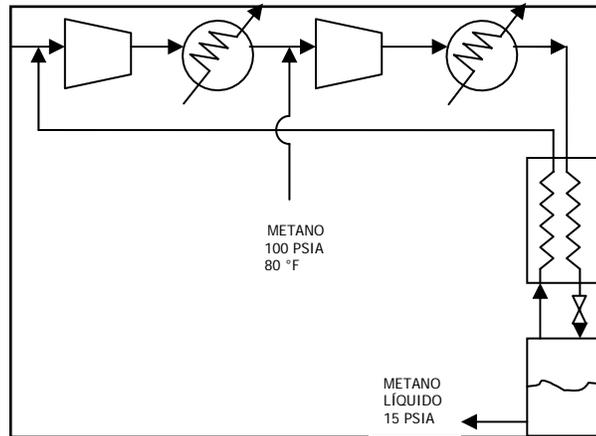


Figura 4: Ciclo de Licuefacción de Joule-Thompson

El sistema en cascada puede ser adaptado a varios tipos de curvas de enfriamiento, dependiendo de la composición de la corriente del gas de alimentación. La cantidad de refrigeración suplida a varios niveles de temperatura debería ser escogida de tal forma que las diferencias de temperatura en los evaporadores e intercambiadores de calor se aproximen a un mínimo, con la finalidad de proveer poca irreversibilidad termodinámica y un consumo de potencia pequeño. (Ver Figura 5).

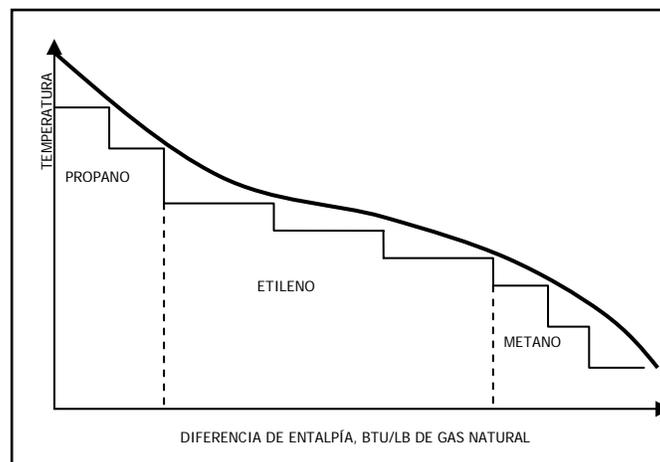


Figura 5: Curva de Enfriamiento. (Ciclo Cascada)

En este ciclo se hace ebullición del refrigerante con el objeto de aprovechar el calor latente, ya que de esta forma hace falta menos masa que si se requiriera calor sensible únicamente.

En los intercambiadores de calor es necesario tomar en cuenta que al diseñar para pequeñas diferencias de temperatura (disminuyendo así el requerimiento de potencia en los compresores), se incrementa el área de transferencia de calor. Los factores de costo favorecen el aumento en superficie sobre el incremento en potencia requerida. De esta forma, los intercambiadores se diseñan para diferencias de temperatura entre 5 y 10 °F.

El parámetro básico a establecer en el diseño de un proceso en cascada, es la temperatura de ebullición a ser asignada a los diferentes refrigerantes. Para minimizar el trabajo, la selección de las temperaturas debe estar basada en la curva de enfriamiento del gas natural a ser licuado.

Las presiones de descarga en los compresores se fijan considerando que el refrigerante que entra a la válvula es un líquido subenfriado, para así, maximizar la cantidad de líquido en la línea que sale de la válvula.

En la Figura 6 se presenta un esquema del ciclo en cascada en tres etapas, mostrando las temperaturas de ebullición y condensación de los tres refrigerantes, el ciclo superior opera con propano como fluido refrigerante, ya que en esta primera etapa se requieren las temperaturas más altas. El ciclo intermedio utiliza como fluido refrigerante etileno y el tercer ciclo utiliza metano como refrigerante para lograr las temperaturas más bajas de todo el sistema. Es importante señalar, que en cada una de las etapas que conforman el ciclo están presentes los equipos básicos que conforman el ciclo de refrigeración, tales como: condensador, válvula de expansión, evaporador y un compresor.

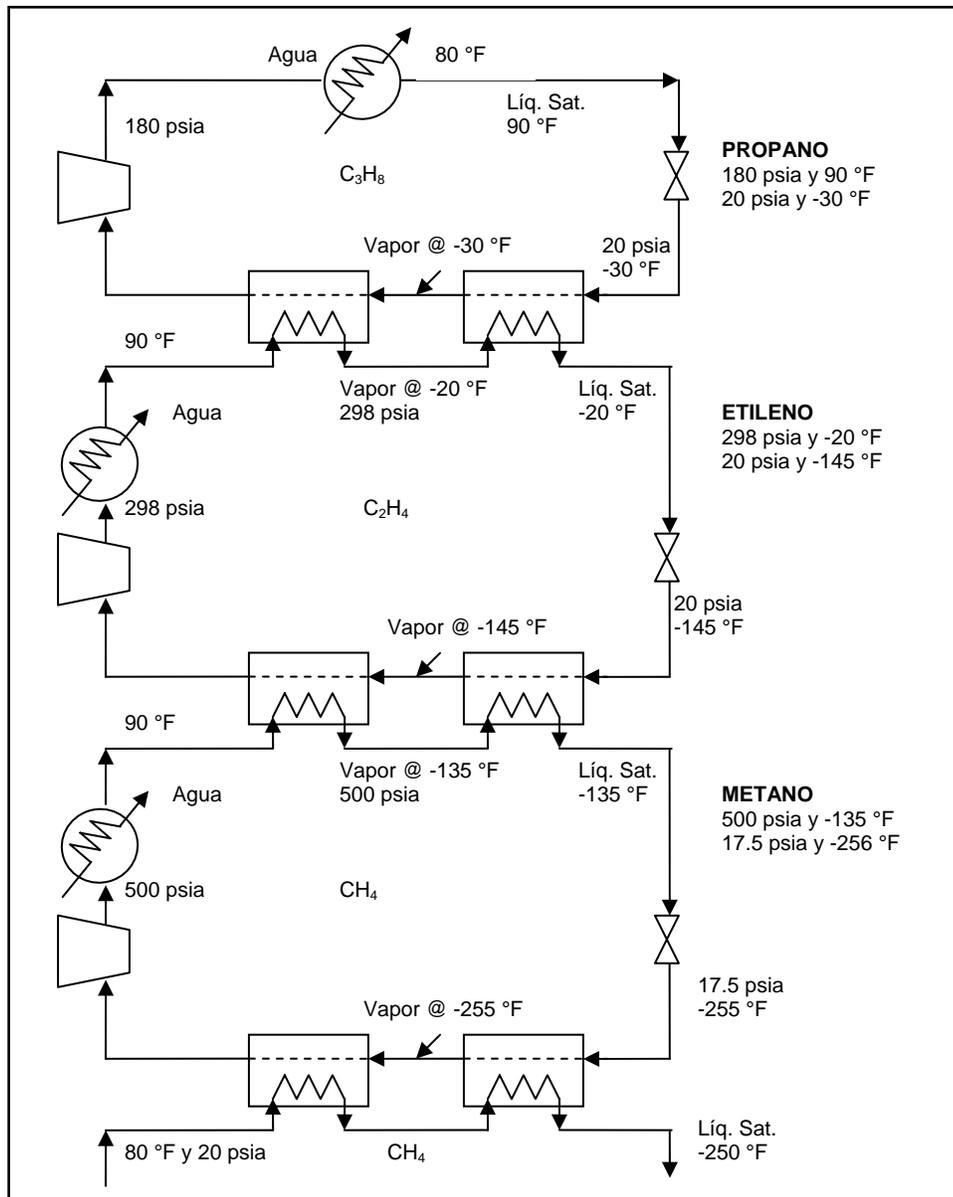


Figura 6: Esquema Ciclo de Refrigeración en Cascada

3.3.3 Ciclo de Mezcla de Refrigerante

La operación de este sistema se debe a que el gas natural está constituido por componentes que condensan a diferentes niveles de temperatura. Estos componentes pueden ser usados para enfriar la corriente de alimentación sin utilizar circuitos de enfriamiento separados para los refrigerantes, controlando cuidadosamente la composición de la mezcla gaseosa del ciclo. Permite emplear un compresor simple para los gases

recirculantes, en lugar de un compresor aislado para las diferentes corrientes. El número de intercambiadores de calor es también menor para este sistema, que para el ciclo de cascada clásico. Todas las características mencionadas proporcionan las siguientes ventajas: costo inicial más bajo, instalación más rápida, aumento en la confiabilidad y mantenimiento más simple.

En la Figura 7 se presenta un esquema de un sistema típico de mezcla refrigerante. La corriente de alimentación del gas natural entra en el sistema desde la tubería, en donde se encuentra a unas 750 psig. El gas del ciclo se comprime y se condensa parcialmente en el enfriador. A continuación pasa hacia un separador de fases, desde el cual la fase líquida, rica en propano, se expande a través de una válvula y se mezcla con la corriente de gas que regresa para suministrar enfriamiento en el intercambiador de tres fluidos. El vapor del separador de fases se enfría y se licua parcialmente. La mezcla líquido-vapor entra en un segundo separador de fases, a partir de cual el líquido rico en etano se expande y pasa por un intercambiador de calor para enfriar la corriente de alimentación y el vapor del separador.

El vapor del último separador y la corriente de gas natural se licuan parcialmente en el intercambiador de tres fluidos final. En este punto, la corriente del ciclo es fundamentalmente metano, de tal forma que se expande a través de una válvula para proporcionar enfriamiento a la corriente de alimentación. El GNL es finalmente llevado hasta la presión de almacenamiento en el separador de fases.

El número óptimo de etapas de intercambio de calor depende de diversos factores: tamaño de la planta, importancia relativa de la inversión de capital y costos de operación. La composición de la corriente de refrigeración depende del tamaño de la planta, del número de intercambiadores utilizados y de la composición de la corriente de alimentación.

La temperatura a la cual las mezclas líquidas ebulen, cambia a medida que la composición del líquido cambia. Debido a que el vapor de una mezcla que ebulle es más rico en componentes livianos, la mezcla ebulle progresivamente a temperaturas cada vez mayores.

En principio, los refrigerantes mezclados pueden sacar provecho del calor de vaporización para mantener pequeña la tasa de flujo de refrigerante, y simultáneamente, conservar pequeñas diferencias de temperatura entre el refrigerante y el gas natural enfriado con lo cual se reducen los requerimientos de compresión en el sistema.

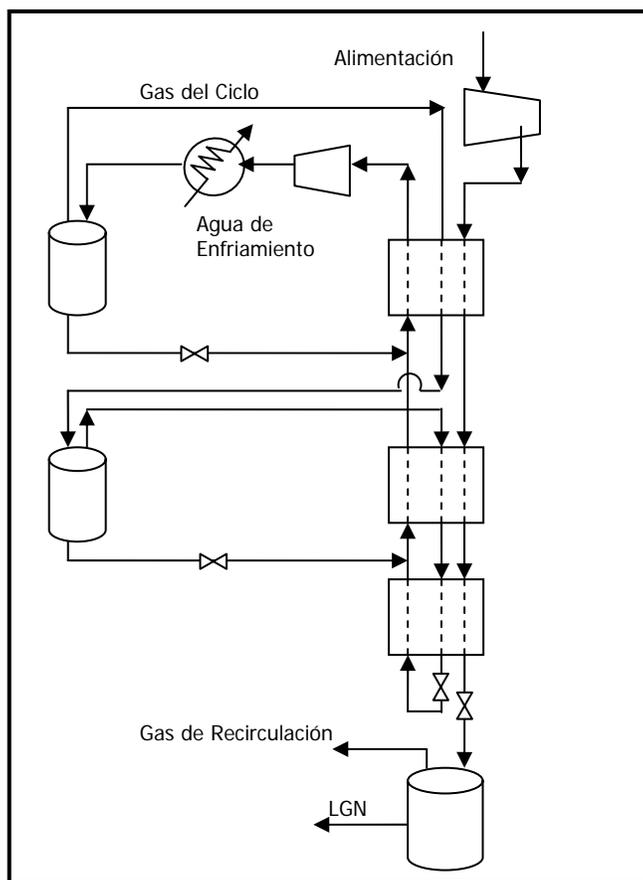


Figura 7: Esquema Ciclo de Refrigeración Mezcla Refrigerante

Si los componentes del refrigerante son similares a los del gas natural, también las características de ebullición y condensación serán parecidas. Así, para las plantas de GNL, los refrigerantes son mezclas de nitrógeno, metano, etano (o etileno), propano, butano, pentano y hexano. El refrigerante al pasar por el compresor, debe estar por encima de su punto de rocío, para evitar la entrada de líquido hacia el compresor; es posible instalar un separador delante del compresor y bombear el líquido separadamente, pero esto resulta en un mayor requerimiento de compresión. Una composición típica del refrigerante

comúnmente empleada en este tipo de ciclos es la siguiente: nitrógeno, 0,12; metano, 0,40; etano, 0,23; propano, 0,13 y pentano, 0,12. ⁽²⁾

3.3.4 Ciclo expansor

Un expansor puede utilizarse en la licuefacción del gas natural para reducir las irreversibilidades que se presentan en el ciclo cascada clásico. En situaciones en las cuales el gas natural se expande a través de una válvula, desde la fuente suplidora hasta las líneas de distribución, se puede sacar provecho de este cambio por medio de un expansor, ya que a través de la expansión de una corriente en una turbina, se obtiene un efecto de enfriamiento para procesos de licuefacción, mientras que la corriente de gas expandida puede ser transferida al sistema de distribución de baja presión. Adicionalmente, el ciclo expansor se puede ajustar para aplicaciones en las cuales se requiera un sistema compacto y liviano.

En la Figura 8 se presenta un esquema de un ciclo expansor. La corriente de alimentación entra, y si la presión de la línea no es suficientemente alta, la corriente principal se comprime hasta una presión mayor junto con el gas que retorna antes de entrar al proceso de licuefacción. La alimentación se enfría y se condensa parcialmente en un intercambiador de calor de cuatro fluidos por el gas que retorna; el líquido y el vapor son separados. La corriente de propano y etano líquido se expande por medio de una válvula y pasa de nuevo por el intercambiador, para enfriar el gas de entrada. El vapor del separador se divide en dos corrientes. Una de ellas circula a través del expansor para proporcionar un efecto adicional de enfriamiento, y la segunda se enfría nuevamente en el intercambiador. La corriente principal, después de ser licuada parcialmente se expande en otro separador. El líquido pasa por una válvula hasta una baja presión y es subenfriado. El comportamiento termodinámico de este ciclo podría mejorarse utilizando dos o tres etapas en lugar de una sola. El sistema en estudio tiene una ventaja termodinámica sobre el sistema cascada clásico, debido a que aproximadamente el 40% del enfriamiento en el expansor se produce por la expansión adiabática, realizando trabajo externo, en tanto que la expansión irreversible isentálpica (efecto Joule-Thomson), produce el resto del efecto. ⁽²⁾

Los ciclos expansores aplican los principios de auto-refrigeración, expandiendo un gas comprimido isentrópicamente a través de una turbina o máquina para extraer trabajo, y simultáneamente bajar la temperatura del fluido de operación. Existen muchas variaciones, incluyendo ciclos abiertos, cerrados y combinaciones, dependiendo del criterio particular que se utilice y del diseño del proceso, para aproximar la máxima reversibilidad dentro de la disponibilidad de maquinaria, y consideración de las variables económicas aplicables a la situación.⁽²⁾

La cantidad de refrigeración requerida es proporcional a la masa neta de líquido a ser producida, y la disponibilidad, es proporcional al volumen de gas pasado a través del expansor. La mínima temperatura a la salida está limitada por la composición del gas y la naturaleza de los contaminantes, para así minimizar la formación de líquido dentro del expansor.⁽²⁾

El expansor desarrolla trabajo externo, bien en la forma de energía eléctrica, gas comprimido o líquido bombeado, dependiendo del método de carga del expansor que se utilice.

El diseño de un ciclo expansor eficiente requiere eliminar las irreversibilidades en el proceso, lo cual se logra manteniendo pequeñas diferencias de temperatura en el intercambiador de calor. Como consecuencia, se producen pequeños cambios de entropía en el gas que pasa a través de los expansores, y esto se traduce, en una utilización eficiente del trabajo producido por la expansión. Algunas de las variables del proceso que afectan a eficiencia del ciclo son: presiones de operación, etapas de expansión, eficiencia de expansión de la turbina y el subenfriamiento del líquido antes de la expansión.

En la mayoría de las situaciones aplicables a la licuefacción del gas natural, aproximadamente de 8 a 16 volúmenes de gas deben expandirse por cada volumen de gas a ser licuado. Esto requiere una cantidad sustancial de recirculación, recompresión y consecuentemente, mayor potencia. La ventaja sin embargo, del ciclo expansor sobre el ciclo en cascada es la simplicidad, lo cual puede traducirse en un costo más de capital en plantas pequeñas.

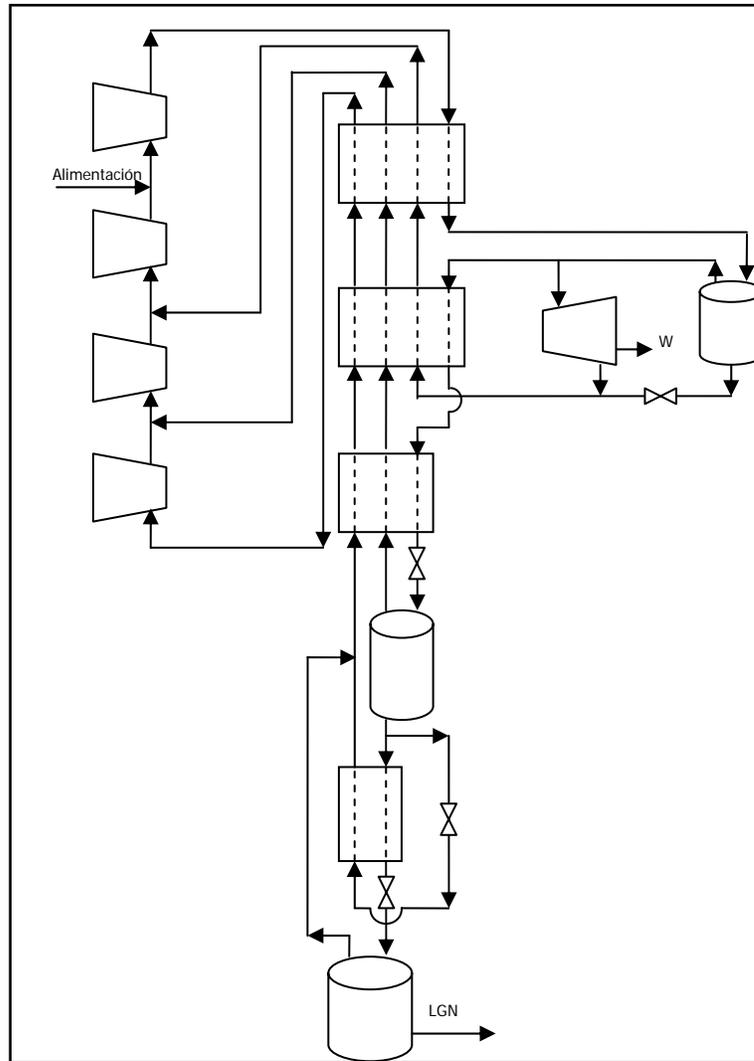


Figura 8: Esquema Sistema Expansor Típico.

El ciclo de expansión tiene aplicación definida en situaciones donde cantidades considerables de gas sufren una caída de presión a través de una válvula, hacia medios de distribución o estaciones de potencia. En estas circunstancias es posible utilizar la energía, reduciendo la presión del gas a través de una turbina, y removiendo la refrigeración producida para licuar gas. ⁽²⁾

4 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

En las plantas de extracción y fraccionamiento de líquidos del gas natural (LGN I y II) ubicadas en el Complejo Petroquímico Zulia “El Tablazo”, se procesa el gas rico proveniente de las redes de distribución de gas del Lago de Maracaibo, específicamente de las plantas compresoras Lago I, Lagogas IV y Ceutagas, para separarlo en metano, etano, propano, butanos y componentes mas pesados (corriente conocida como butanos plus, conformada por butanos, pentanos, hexanos y heptanos). La función de la planta es extraer los líquidos de la corriente de gas natural mediante su condensación a baja temperatura y alta presión.

La planta de extracción de líquidos del gas natural LGN II cuenta con las tecnologías de las empresas Key Engineering para la sección de fraccionamiento y refrigeración y de las empresas ABB Randall – Union Carbide en la sección de endulzamiento del gas. La capacidad de procesamiento de gas rico según diseño es de 180 millones de pies cúbicos estándar por día (MMPCED), a partir de los cuales se puede generar 131 MMPCED de gas metano, 22 MMPCED de etano, 7.980 barriles por día (BPD) de propano y 6.043 BPD de butanos plus.⁽⁴⁾

El metano producido se utiliza como gas combustible dentro de las instalaciones propias del Complejo, otra parte se utiliza como materia prima para la producción de fertilizantes, específicamente para la producción del gas de síntesis para la producción de amoníaco y urea, aproximadamente 35 MMPCED de gas metano son enviados desde el Complejo Petroquímico El Tablazo a la red de gas doméstico para la zona norte de la ciudad de Maracaibo.⁽⁵⁾

El etano y el propano son las materias primas necesarias para la producción de etileno. El etileno se produce mediante reacciones de craqueo térmico en las plantas Olefinas I y Olefinas II.

La producción de butanos plus se envía a través de un poliducto a la planta de fraccionamiento ubicada en Bajo Grande, en donde se procesa para la obtención de n-butano, iso butano y gasolina natural, para el consumo interno y el mercado de exportación.

La presión promedio de entrega de gas rico a la planta LGN II es 850 psig, el mantenimiento de esta presión depende del buen funcionamiento de todas las plantas ubicadas a lo largo de toda la cadena de suministro.

La planta fue construida en dos fases. En la fase inicial se diseñó para manejar 120 MMPCED, utilizando un sistema de turbo expansores para alcanzar temperaturas criogénicas hasta -90°F con un gas parcialmente deshidratado para una recuperación de 69,8% de propano, 95% de butanos y componentes más pesados, en la fase siguiente, la planta fue diseñada para manejar 180 MMPCED, a esta se incorporó un sistema de tratamiento de gas con amina para remover todo el dióxido de carbono (CO_2) y trazas de sulfuro de hidrógeno (H_2S), contenidos en el gas de alimentación, por otra parte se instaló un sistema de refrigeración mecánica para aumentar la extracción de los hidrocarburos líquidos y se incrementó la capacidad de deshidratación a fin de lograr un gas completamente deshidratado.

En la planta de LGN II, se extraen los líquidos del gas natural para su fraccionamiento. Antes de realizar la extracción el gas es acondicionado mediante procesos de endulzamiento, deshidratación y filtración. Luego se inician los procesos de extracción y estabilización de líquidos, para posteriormente fraccionarlos. En la Figura 9 se presenta el Diagrama de bloques de la planta. En la Tabla 2 se presentan las composiciones típicas del gas de entrada a la planta.

La planta LGN II, está interconectada con las siguientes instalaciones de producción: ⁽⁵⁾

- Interconexiones internas: la planta está interconectada con la Planta de Olefinas I y Olefinas II, con la finalidad de suministrarle etano y propano producto, los cuales son utilizados para producir el etileno y propileno. Además, le suministra el gas metano (gas residual) como materia prima a la Planta de Fertilizantes y como gas combustible para todas las plantas del Complejo.
- Bajo Grande: A través de una tubería sublacustre de 40,1 Km de longitud y 8 pulgadas de diámetro, la planta LGN II entrega la producción de butanos plus a la planta de fraccionamiento Bajo Grande, en donde continua la separación en productos

finales tales como: normal butano, Iso-butano y gasolina natural, los cuales son destinados para el mercado local y exportación.

- Gasoducto La Pica – Tablazo: el gas asociado al crudo producido proveniente de los bloques Bachaquero, Lagotreco y Lagomar, pasa a través de estaciones de flujo y plantas compresoras. Desde las plantas compresoras, se envía a La Pica, para posteriormente ser enviado al Tablazo a través de una línea de 16 pulgadas de diámetro, tal como se puede observar en la Figura 10.

El gas endulzado, completamente deshidratado y parcialmente seco, al ser manejado a través del sistema de turbo-expansión permitirá alcanzar temperaturas criogénicas hasta aproximadamente -155 °F a fin de lograr la recuperación de 88% de etano, 98,5% del propano y la totalidad de los hidrocarburos más pesados. En la Figura 9 se presenta el diagrama de bloques de la planta.⁽⁵⁾

Tabla N° 2: Composición típica del gas de entrada a LGN II

	% Molar mezcla	% Molar gas	% Molar Líquido
Metano	69,907	71,163	22,071
Etano	13,096	13,096	13,114
Propano	7,084	6,936	16,410
Iso Butano	1,181	1,088	4,790
Normal Butano	2,08	1,864	10,318
Iso Pentano	0,565	0,458	4,65
Normal Pentano	0,655	0,434	5,358
Hexanos (+)	0,907	0,377	21,066
Nitrógeno	0,695	0,711	0,098
Sulfuro de Hidrógeno	0,001	0,001	0,003
Dióxido de Carbono	3,829	3,872	2,122
Total	100	100	100

*Flujo de entrada diseño: 180 MMPCED

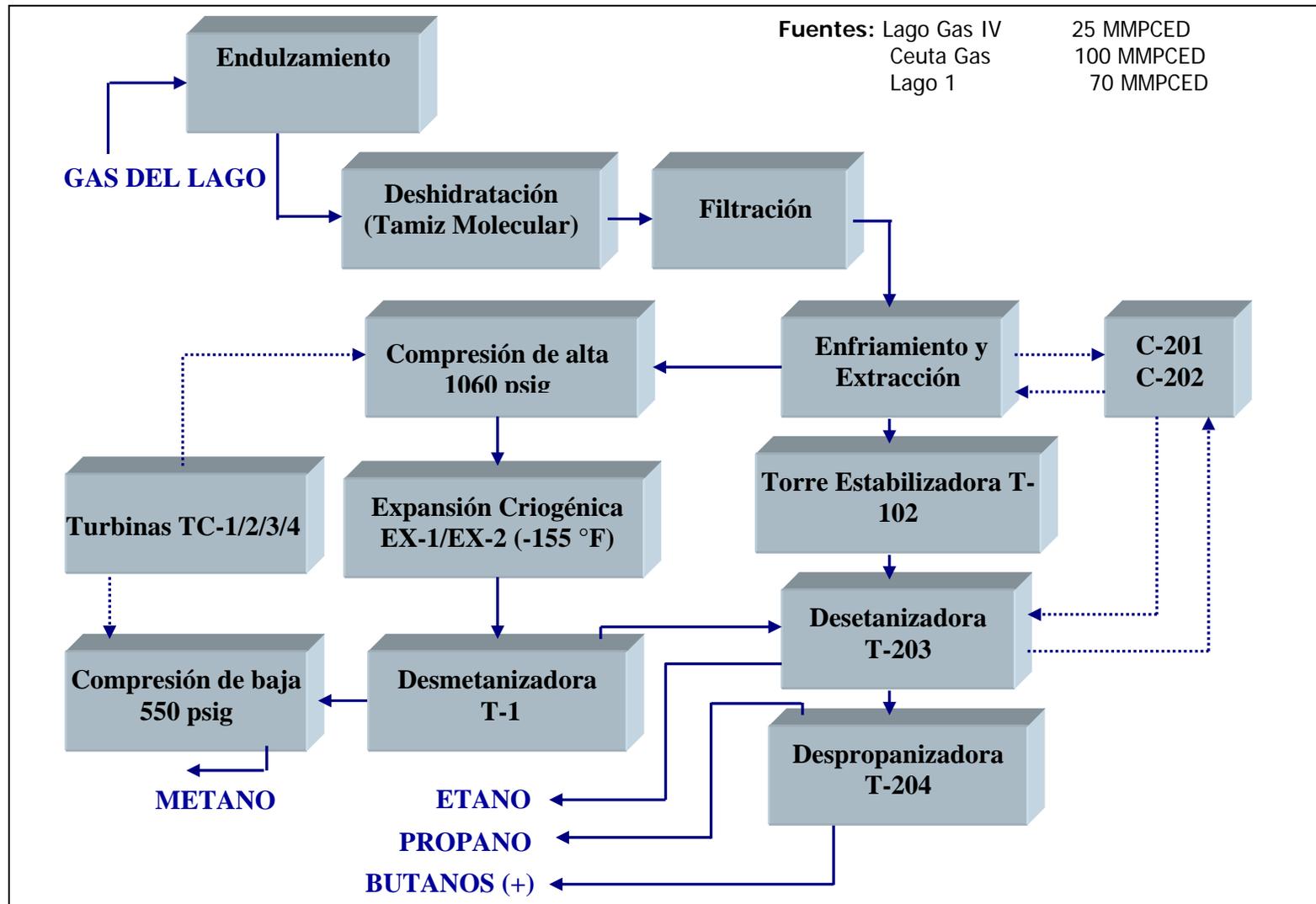


Figura 9: Diagrama de bloques de la planta LGN II ⁽⁴⁾

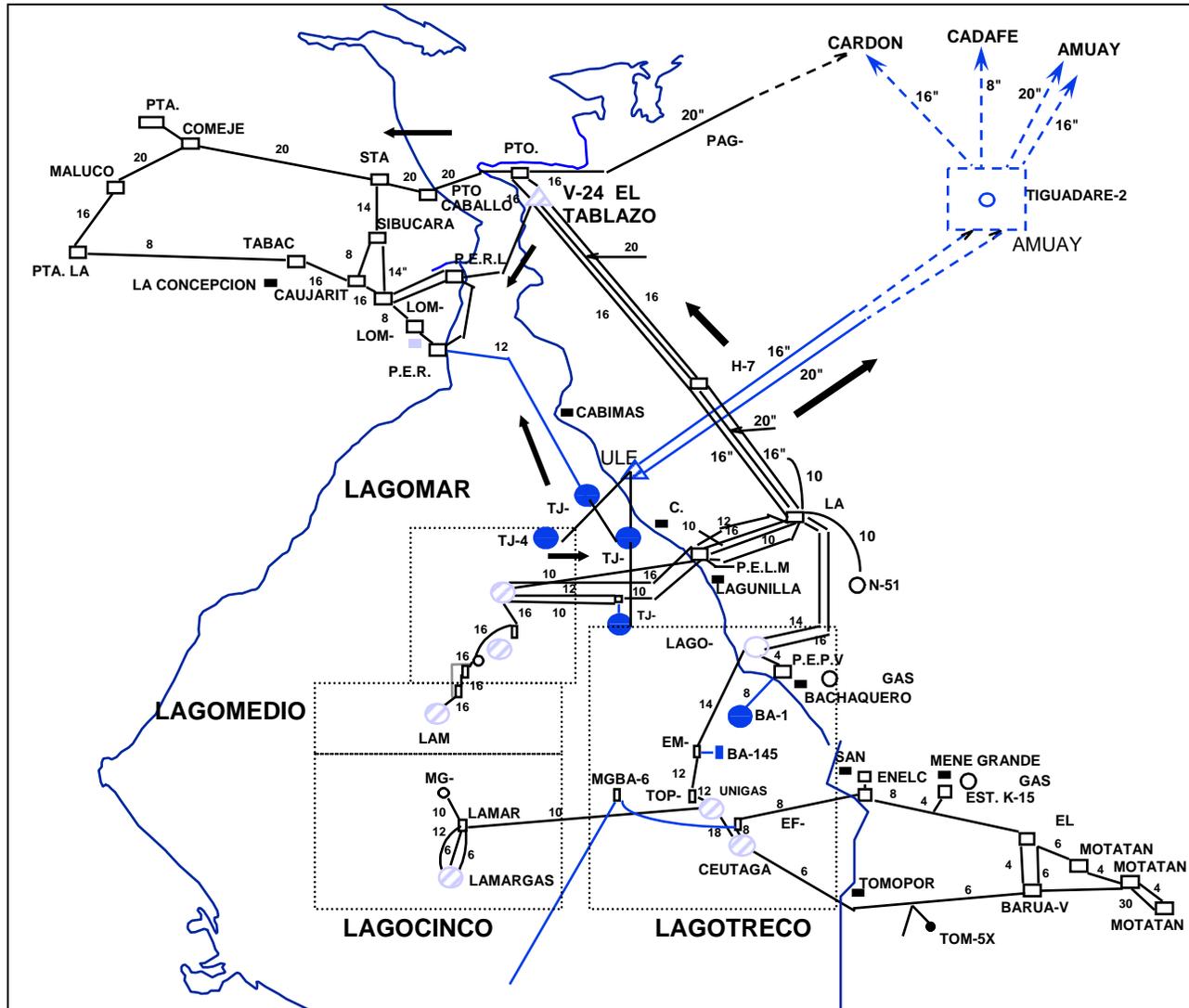


Figura N° 10: Esquema simplificado de entrega de gas al Complejo Petroquímico Zulia

El gas rico, llega al separador trifásico (V-24 B), ubicado en la entrada de la planta Tablazo II, donde se separa el agua y los componentes de hidrocarburos más pesados, los componentes pesados se envían al V-24 C, para su posterior envío a la planta de fraccionamiento Bajo Grande.⁽⁵⁾

A continuación se describen cada uno de los procesos de la planta de LGN II, ubicada en el Complejo Petroquímico Zulia “El Tablazo”.

4.1 ENDULZAMIENTO DEL GAS NATURAL

En esta etapa se absorben por contacto con aminas el dióxido de carbono y las trazas de sulfuro de hidrógeno (H_2S) presentes en el gas natural. En la Figura 11 se presenta el diagrama de flujo de procesos correspondiente a la sección de endulzamiento de la planta LGN II.

El gas entra por una línea de 14 pulgadas de diámetro al intercambiador E-213 (carcasa) a una presión de 850 psig, una temperatura de 100 °F y un flujo de 180 MMPCED, se calienta hasta una temperatura 110 °F, continúa su recorrido entrando por la parte inferior de la torre por debajo de la bandeja N° 30 de la torre absorbidora T-201.

El gas fluye hacia el tope de la torre en contracorriente con la amina al 50% de concentración que viene descendiendo, en esta operación la amina absorbe por contacto el CO_2 y trazas de H_2S , saliendo por el tope de la torre, un gas completamente dulce, a una temperatura de 132 °F. Del tope de la columna es enviado a través de una línea de 14 pulgadas de diámetro, con un flujo de 173 MMPCED, a un enfriador (AC-205), donde la temperatura baja a 120 °F, continúa y pasa a través del haz tabular del intercambiador E-213 donde se enfría a 110 °F, después se dirige al separador de gas tratado (V-215), donde se separa la amina que pueda estar presente en el gas. El gas del separador V-215 va hacia los filtros de gas tratado F-203 A/B, donde se retienen los líquidos que pueden ser arrastrados por el gas, para evitar el daño de los tamices moleculares en el sistema de deshidratación.⁽⁵⁾

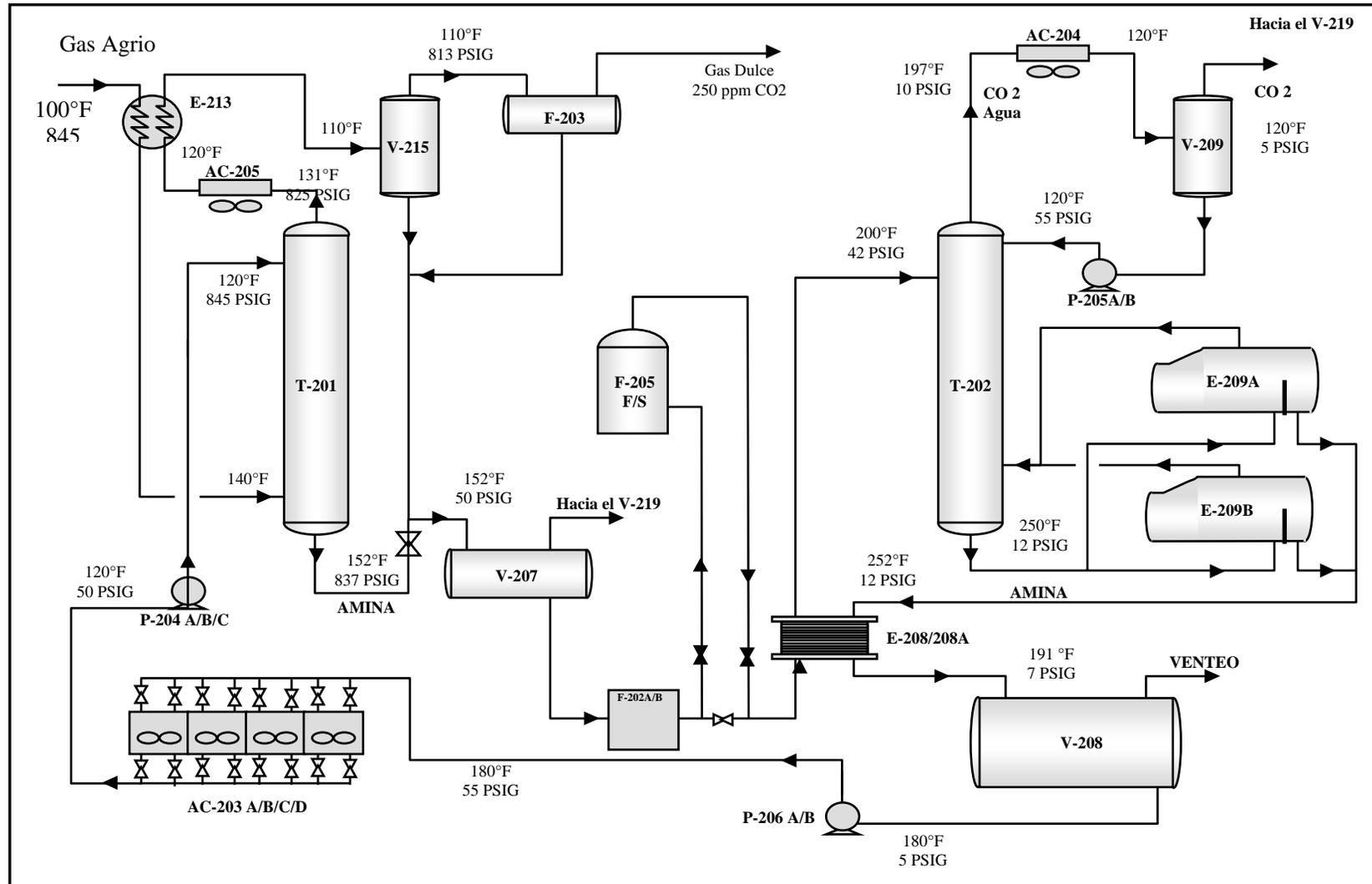


Figura 11: Diagrama de Flujo de Procesos. Sección Endulzamiento.⁽⁴⁾

Por otra parte, los líquidos que se forman salen por el fondo del separador V-215 hacia el tanque de expansión de amina (V-207), en este tanque se proporciona el tiempo de retención y espacio para separar apropiadamente el gas que se absorbe en la solución de amina rica, la corriente de amina se hace pasar a través de los filtros identificados como F-202 A/B, cuya función es eliminar los contaminantes tales como sedimentos y sólidos suspendidos desde el caudal de alimentación de amina rica.

La corriente de amina filtrada proveniente de V-207, se envía a la torre destiladora de amina, identificada como T-202. Por el fondo de dicha torre, sale la amina pobre, la cual se hace circular a través de los intercambiadores de calor E-208 / 208 A, donde se enfría desde una temperatura de 252 °F hasta 191 °F. Una vez enfriada, se pasa al tanque de compensación de amina (V-208), el cual tiene como función proporcionar la capacidad de compensación para el sistema de amina si los niveles a través del sistema varían.^(4, 5)

En la torre T-202 se fraccionan los componentes de gas agrio absorbidos por la amina pobre desde la solución de amina rica. En los intercambiadores E-209 A y E-209 B, se adiciona el calor requerido para eliminar los componentes de gas agrio absorbidos por la amina. La función del AC-204 es condensar la corriente que sale por el tope de la T-202, para reducir a través del enfriamiento del vapor caliente que sale del tope del destilador de amina que contiene vapor de agua y pequeñas cantidades de amina. En el separador V-209, se separan los gases agrios de los líquidos condensados que regresan al destilador de amina como reflujo. Mediante la utilización de las bombas P-205 A/B se regresa el líquido condensado acumulado en la parte aérea del destilador de amina (depurador de gas agrio V-209) como reflujo al mismo. Las bombas P-206 A/B proporcionan una sobrealimentación a las bombas de circulación de amina. En los enfriadores de Amina AC-203 A/B/C/D/E/F/G/ y H se baja la temperatura de la amina que está siendo regresado al absorbedor de amina. Las bombas de circulación de amina P-204 A/B/C hacen circular la amina pobre sobre el absorbedor. Estas bombas aumentan la presión de la solución de amina pobre de tal forma que la equipará con la presión operacional del absorbedor.

4.2 DESHIDRATACIÓN DEL GAS NATURAL

Después de filtrado, el gas se dirige hacia los deshidratadores (D-1A, D-1B, D-1C, D-1D y D-1E). El objetivo del sistema de deshidratación, es eliminar el contenido de humedad presente en la corriente del gas de alimentación a través de un proceso de adsorción.^(4, 5)

El sistema está compuesto por cinco torres verticales (cuatro en adsorción y una en regeneración), en cada torre se almacenan 15.300 libras de un tamiz molecular, el cual se caracteriza por retener la humedad al entrar en contacto con la corriente de gas circulante a través del lecho disecante. (Ver Figura 12).^(4, 5)

El sistema de deshidratación tiene los siguientes equipos asociados: ^(4, 5)

- Enfriador/Condensador AC-8R/AC-1: la función de los mismos es condensar toda el agua y trazas de hidrocarburos pesados provenientes de regeneración de las torres.
- Enfriador de Gas AC-207: en este sistema se enfría el gas residual proveniente de la descarga de los compresores de los expansores a una temperatura de 142 °F para utilizarlo para el enfriamiento de los lechos después de su regeneración.
- Horno H-1C: es el encargado de calentar el gas para la regenerar el tamiz molecular.
- Separador V-1: Es el encargado de remover de separar el agua (humedad). La humedad contenida en el gas de entrada es retenida por los tamices moleculares en los deshidratadores y durante la regeneración la humedad es removida, condensada y separada en el separador V-1.
- Filtros F-1/F-201: En esta etapa se retiene el polvo o partículas sólidas que puedan generar los tamices moleculares, este proceso es indispensable, ya que la presencia de polvo podría ocasionar obstrucción en los equipos (Cajas frías) del sistema de extracción de líquidos.^(4, 5)

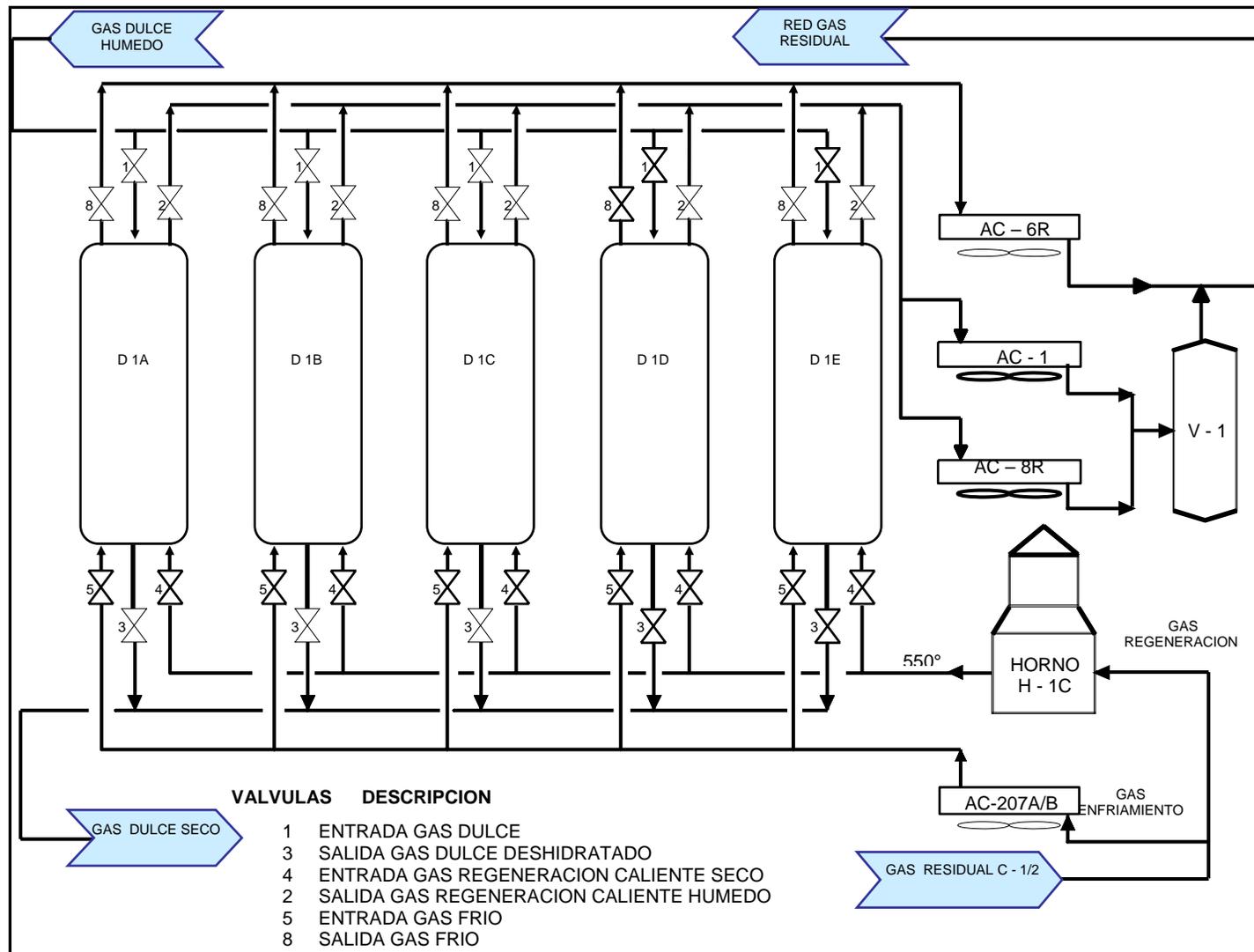


Figura 12: Diagrama de Flujo de Procesos .Sección deshidratación. (4)

4.3 SISTEMA DE REFRIGERACIÓN

El objetivo de este sistema es enfriar el gas de alimentación de la planta, en el área de extracción y una parte del gas de la descarga de los compresores de alta (Turbo-Compresores) a través del intercambiador E-212; además de condensar los componentes más pesados en el tope de la torre desetanizadora con el fin de tener reflujo suficiente en la zona de rectificación, para garantizar la calidad de los productos finales. ⁽⁵⁾

El sistema está compuesto por moto-compresores, los cuales están asociados a un motor eléctrico, una caja de engranaje, un compresor, un conjunto de ventiladores (condensador), un acumulador de líquido (economizador), un tambor o separador de succión para cada etapa (1era, 2da y 3era) del compresor y cuatro intercambiadores (E-201C/E-202C/212 y E-204). (Ver Figura N° 13)⁽⁵⁾

- **Motor Eléctrico:** proporciona la energía requerida para girar el compresor (3500 HP), transformando la energía eléctrica en energía mecánica. Opera con 4160 Voltios y gira a una velocidad de 1800 a 1790 revoluciones por minuto (RPM) Marca: Westinghouse.
- **Caja de Engranaje:** su función es transmitir la energía requerida del compresor desde su velocidad de operación 1790 RPM (Motor) hasta la velocidad requerida por el compresor (12.050 RPM) su fuerza es de 3500 HP, Marca: Lufkin.
- **Compresores(C-201 y C-202):** succionan y comprimen los vapores de propano que se generan en los intercambiadores E-201C/E-202C/E-212 y E-204, a través de tres etapas, giran a una velocidad de 12.050 RPM y producen una fuerza de 3282 HP, Marca York

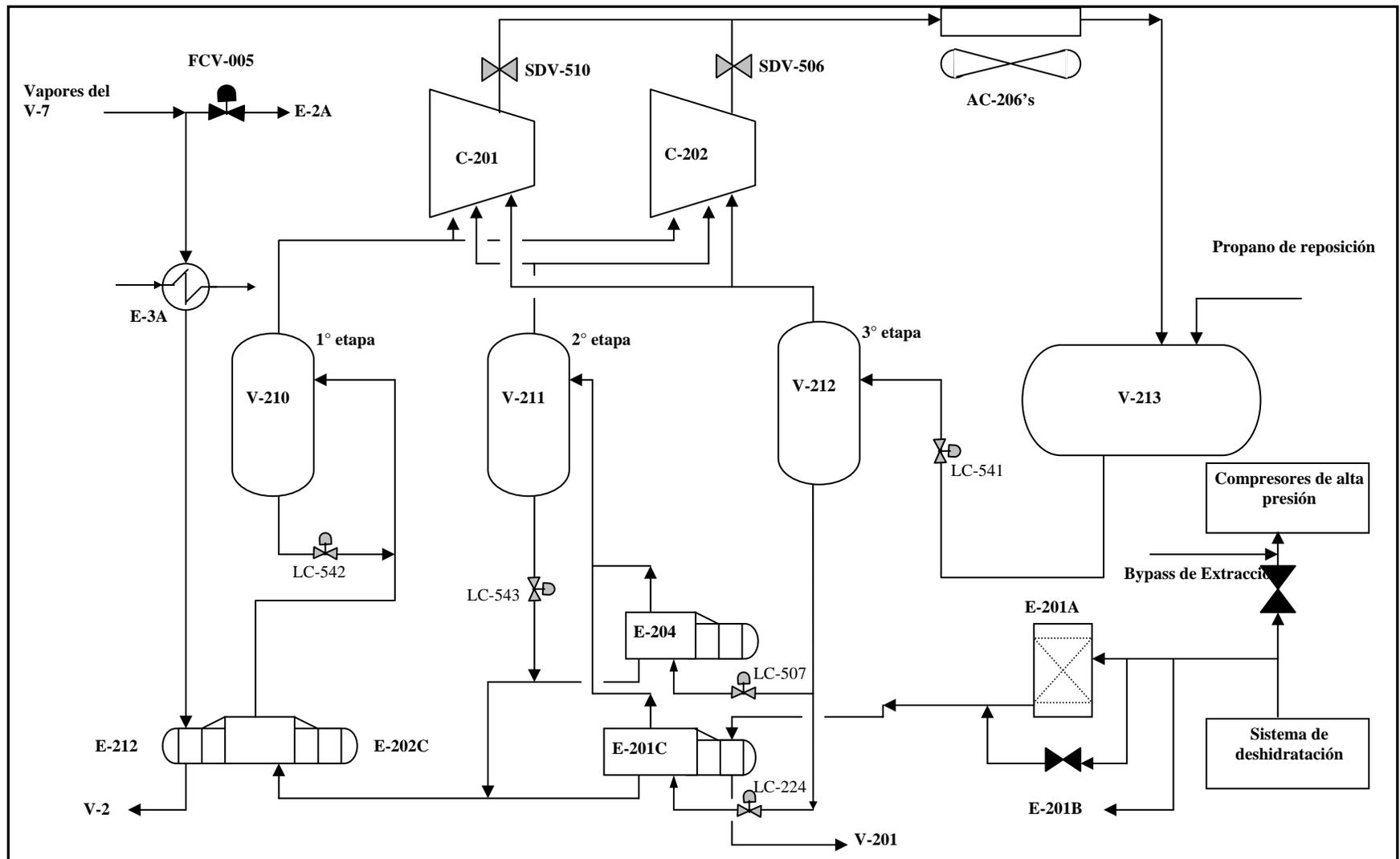


Figura 13: Diagrama de Flujo de Procesos. Sistema de Refrigeración ⁽⁴⁾

- Condensador: esta unidad está compuesta por 16 ventiladores (E-206 A hasta P) atmosféricos, su función es enfriar y condensar la descarga de los compresores C-201/202 (255 Psig/ 166 °F -255 Psig/100 °F).
- Acumulador (V-213): recibe el refrigerante saliente del condensador y lo economiza para ser distribuido a través de válvulas de control de nivel a los diferentes intercambiadores (E-201C/202C-212 y 204) a través del separador de succión tercera etapa (V-212) de los compresores C-201/2.
- Separador de Succión (V-210/211 y 212): reciben los vapores fríos que se producen por intercambio de calor en los chillers (intercambiadores E-201C/202C/204 y 212), deben garantizar que éstos lleguen a cada etapa de los compresores (C-201/2) totalmente en forma de gas.
- Intercambiadores (E-201C/202C/204 y 212):
 - E-201C: su objetivo es enfriar una de las corrientes del gas de alimentación (85% aproximadamente) que pasa por extracción de 63 °F a 30 °F con propano refrigerado de la planta.
 - E-202C: su función es enfriar la corriente que viene del tope de V-201, después de haber pasado por el E-202 A, con propano refrigerante del sistema.
 - E-212: se caracteriza por enfriar una corriente de gas que viene del sistema de recompresión (30% aproximadamente), para bajar parcialmente la temperatura hasta -28 °F después de haber pasado por los rehervidores E-3 A/B, intercambiando calor con propano refrigerante del sistema.
 - E-204: Su función es bajar la temperatura de los vapores del tope de la torre desetanizadora para condensar parcialmente el etano y producir el líquido que se requiere como reflujo en la zona de rectificación y garantizar la calidad del producto final (etano).

4.3.1 Sistema de Compresión de Turbinas

La función del sistema de “compresión de alta” es elevar la presión de gas parcialmente procesado de 795 Psig a 1060 Psig, con el fin de producir una mayor expansión en el sistema criogénico, los compresores que conforman este sistema son los siguientes: C-4B, C-5B, C-6B y C-7B.

La función del sistema de “compresión de baja” es comprimir el gas residual descargado por los compresores C-1/C-2 de 273 Psig a 600 Psig para garantizar el suministro de gas hacia Enelven, La Pica (sistema de retorno de gas combustible), planta de fertilizantes, planta eléctrica y respaldo al gas residual de baja presión de la planta LGN. Los compresores que conforman el sistema de baja son: C-4A, C-5A, C-6A y C-7A.

Después que el gas de alimentación ha sido enfriado en el sistema de extracción, para extraer la casi totalidad de los líquidos, el gas queda relativamente empobrecido y el volumen se reduce hasta 126 MMPCED y fluye como succión hacia los compresores solares centauros C-4B, C-5B, C-6B y C-7B donde es comprimido de 795 psig, hasta una presión de descarga de 1065 psig, enfriándose por los ventiladores (FIN-FAN) AC-2B, AC-3B, AC-4B y AC-5B. La línea de descarga de estos compresores tiene un diámetro de 8 pulgadas, y caen en un cabezal de 12 pulgadas, que van a un depurador de descarga de los compresores (V-7), desde aquí fluye el gas hacia el sistema criogénico de la planta.⁽⁵⁾

El gas residual producido en la torre desmetanizadora T-1, fluye por una línea de 12 pulgadas y es calentado en los intercambiadores de gas frío/gas caliente E-2B/E-215B y E-2 A/E-215 A, para continuar por una línea de 14 pulgadas, hacia los compresores Booster C-1/C-2 de los expansores de baja y alta presión.

El gas comprimido fluye por una línea de 6 pulgadas, y la otra parte aproximadamente 118 MMPCED; hacia la succión (273 psig) de los compresores de baja presión de gas residual C-4 A, C-6 A y C-7 A; de éstos compresores, tres están operando normal con un flujo de descarga entre 35 a 40 MMPCED cada uno, el gas de descarga a 600 psig fluye por una línea de 10 pulgadas, hacia los enfriadores AC-2A, 3A, 4A y AC-

5A; el gas enfriado cae a un cabezal de 12 pulgadas, donde es medido y enviado hacia Enelven, fertilizantes, planta eléctrica y respaldo del gas residual de baja presión. .^(4,5)

El sistema de compresión de turbinas está compuesto por cuatro (4) turbinas solares acopladas a dos (2) compresores cada uno (compresores baja y alta) a la vez están asociados al separador V-7, enfriadores AC-2 A/B, AC-3 A/B, AC-4 A/B y AC-5 A/B, y dos compresores Booster C-1 y C-2.⁽⁴⁾

- **Turbinas Solares**

La función de las turbinas es producir energía mecánica necesaria para girar los compresores de baja y alta presión, así efectuar un trabajo eficiente. .⁽⁵⁾

Turbina N° 1 (C-4 A/B), Turbina N° 2 (C-5 A/B)

Turbina N° 3 (C-6 A/B), Turbina N° 4 (C-7 A/B)

- Separador de Succión V-7: su función es separar los líquidos que se producen por enfriamiento del gas de descarga de los compresores de alta presión C-4B, C-5B, C-6B y C-7B desde 152 °F hasta 120 °F.
- Enfriadores Aéreos AC-2 A/B, AC-3 A/B, AC-4 A/B y AC- A/B: enfrían el gas de descarga de los compresores de alta presión y de baja presión a las condiciones de transmisión.
- Compresores Booster C-1 y C-2: elevan la presión de gas residual para garantizar una buena presión de succión a los compresores de gas residual de baja presión (C-4 A, C-5 A, C-6 A y C-7 A).
- Compresores C-4 A, C-5 A, C-6 A y C-7 A de baja presión: comprimen el gas que descargan los compresores booster C-1/2 a 273 psig hasta 600 psig para garantizar el suministro de gas residual a Enelven, fertilizantes, planta eléctrica y respaldar el gas residual de baja presión.

- Compresores C-4B, C-5B, C-6B y C-7B de alta presión: elevan la presión del gas parcialmente procesado en el área de extracción de 780 psig a 1060 psig, con el fin de producir una mejor expansión en el sistema criogénico.

4.3.2 Sistema Criogénico por Expansión

Su objetivo es recibir el gas seco semi-procesado y comprimido por las turbinas solares (compresores de alta) a alta presión para expandirlo, bajando presión y lograr temperaturas criogénicas, con el fin de recuperar la mayor cantidad de etano y propano.

Este sistema está compuesto por dos turbo expansores, los mismos están asociados por un compresor, un expansor, un separador V-7, rehervidores (E-3 A/B), intercambiadores de calor E-212, E-2 A/B, E-215 A/B, torre desmetanizadora (estabilizadora fría), separador de succión V-2, separador de gas frío V-3, separador de succión V-4 y separador de líquidos fríos V-17, intercambiador de gas condensado E-4.

El gas seco semi-procesado en el área de extracción y comprimido por los turbo compresores a 1060 psig de presión, que sale por el tope del separador de descarga V-7 y fluye al sistema criogénico dividido en dos corrientes: una es controlada a través de la válvula de flujo FCV-005 (70% aprox.) y la otra corriente de gas (30% aprox.) fluye por los rehervidores E-3A y 3B, de la torre desmetanizadora T-1, el gas se enfría desde 120 °F a 48 °F de temperatura y fluye directamente a través del sub-enfriador de gas E-212 (Haz-Tubo) donde intercambia calor con el propano refrigerante de planta; la temperatura alcanzada es de -28 °F.

La corriente controlada por la válvula FCV-005 continúa hacia los intercambiadores de gas frío E-2 A/B y E-215 A/B, se enfría a una temperatura de -52 °F, se une con la corriente de gas proveniente del E-212 y continúa hacia el separador de succión V-2 del expansor N° 1 de alta presión, el gas se expande desde 1045 psig y -46 °F hasta 520 psig y -94 °F. El gas expandido se une a la corriente de gas proveniente del tope del tambor de expansión final V-204 del área de extracción y los líquidos provenientes del fondo separador V-2, fluyen hacia el separador de gas frío V-3; los vapores que se producen en este separador se dividen en dos corrientes: la primera corriente pasa a través de los

intercambiadores E-2 A/B y E-215 A/B (62% aproximadamente del flujo) donde intercambia calor con el gas frío que se sale del tope de la torre desmetanizadora T-1 alcanzando una temperatura de $-120\text{ }^{\circ}\text{F}$ y continúa hacia el separador de succión V-4 del expansor N° 2, la otra corriente (38% aprox. de flujo) fluye a través del intercambiador de gas condensado E-4 donde intercambia calor con los líquidos de la parte lateral de la torre T-1, alcanzando una temperatura de $-112\text{ }^{\circ}\text{F}$, luego se unen estas dos corrientes y alimentan al separador de succión V-4 a una presión de 515 psig y $-118\text{ }^{\circ}\text{F}$.

Los vapores fluyen hacia la succión del expansor N° 2 de baja presión, donde el gas se expande hasta una presión de 263 Psig y $-155\text{ }^{\circ}\text{F}$, los líquidos que se producen en el fondo del V-4 se unen con la descarga del expansor N° 2, los líquidos que se producen el V-3 (separador de gas frío) pasan al V-17 (separador de líquidos), donde los vapores que se producen en el mismo salen por el tope a través de una válvula controladora de presión (PCV-17) a 385 Psig y $-109\text{ }^{\circ}\text{F}$, se unen con los líquidos que vienen del V-4 y la descarga del expansor N° 2, fluyendo directamente al tope de la torre demetanizadora T-1. Los líquidos que se producen en el V-17 (separador de líquidos fríos) son controlados por LVC-19 y van directamente hacia el plato N°1 de la estabilizadora caliente. ⁽⁵⁾

A continuación se describen los equipos que conforman el sistema criogénico por expansión: ^(4,5)

- Expansor N° 1: su función es expandir el gas semi-procesado para lograr presión y temperaturas, desde 1045 psig y $-46\text{ }^{\circ}\text{F}$ hasta 520 psig y $-94\text{ }^{\circ}\text{F}$, a la vez genera la energía requerida para girar el compresor C-2 (1228 HP y una velocidad de 18.800 RPM.).
- Expansor N° 2: su función es continuar expandiendo el gas desde $-118\text{ }^{\circ}\text{F}$ y 515 psig a 263 psig y $-155\text{ }^{\circ}\text{F}$. Este proporciona la energía requerida para girar el compresor C-1 (719 HP y una velocidad de 18.000 RPM).
- Compresor C-1: comprime el gas proveniente del sistema de expansión del tope de la torre T-1 que fluye a través de los E-2 A/B y E-215 A/B (intercambiadores de gas

frío) de 230 psig y 108 °F para descargarlo a 245 psig y 120 °F, como succión del compresor C-2. Produce una potencia de 596 HP.

- Compresor C-2: recibe la descarga del compresor C-1 para comprimir el gas hasta 273 Psig y 142 °F (potencia 1090 HP), el gas a la salida del compresor tiene la siguiente utilización:
 - succión de compresores de baja de las turbinas solares.
 - gas combustible de planta.
 - gas de refrigeración.
 - enfriamiento del sistema de deshidratación de planta.
- Separador V-7: en este equipo se separan los líquidos que se producen en el gas, por enfriamiento de la descarga de los compresores de alta C- 4B / 5B/ 6B y 7B, para luego continuar al sistema criogénico por expansión.
- Intercambiadores de Gas Frío E-2 A/B y E-215 A/B: enfrían una corriente de gas de (70% aprox.) alimentación que viene del V-7 a través de una línea de 10 pulgadas de diámetro y que es controlado por la FCV-005, para bajar la temperatura hasta aproximadamente -52 °F, así como una parte de los vapores que provienen del tope del separador gas frío V-3, hasta una temperatura de -120 °F, estas dos condiciones se logran intercambiando calor con los vapores que salen del tope de la torre T-1 a una temperatura de -151 °F. La presión y temperatura de operación son las siguientes:
 - Placa: entrada: presión 1045 Psig y temperatura 120 °F. Salida: presión 1040 Psig y temperatura -52 °F
 - Recepción de flujo del V-3: entrada: presión 535 Psig y temperatura -93 °F. Salida: presión 530 y temperatura -120 °F).

- Rehervidores de la Torre T-1 (E-3 A y 3 B): enfrían una corriente de gas de aproximadamente 30% que viene del V-7 a 120 °F a través de una línea de 6 pulgadas de diámetro, también intercambian calor con un producto proveniente de la succión intermedia de la torre T-1, logrando bajar la temperatura hasta 48 °F. La presión y temperatura de operación son las siguientes:
 - Lado de Carcasa: entrada: presión 1045 Psig y temperatura 120 °F. Salida: presión 1040 Psig y temperatura 48 °F.
 - Lado de Placa: entrada: presión 260 Psig y temperatura 13 °F . Salida: 19 °F.
- Sub-Enfriador de Gas E-212: su función es enfriar una corriente de gas (aproximadamente 30%) de alimentación al sistema criogénico por expansión, para bajar parcialmente la temperatura hasta -28 °F, intercambiando calor con el propano refrigerante de la planta. Presión y Temperatura de Operación entrada 1045 Psig y salida -28 °F.
- Separador V-2: separa los hidrocarburos líquidos producidos por intercambio de calor y refrigeración externo para proteger las partes internas del expansor N° 1 (Ex-1/C-2) de alta presión. Presión y Temperatura de Operación: 1045 Psig/-46 °F.
- Separador de Gas Frío V-3: separa los hidrocarburos líquidos producidos por expansión del gas de alta presión, desde 1045 psig a 520 psig y -94 °F.
- Intercambiadores de Gas Condensado E-4: enfrían una corriente del tope del separador de gas frío V-3 hasta una temperatura de -112 °F, intercambiando calor con líquidos provenientes de la parte intermedia de la torre T-1 (desmetanizadora). Presión y Temperatura de Operación: 256 psig Temperatura. Entrada -93 °F/Salida -112 °F.
- Separador de Succión (Ex-2/C-1) V-4: su función es separar los hidrocarburos líquidos producidos en el sistema criogénico de baja presión para proteger las partes

internas del expansor de baja (Ex-2/C-1). Presión y Temperatura de Operación: 515 psig/-118 °F.

- Separador de Líquido Frío V-17: su función es estabilizar los líquidos producidos en el separador de gas frío V-3, que sirven como alimentación al plato N° 1 de la torre estabilizadora caliente T-102. Presión y Temperatura de Operación: 385 psig/-109 °F.
- Torre Estabilizadora de líquidos calientes (T-102): consta de 38 platos, las temperaturas de tope y fondo son de -87°F y 89 °F respectivamente, la presión de la corriente de salida de tope es de 375 psi y la de la corriente de salida de fondo es 380 psi.
- Desmetanizadora T-1 (Estabilizadora Fría): su función es separar el metano de los productos pesados, etanos mas (C₂+). Tiene 15 platos. Presión y temperatura de operación: fondo 275 psi / 19 °F y Tope 270 psi / -151 °F.
- En las Figuras 14 y 15, se presentan los diagramas de flujo de procesos del sistema de compresión y del sistema de expansión criogénica.

4.4 SISTEMA DE FRACCIONAMIENTO

Este sistema está compuesto por las torres: desetanizadora y despropanizadora. En la torre desetanizadora (T-203) se separa el etano de la corriente de hidrocarburos líquidos provenientes del tambor (V-16) y de la torre estabilizadora caliente (T-102). La T-203 está compuesta internamente por 41 platos con copas de burbujeo, un intercambiador de calor (E-205) un condensador de tope (E-204), un tambor de reflujo (V-205) y un sistema de bomba (P-201). La temperatura de salida del tope es de 37 °F y la de fondo es de 180 °F, las presiones de tope y fondo son de 325 y 328 psi repectivamente. (Ver Figura 16 y 17) ⁽⁵⁾

La torre desetanizadora está conformada por los siguientes equipos:⁽⁵⁾

- Intercambiador de Calor (E-205): su función generar el calor necesario en el fondo de la torre desetanizadora para separar el etano de la corriente líquida. El calor es

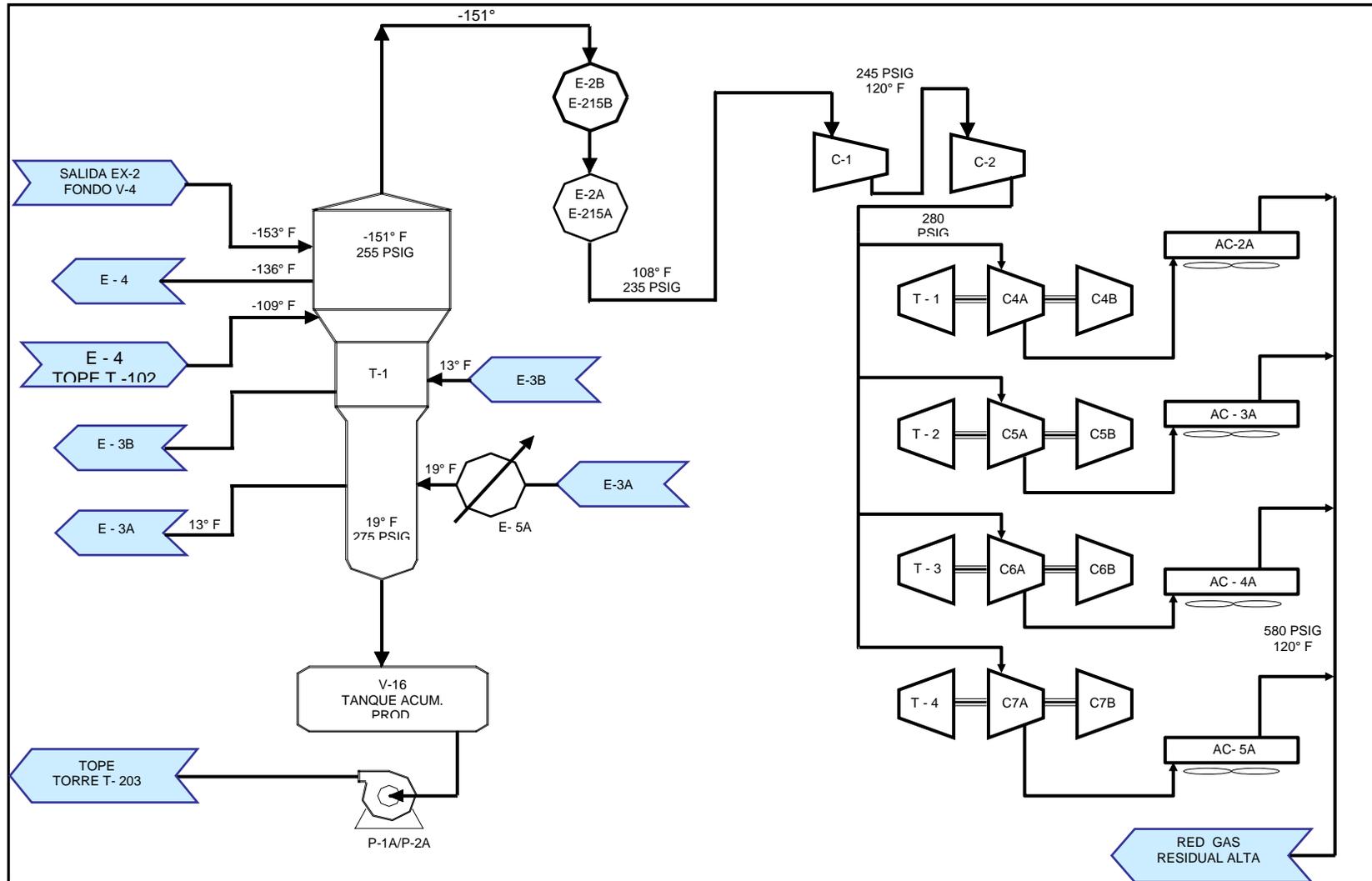


Figura 14: Diagrama de Flujo de Procesos. Torre Desmetanizadora. Sistema de Compresión

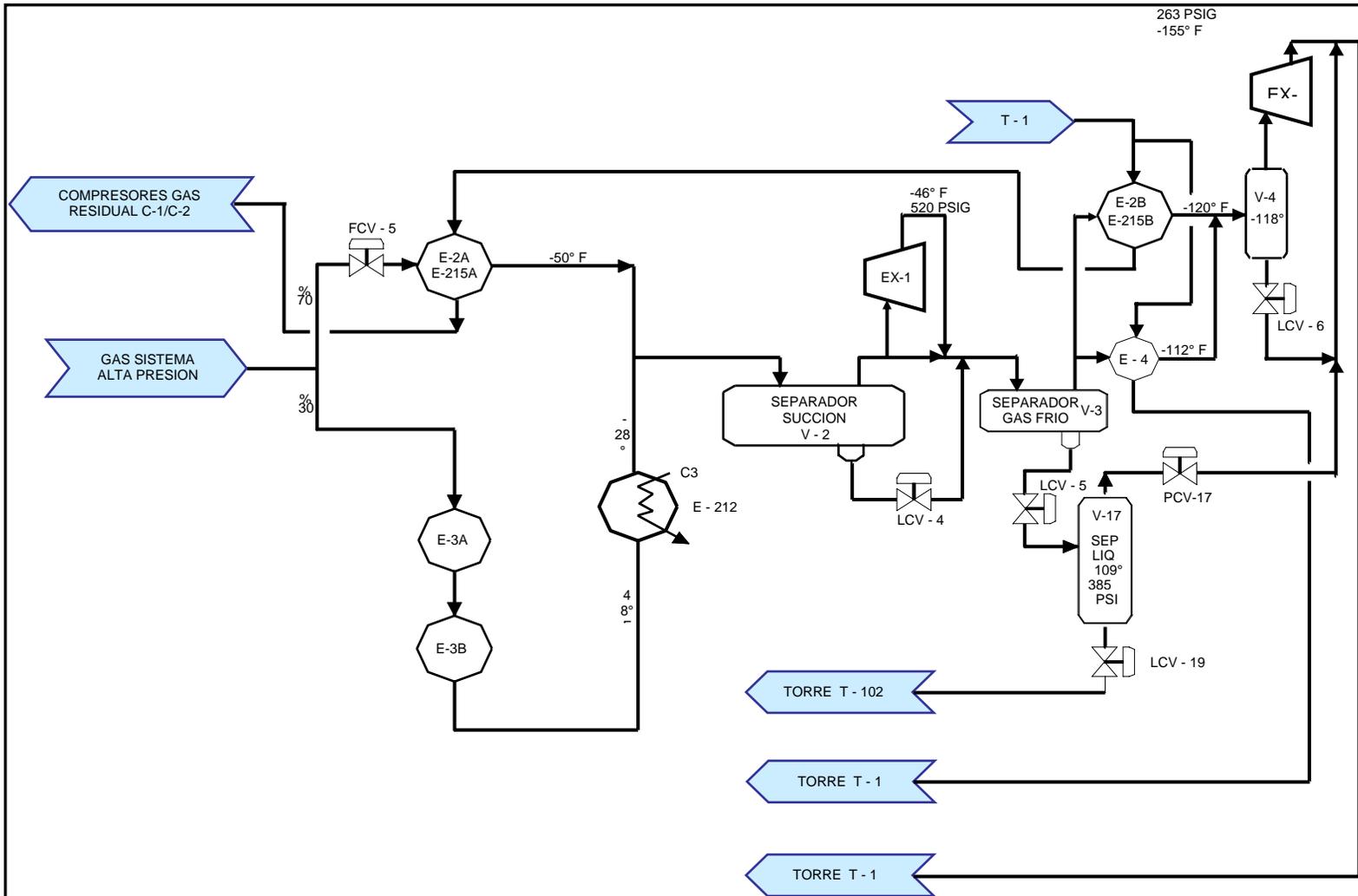


Figura 15: Diagrama de Flujo de Procesos. Sistema de Expansión Criogénica

generado al intercambiar temperatura los líquidos del fondo de la Torre T-203 con vapor saturado a 45 psig. y 350°F.

- Condensador de Tope (E-204): la función de este sistema es condensar parte del producto del tope de la torre T-203, al intercambiar calor con una corriente de propano refrigerante para luego utilizarlo como reflujo en la columna destiladora.
- Tambor Acumulador de Reflujo (V-205): el propósito de este equipo es almacenar el líquido producto de la condensación en el intercambiador (E-204) para que sea utilizado como reflujo a la torre desetanizadora, con el objeto de garantizar la calidad del producto obtenido por el tope de la columna.
- Bombas de Reflujo (P-201): Este sistema tiene como objetivo manejar los líquidos almacenados en el tambor acumulador (V-205) para inyectarlos como reflujo al tope de la torre desetanizadora para garantizar la calidad del producto final. (Ver Figura N° 16).

La función del sistema despropanizador es separar el propano de la corriente de líquido proveniente del fondo del rehervidor E-205. El sistema está compuesto por una torre de destilación (T-204); condensadores de producto de tope (AC-201); un intercambiador de calor (E-207); un tambor acumulador de líquido para garantizar reflujo (V-206) enfriador de producto final (AC-202) y un sistema de bomba para reflujo (P-202). Tiene un total de 41 platos. Las condiciones de temperatura y presión de la corriente de butanos mas (producto de fondo) son 120 °F y 270 psi, por otra parte la corriente de propano (producto de tope), sale a 115 °F y 278 psi.

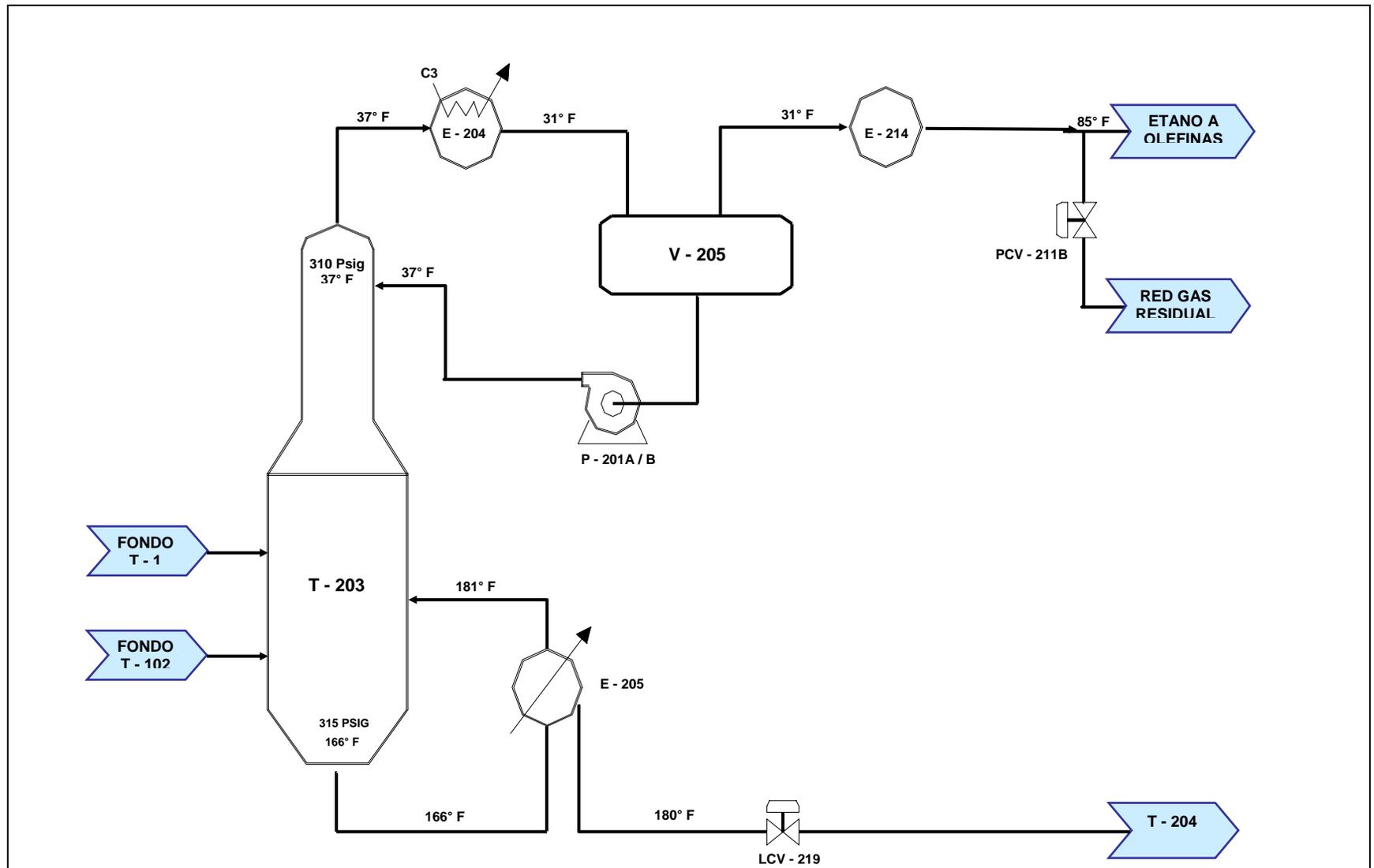


Figura 16: Diagrama de Flujo de Procesos. Torre desulfurizadora ⁽⁴⁾

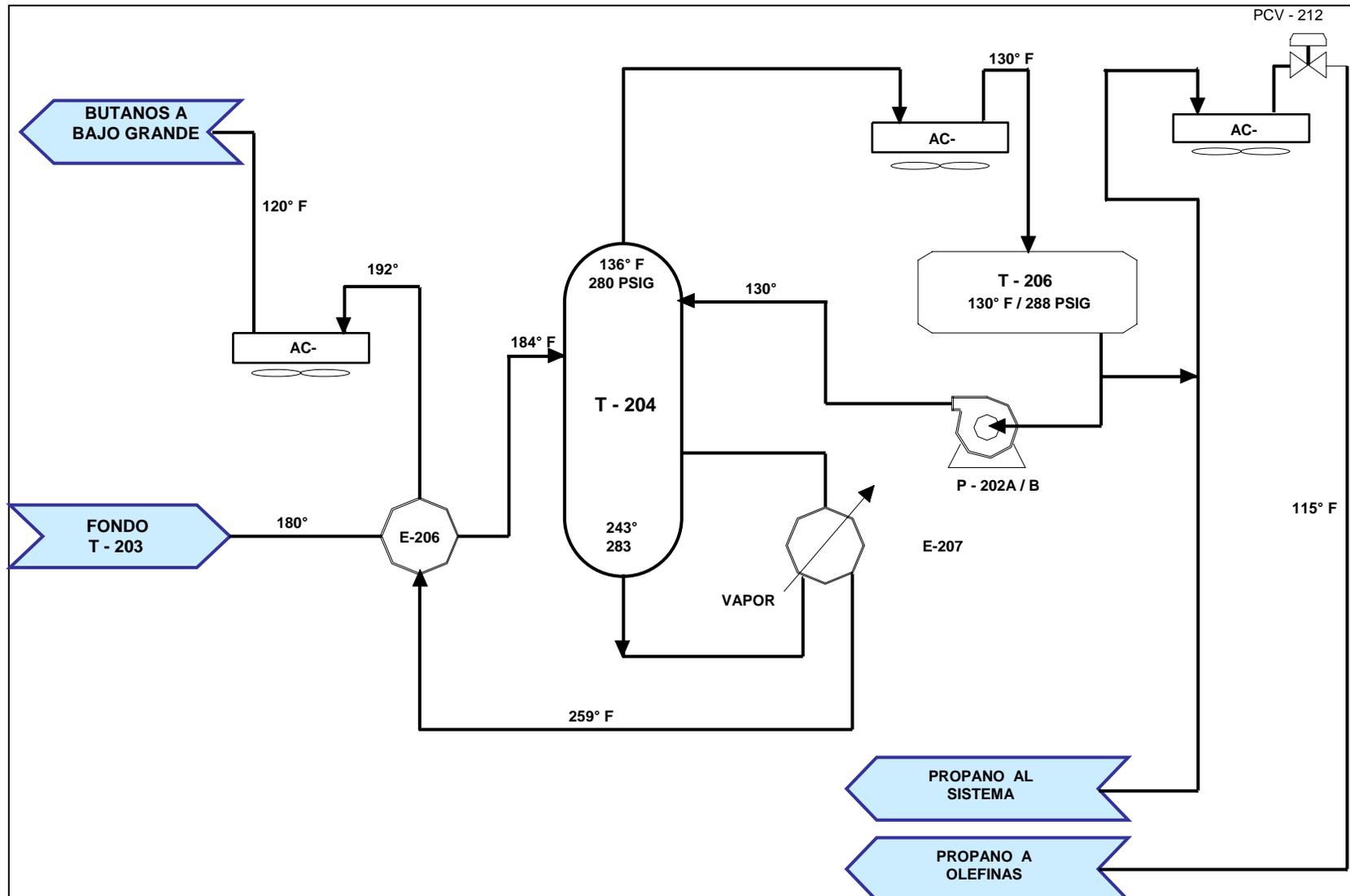


Figura N° 17: Diagrama de Flujo de Procesos. Torre Despropanizadora ⁽⁴⁾

5 METODOLOGÍA

Para cumplir con los objetivos planteados en este Trabajo Especial de Grado se utilizó el simulador de procesos Aspen Plus (versión 11.1); del cual la planta LGN II, posee licencia para su utilización.

Aspen Plus® es una herramienta informática diseñada por Aspentech, la cual permite simular procesos químicos; su utilidad es amplia, ya que se puede aplicar desde etapas de diseño de una planta hasta para proponer mejoras en cuanto a calidad de productos, rentabilidad de plantas en operación, y predicción de comportamientos de un determinado proceso, para lo cual se utiliza bien sea la ingeniería básica de un proyecto o los balances de masa y energía y cinética de las reacciones. Presenta patrones establecidos para aplicaciones químicas, petroquímicas, especialidades químicas, entre otras, que contienen características preestablecidas en la forma como se presentan los datos de la simulación.⁽⁶⁾

Para obtener la data de campo se utilizó el software PI and PI Process Book, diseñado por la empresa OSI Software Inc.; esta herramienta permite fácil acceso a la información de la planta recopilada en el sistema de almacenamiento de data PI. La información proveniente de las plantas está a disposición en tiempo real debido a que la misma se genera en el área operacional y puede ser recibida en cualquier otro punto distante en un intervalo de tiempo relativamente corto.⁽⁷⁾

Cuando se trabaja con el Sistema de Almacenamiento de data PI, el software ubica la información por medio de los identificadores (tags) de los equipos, que pueden ser de uno o varios sistemas de data. Esta conexión permite al usuario ver los datos del proceso en un tiempo determinado, que puede ser actual o un punto determinado del pasado.⁽⁷⁾

La información fluye a través del PI de la siguiente forma: los datos generados en los procesos de la planta viajan a través de una red industrial y son tomados a partir de los sistemas de control de la planta mediante diversos tipos de interfaces. Luego dicha información es capturada por un nodo remoto, conocido como PI NET, a través de un computador que sirve de intérprete entre el sistema de control distribuido y el PI NET, los datos son capturados luego por el computador central del sistema o PI Home, para de esta manera almacenar la información para llevar data histórica y colocar dicha

información al alcance de los usuarios conectados a la red.⁽⁸⁾ En la Figura 18 se puede observar el esquemático de la red del PI, desde planta hasta el usuario final.

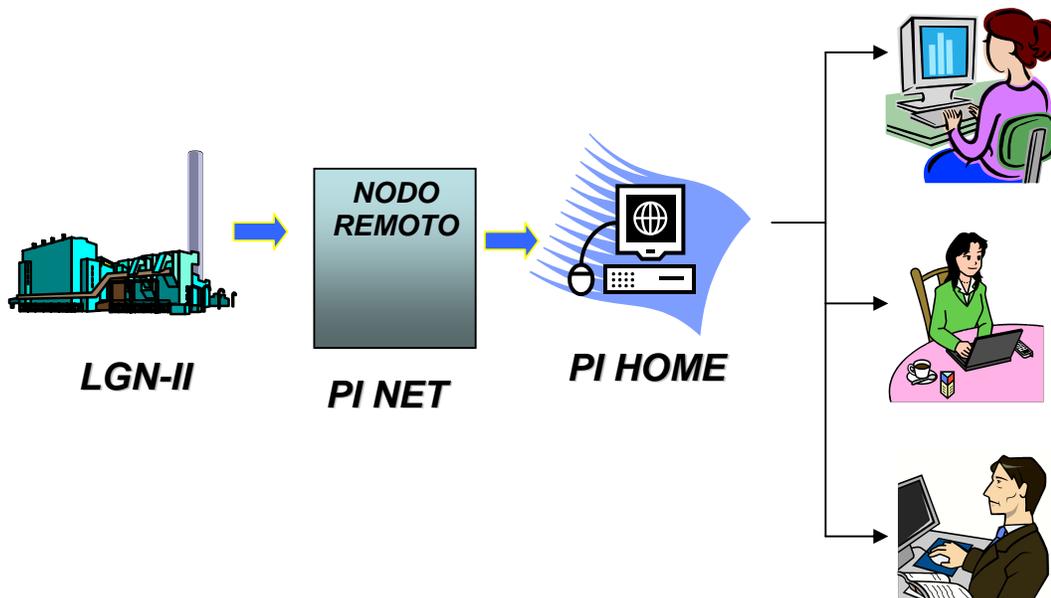


Figura 18: Red de datos PI ⁽⁸⁾

El primer objetivo específico consistió en recopilar la información relacionada con todos los procesos involucrados, para lograrlo fue necesario revisar los manuales de diseño de las plantas para conocer todos los procesos así como también los diagramas de flujo de procesos y los diagramas de tubería e instrumentación; luego se realizaron visitas de campo para conocer la ubicación física de los equipos, haciendo especial énfasis en el sistema de refrigeración y torres desmetanizadora (T-1), desetanizadora (T-203) y despropanizadora (T-204).

Una vez conocido el proceso, se ubicaron las hojas de especificación de los equipos que conforman los sistemas de extracción y estabilización de líquidos, criogénico por expansión, torre desmetanizadora, sistema de compresión, sistema de refrigeración, torre desetanizadora y torre despropanizadora.

Se revisaron los manuales de proceso del simulador Aspen Plus y del PI and PI Process Book, para adquirir destrezas en el manejo de estos dos programas.

Mediante la utilización del PI and PI Process Book se recopilaron los datos reales de operación. La metodología consistió en ubicar los datos de operación reales, se estudiaron un total de veintitrés variables (23), asociadas al sistema de refrigeración y entrada de gas a la planta.

Al recopilar la información de todos los procesos involucrados utilizando el sistema PI se obtuvieron datos del tipo numérico, correspondientes al estudio de mediciones de variables.

El objetivo final es procesar los datos para construir con ellos tablas, estadísticas o figuras ilustrativas que permitan tener los datos recopilados ordenados y a partir de ellos conocer tendencias o realizar alguna conclusión.⁽⁹⁾

Cada variable estudiada tenía un total de mil cuatrocientos cuarenta (1440) puntos asociados; para poder tener los datos organizados y conocer las tendencias reales de operación se realizó un análisis estadístico utilizando la herramienta Microsoft Excel (versión 2003) y el mismo consistió en determinar la media, el error típico, la mediana, la moda, la desviación estándar, la variación de la muestra, el valor mínimo y el máximo de cada conjunto de datos.

El segundo objetivo fue la elaboración del modelo de simulación del sistema de refrigeración de la planta LGN II utilizando el software Aspen Plus, para lo cual se realizaron los siguientes pasos^(10, 11, 12, 13):

- Construcción del diagrama de flujo de procesos a ser simulado: comprende la diagramación de la planta en la ventana principal del simulador, se incluyeron todos los equipos involucrados en el proceso, el cual está conformado por los diferentes equipos que forman parte del sistema de refrigeración, compresión, estabilización de líquidos y las torres desmetanizadora, desetanizadora y despropanizadora. Es importante señalar que la simulación se realizó por partes, es decir, primero se simuló un equipo, se verificaron los resultados y después se agregó el próximo equipo hasta tener el sistema completo, lo cual permitió la detección y ubicación de errores fácilmente.

- Selección del sistema de unidades y definición de componentes: Se seleccionó el sistema de unidades acorde con las unidades en las que se reportan la data operacional en el PI and PI Process Book. Se trabajó con el sistema de unidades inglés para procesamiento de gas (gas processing english units)
- Con respecto a la definición de componentes, los mismos se especificaron en función de los componentes típicos reportados en la cromatografía del gas de entrada y las especificaciones típicas de salida de los productos finales. El componente más pesado reportado en la cromatografía de la fase líquida es el n-hexano, razón por la cual se trabajó con componentes hidrocarburos desde metano hasta n-hexano.
- Selección del modelo termodinámico: en toda simulación se deben establecer los diferentes métodos para evaluar las propiedades termodinámicas y las propiedades de transporte, lo cual se engloba en los métodos termodinámicos. Para la elección del método adecuado de estimación de propiedades se tomaron en cuenta los siguientes aspectos:
 - Naturaleza y composición de la mezcla.
 - Tipo de equilibrio
 - Rango de presión y temperatura
 - Disponibilidad de parámetros

Existe una gran variedad de modelos de estimación de propiedades termodinámicas y de transporte tales como métodos ideales, ecuaciones de estado, modelos de estimación del coeficiente de actividad y correlaciones generalizadas.

Para el caso de la simulación del sistema de refrigeración de la planta de LGN II, se utilizó la ecuación de estado Peng Robinson, ya que es la más utilizada para el caso de hidrocarburos de bajo peso molecular y líquidos criogénicos. Existen trabajos de investigación en los cuales se ha utilizado la ecuación de estado de Peng Robinson para la realización de simulaciones para estudiar la actuación y desempeño de diversos refrigerantes (incluyendo el propano) en un ciclo de refrigeración, en estas

publicaciones los resultados obtenidos fueron comparados con los logrados mediante la realización de pruebas de laboratorio, concluyendo que la ecuación de estado de Peng Robinson se ajusta para la realización de simulaciones de ciclos de refrigeración ya que las desviaciones entre los resultados de laboratorio y los de las simulaciones los refrigerantes tipo hidrocarburos estudiados, estuvieron en un rango de 1,5% y 2,7% ^(14, 15)

Mediante la realización de una entrevista a los ingenieros de proceso de la planta se pudo conocer que se han realizado simulaciones previamente en otras secciones o sistemas de LGN II y se han obtenido buenos resultados aplicando la ecuación de estado Peng Robinson.

- Suministro de datos, correr la simulación y verificación de resultados: al realizar la simulación se suministraron todos los datos de la corriente de alimentación tales como flujo total, composición y presión y temperatura de acuerdo a los datos de diseño, así como también las especificaciones de todos los equipos involucrados en la simulación tomados de las hojas de especificación. Los equipos fueron simulados de modo riguroso. Las corrientes de salida fueron realizadas por el simulador mediante la realización de balances de masa y energía. Una vez, suministrados los datos requeridos por el simulador se procedió a correr la simulación. El simulador tiene un indicador de estatus, el cual permite detectar cuando falta algún parámetro. Para observar los resultados inicialmente se revisaron en pantalla y posteriormente se procedió a analizar los reportes.

El tercer objetivo consistió en validar la simulación mediante la realización de una evaluación integral del sistema de refrigeración de acuerdo a las condiciones del proceso. Se realizó una simulación rigurosa utilizando las hojas de especificación de los equipos, así como también los manuales de planta y diagramas de flujos de procesos; esta primera simulación se denominó “simulación base”. Los resultados obtenidos de la realización de esta primera simulación se compararon con las tendencias esperadas de acuerdo al diseño.

Una vez validada la simulación base con los datos de diseño, se procedió a realizar una comparación con las tendencias de operación real, obtenidas previamente

mediante el análisis estadístico realizado a la data recopilada mediante la utilización del PI and PI Process Book.

La evaluación integral del sistema de refrigeración implicó el estudio del porcentaje de recuperación de etano, el cálculo del coeficiente de rendimiento del sistema, así como también el análisis del comportamiento de los compresores del sistema de refrigeración.

Para cumplir con lo propuesto en el cuarto objetivo, comparar el comportamiento de las diferentes variables operacionales del sistema de refrigeración, se realizó un análisis de sensibilidad. La idea de realizar este análisis es observar la respuesta del sistema al variar un parámetro de entrada ⁽¹⁶⁾. En este caso específico, se estudió como afecta el variar el flujo de entrada de gas rico a la planta LGN II, a las propiedades y variables operacionales resultantes de la simulación, se realizaron tablas y gráficas que permitieron estudiar las tendencias en cuanto a flujos y composiciones de salida de tope y fondo de las torres, tendencias de los sistemas de compresión y eficiencias de los intercambiadores de calor. Se verificaron los resultados de la simulación con la data real operacional y las condiciones de operación de equipos según diseño.

En función de los resultados obtenidos mediante la realización de la evaluación del sistema de refrigeración se procedió a proponer mejoras al sistema.

6 DISCUSIÓN DE RESULTADOS

El presente capítulo comprende el análisis de los resultados obtenidos mediante la realización de la evaluación del sistema de refrigeración de la planta LGN II del Complejo Petroquímico El Tablazo.

Para realizar la citada evaluación, se utilizó el simulador de procesos Aspen Plus (versión 11.1). La simulación fue realizada de forma rigurosa, y para poder lograrlo fue necesario recopilar toda la información relacionada con la descripción del proceso y de los equipos que conforman la planta, se simularon un total de doscientos veintiséis (226) equipos. En el Apéndice A se presentan los esquemáticos correspondientes a la carga de datos de los equipos tipo en el simulador de procesos.

6.1 RECOPIACIÓN DE LA INFORMACIÓN Y UTILIZACIÓN DE LA HERRAMIENTA PI AND PI PROCESS BOOK

Mediante la utilización del PI and PI Process Book se recopilaron los datos de operación reales de la planta, a través de los manuales de planta, diagramas de flujo de procesos y hojas de especificación de equipos se conocieron los datos de diseño para la realización de la simulación rigurosa. En el Apéndice B se puede apreciar la forma de obtener la data operacional a partir del PI and PI Process Book.

La base de datos del PI and PI Process Book, permitió conocer las variaciones en el flujo de entrada de gas a la planta LGN II, dicha herramienta permite ubicar los datos de operación en los intervalos de tiempo requeridos por el usuario, a través de la programación de la búsqueda, los datos son descargados en hojas de cálculo de Microsoft Excel. En la Tabla N° 3, se presentan parte de datos de gas de entrada correspondientes a una lectura para un determinado día tomando los datos cada diez minutos, para obtenerlos fue necesario ubicar el identificador (tag) asociado al medidor de flujo de gas de entrada en la pantalla del PI, el cual está identificado en el esquemático de la planta. Para el caso del flujo de gas rico de entrada a la planta LGN II, el identificador o tag correspondiente (de acuerdo al esquemático de la planta) es el 21:FC101.PV, el mismo se colocó en la hoja de cálculo de Microsoft Excel, a través de la cual se realiza la programación de la búsqueda. Posteriormente los datos requeridos son cargados automáticamente en la hoja de Excel, tal como se muestra en la Tabla N°3.

Tabla N° 3: Flujo de entrada a la planta (datos reales)

	ALIMENTACIÓN PLANTA MMPCED
FECHA Y HORA	TAG: 21:FC101.PV
06-Jun-06 00:00:00	143,98
06-Jun-06 00:10:00	147,08
06-Jun-06 00:20:00	146,21
06-Jun-06 00:30:00	141,67
06-Jun-06 00:40:00	139,01
06-Jun-06 00:50:00	138,92
06-Jun-06 01:00:00	138,84
06-Jun-06 01:10:00	139,49
06-Jun-06 01:20:00	141,15
06-Jun-06 01:30:00	142,57
06-Jun-06 01:40:00	140,52

En la Figura 19 se aprecia la entrega de gas a la planta LGN II durante cincuenta y cinco días (datos tomados de PI and PI Process Book), se evidencia que el flujo de gas de entrada en millones de pies cúbicos estándar día (MMPCED) varía todos los días, esto demuestra la dependencia de la materia prima requerida por la planta LGN II de las plantas compresoras de gas ubicadas en la Lago de Maracaibo. El flujo mínimo requerido por la planta para operar es de 125 MMPCED, el mismo está representado en la Figura 19. Se pueden observar días en los cuales la planta recibe volúmenes de gas inferiores al mínimo requerido; en estas circunstancias la planta no puede operar y por lo tanto desvía la totalidad del gas rico de entrada al cabezal de gas residual para su uso como combustible.

El flujo de gas promedio del día 07/06/06 fue de 137,85 MMPCED (Ver Figura 19), este valor corresponde al promedio del día. Sin embargo, la utilización del PI and PI Process Book permite realizar un análisis más detallado. En la Figura 20 se muestra como varió la entrega de gas cada diez minutos en MMPCED para el día 07/06/06. Los resultados observados en las Figuras 19 y 20 demuestran la dependencia del flujo de entrada.

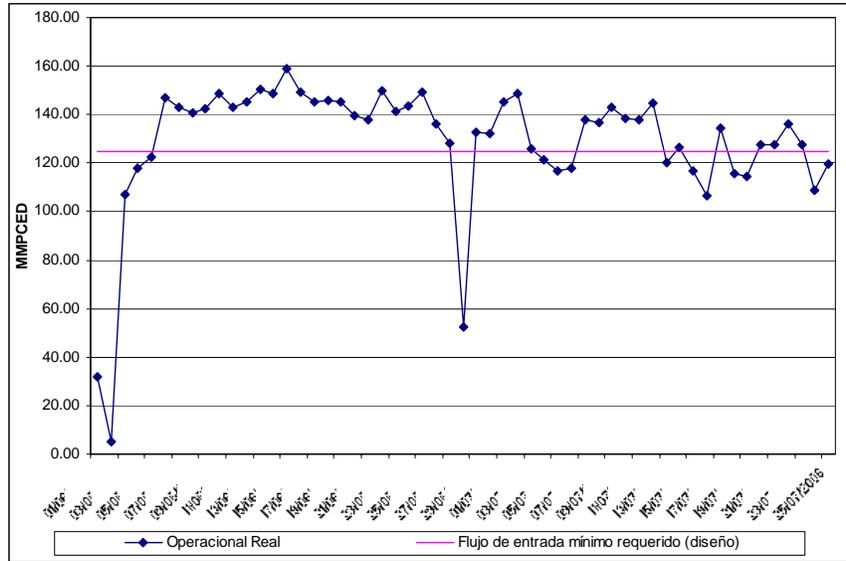


Figura 19: Entrega de gas a la planta LGN II (promedio día)

El estudio de la fluctuación del gas rico de entrada a la planta fue realizado con los datos obtenidos del PI and PI Process Book (datos de operación real). Se demostró la variabilidad que presenta el flujo de gas de entrada a la planta.

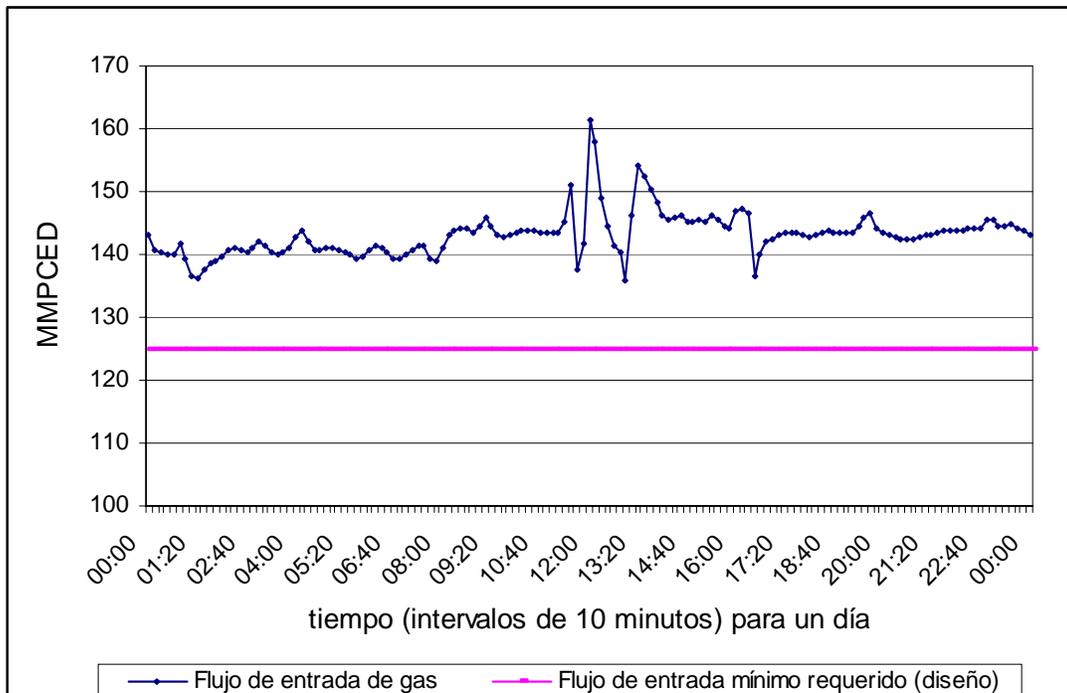


Figura 20: Entrega de gas a la planta para un día (intervalo de estudio 10 minutos)

Con los datos obtenidos del PI and PI Process Book, se realizó un análisis estadístico a las variables operacionales de los principales equipos que conforman el sistema de refrigeración; el citado análisis se efectuó aplicando la herramienta Microsoft Excel (versión 2003) y los resultados fueron utilizados para la validación de la simulación mediante una evaluación integral del sistema de refrigeración de acuerdo a las condiciones de proceso y de esta manera cumplir con uno de los objetivos propuestos en este trabajo especial de grado. Es importante destacar que cada variable operacional fue estudiada por separado.

Para la realización del estudio estadístico de los datos obtenidos de la base de datos del PI, se generó una matriz con las siguientes dimensiones 1440 X 23, es decir, 1440 mediciones a veintitrés variables operacionales relacionadas todas con los equipos que conforman el sistema de refrigeración de la planta. El análisis estadístico se enfocó en conocer la media, el error típico, la mediana, la moda, la desviación estándar, la variación de la muestra, el valor mínimo y el máximo de cada conjunto de datos para cada variable en estudio.

El objetivo de la realización de este análisis estadístico es conocer las tendencias de los datos reales de operación, para una vez realizada la simulación, comparar los resultados obtenidos con la operación real de la planta.

En las Tablas N° 4 y N° 5 se presentan los resultados obtenidos de la realización del estudio estadístico de temperaturas a partir de los datos tomados del PI and PI Process Book, para los principales intercambiadores de calor que forman parte del sistema de refrigeración E-201 A, E-201 B, E-201 C, E-202 A, E-202 B, E-202 C, E-204 y E-212.

En la Tabla N° 6 se presentan los resultados correspondientes al estudio estadístico de los intercambiadores E-204 y E-212; es importante destacar que para el caso del intercambiador E-212, no se pudo completar el estudio estadístico relacionado con la temperatura de salida, motivado a que actualmente no se tiene conectado a la base de datos del PI and PI Process Book un transmisor que envíe la señal.

Tabla N° 4: Estudio estadístico de temperaturas de los intercambiadores de calor E-201 A, E-201 B y E-201 C (lado gas °F).

	E-201A		E-201B		E-201C	
	T (entrada)	T (salida)	T (entrada)	T (salida)	T (entrada)	T (salida)
Media	114,45	33,37	114,45	80,96	53,56	28,68
Error típico	2,32	0,04	2,33	0,08	0,05	0,05
Mediana	93,59	33,67	93,59	81,62	53,35	28,09
Moda	92,94	34,89	92,94	76,99	53,35	26,63
Desviación estándar	87,98	1,59	87,98	3,20	1,89	2,04
Varianza de la muestra	7.741,06	2,52	7.741,058	10,27	3,56	4,15
Mínimo	86,10	28,76	86,10	76,99	48,53	25,49
Máximo	639,9457	45,4690	639,9457	92,7503	58,1286	36,6941
Suma	164.808,37	48.055,81	164.808,37	116.587,26	77.119,64	41.296,14
Cuenta	1.440,00	1.440,00	1.440,00	1.440,00	1.440,00	1.440,00

Tabla N° 5: Estudio estadístico de temperaturas de los intercambiadores de calor E-202 A, E-202 B y E-202 C (lado gas °F)

	E-202 A		E-202 B		E-202 C	
	T (entrada)	T (salida)	T (entrada)	T (salida)	T (entrada)	T (salida)
Media	31,58	-9,7434	31,5805	-27,1132	-9,7434	-30,7934
Error típico	0,052	0,0270	0,0516	0,0143	0,0270	0,0205
Mediana	30,84	-9,7873	30,8368	-27,0547	-9,7873	-30,6430
Moda	29,73	-10,0986	29,7281	-27,0547	-10,0986	-30,3873
Desviación estándar	1,96	1,0249	1,9573	0,5422	1,0249	0,7794
Varianza de la muestra	3,83	1,0505	3,8308	0,2939	1,0505	0,6075
Mínimo	28,58	-12,2834	28,5812	-32,3832	-12,2834	-33,0122
Máximo	40,47	-6,6139	40,4737	-22,2348	-6,6139	-27,5170
Suma	45.475,96	-14.030,50	45.475,96	-39.042,94	-14.030,50	-44.342,49
Cuenta	1.440,00	1440,00	1440,00	1440,00	1440,00	1440,00

La utilización de los esquemáticos del PI and PI Process Book en conjunto con los manuales de la planta y los diagramas de flujo de proceso permitió verificar la procedencia de los fluidos calefactores de los intercambiadores de calor que conforman el sistema de refrigeración. Por otra parte, la realización del estudio estadístico permitió conocer las tendencias de las temperaturas de entrada y salida del fluido calefactor (reales) en los intercambiadores de calor que conforman el sistema de refrigeración

necesarios para el estudio de los resultados al realizar el análisis de sensibilidad. Es importante señalar que las variables operacionales relacionadas con el fluido refrigerante no aparecen en los esquemáticos del sistema PI.

Tabla N°6: Estudio estadístico de temperaturas de los intercambiadores de calor E-204 y E-212 (lado gas °F)

	E-204		E-212
	T (entrada)	T (salida)	T (entrada)
Media	32,47	27,85	21,25
Error típico	0,19	0,12	0,17
Mediana	29,90	26,58	20,39
Moda	26,74	26,01	14,04
Desviación estándar	7,10	4,38	6,45
Varianza de la muestra	50,38	19,20	41,65
Mínimo	25,50	21,45	8,89
Máximo	84,00	61,99	35,66
Suma	46.758,15	40.101,89	30.594,37
Cuenta	1.440,00	1.440,00	1.440,00

Los compresores identificados como C-201 y C-202 son de vital importancia para la operación efectiva del sistema de refrigeración de la planta, en la Tabla N° 7 se presentan los resultados del análisis estadístico.

En el caso flujo de descarga del compresor C-202, el valor de la moda no se determinó ya que en los 1440 los datos obtenidos ninguno se repite. La moda es el valor que cuenta con una mayor frecuencia en una distribución de datos.⁽¹⁷⁾

Tabla N° 7: Estudio estadístico de flujo de descarga de los compresores del sistema de refrigeración C-201 y C-202

	FLUJO DESCARGA C202 (lb/hr)	FLUJO DESCARGA C201 (lb/hr)	PRESIÓN DESCARGA TOTAL (psia)
Media	107.724,00	113.597,45	226,09
Error típico	244,57	172,23	0,38
Mediana	109.217,98	114.124,75	226,41
Moda	No aplica	106.859,51	200,58
Desviación estándar	9.280,84	6.535,85	14,37
Varianza de la muestra	86.134.078,37	42.717.283,19	206,74
Mínimo	83.938,09	95.061,67	180,62
Máximo	130.560,34	132.971,94	261,34
Suma	155.122.563,3	163.580.330	325.564,04
Cuenta	1440,00	1440,00	1440,00

Se estudió la procedencia del flujo de gas que circula a través de los compresores, así como también las tendencias relacionadas con el volumen de gas que transita por los mismos. El estudio relacionado con las presiones de succión de los compresores C- 201 y C-202 no se pudo realizar como consecuencia de la inexistencia de señal desde el esquemático de planta del sistema PI and PI Process Book. Sin embargo, en la Tabla N° 7 la columna identificada como presión de descarga total hace referencia a los resultados del análisis estadístico de la presión de salida de la suma de las corrientes de descarga de los compresores C-201 y C-202.

La recopilación de la información relacionada con las variables de proceso permitió conocer las tendencias de las mismas en función de la entrega de gas rico a las plantas; por otra parte permitió establecer los principales escenarios de gas de entrada a ser estudiados en el análisis de sensibilidad, en la Tabla N° 8 se presentan los resultados del análisis estadístico realizado a los 1440 valores reales de flujo de entrada de gas rico a la planta LGN II.

Tabla N° 8: Estudio estadístico de flujo de entrada de gas a la planta LGN II
(MMPCED)

	Flujo de Entrada
Media	146,74
Error típico	0,18
Mediana	145,40
Moda	151,92
Desviación estándar	7,00
Varianza de la muestra	49,05
Mínimo	102,03
Máximo	169,41
Suma	211.306,71
Cuenta	1440,00

A partir del estudio del flujo de gas de entrada se encontró que los datos representaban valores de entrada de gas desde 102,04 MMPCED hasta 169,41 MMPCED, dado este amplio rango se propone realizar un análisis de sensibilidad, en el cual se varíe el flujo de entrada de gas para conocer el comportamiento de las variables operacionales que permita evaluar el sistema de refrigeración.

Por otra parte, se encontró que la variación observada en las temperaturas mínimas y máximas de los intercambiadores, así como también de los flujos mínimos y máximos que fluyen a través de los compresores, son consecuencia directa de la variación del flujo de entrada a las plantas.

6.2 ELABORACIÓN DEL MODELO DE SIMULACIÓN UTILIZANDO EL SOFTWARE ASPEN PLUS

Para realizar la evaluación del sistema de refrigeración de la planta LGN II se realizó la simulación de toda la planta utilizando el software Aspen Plus (versión 11.1). Como se explicó anteriormente, la simulación se ejecutó de manera rigurosa, utilizando las hojas de especificación de los equipos (Ver Apéndice A). La realización de esta simulación fue denominada simulación base. ^(11, 12, 13)

En la Figura 21 se puede apreciar una parte del diagrama de flujo de procesos de la planta LGN II elaborado en Aspen Plus, en el mismo la identificación del número de la corriente está representada por números dentro de un cuadrado. La Figura 21 presentan algunos resultados correspondientes a la sección de la torre estabilizadora de líquidos condensados, el simulador permite visualizar la presión y la temperatura de cada corriente simulada, el valor obtenido para la presión está dentro de un octágono y el de la temperatura está reflejado dentro de un círculo.

Los resultados obtenidos de la realización de la simulación base se compararon con los valores de diseño y se estudiaron los porcentajes de desviación asociados. El porcentaje de desviación se calculó de acuerdo a la ecuación N° 4.

$$\% \text{ desviación} = ((\text{resul}_{\text{simulación}} - \text{valor}_{\text{diseño}}) / \text{valor}_{\text{diseño}}) * 100 \quad \text{Ecuación N}^\circ 4$$

Donde:

$\text{resul}_{\text{simulación}}$: valor de la variable en estudio obtenido como resultado en la simulación.

$\text{valor}_{\text{diseño}}$: valor de la variable en estudio de acuerdo a las condiciones de diseño.

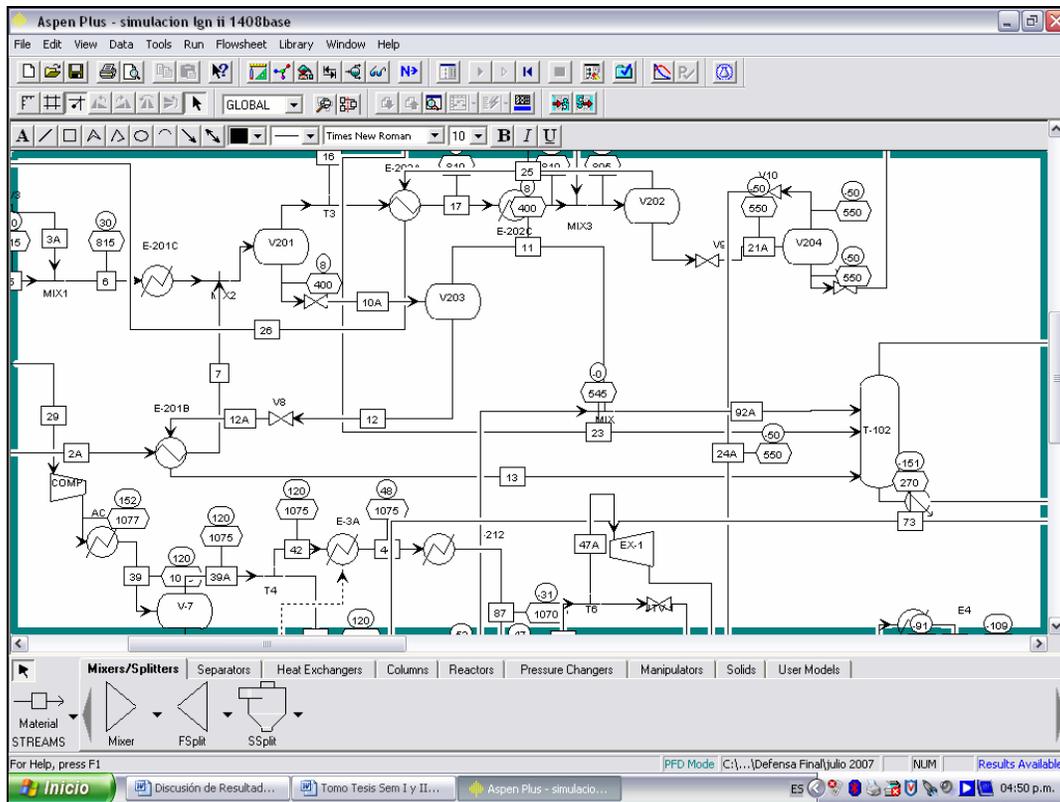


Figura 21: Sección del Diagrama de Procesos de la Planta LGN II en Aspen Plus

En la Tabla N° 9 se presentan los resultados obtenidos al realizar la simulación base y la comparación con las especificaciones de diseño de la corriente de metano (salida tope de la torre desmetanizadora (T-1)).

Tabla N° 9: Resultados simulación base corriente de metano producto (Fracción molar)

	resul _{simulación}	valor _{diseño}	% desviación
METANO	0,9770	0,9761	0,0610
ETANO	0,0130	0,0137	-2,810
PROPANO	0,0000	0,0001	0,0000
I-C4	0,0000	0,0000	0,0000
N-C4	0,0000	0,0000	0,0000
I-C5	0,0000	0,0000	0,0000
N-C5	0,0000	0,0000	0,0000
N-C6	0,0000	0,0000	0,0000
N2	0,0100	0,0098	-0,0640

La simulación base para el caso de estudio de la torre desmetanizadora, proporciona resultados ajustados al diseño de la planta, ya que los porcentajes de desviación presentados no superaron el 3%. El resultado de la composición molar de metano se ajusta al de diseño observándose una desviación del 0,061%.

En los casos de las torres desmetanizadora y despropanizadora los resultados obtenidos también se ajustaron al diseño, ya que para el caso de la corriente de etano producto la desviación con respecto al componente de interés (etano) fue de 1,3655%, siendo la fracción molar requerida de etano en la corriente del tope de la desmetanizadora de acuerdo a diseño de 0,9667 y la resultante de la simulación base 0,9799.

Con respecto al propano producto (tope de la torre despropanizadora) la desviación al comparar la especificación de acuerdo al diseño y el valor resultante de la fracción molar de propano obtenido mediante la realización de la simulación base fue de -4,8526%.

La mayor desviación fue del -4,8526% para el caso del contenido de propano en la corriente de propano. Sin embargo, este resultado se considera aceptable ya que la corriente de salida del tope de la despropanizadora tiene un contenido de propano predominante. En el Apéndice C, se presentan las tablas de especificaciones de productos de líquidos del gas natural tomados de la Asociación de Procesadores de Gas (GPA Estándar 2140-92), en las cuales se demuestra que el contenido de propano en la corriente debe ser mayoritario. Históricamente las especificaciones de calidad del gas natural han sido negociadas y suscritas en contratos entre los vendedores y compradores. ^(18, 19)

En la Tabla N° 10 se presentan los resultados obtenidos de la simulación base de las torres relacionados con las variables de flujo, presión y temperatura de tope y fondo de cada una de las torres.

Los resultados obtenidos mediante la realización de la simulación base para el caso de la torre estabilizadora de líquidos calientes (T-102), presentaron desviaciones del 0,57% para el caso de la temperatura de salida del tope -0,57% y del 8,75% para el caso de la temperatura de salida del fondo. Los resultados de la T-1 (desmetanizadora) también están en línea con lo observado en los manuales de operación y diagramas de

flujo de proceso, ya que la desviación con respecto a las temperaturas de tope y fondo se ubicaron en 0,6% y 9,16% respectivamente.

Tabla N° 10: Resultados variables operacionales torres estabilizadora de líquidos, desmetanizadora, desetanizadora y despropanizadora.

	T-102		T-1		T-203		T-204	
	Tope	Fondo	Tope	Fondo	Tope	Fondo	Tope(*)	Fondo(*)
Flujo MMPCED	29,70	34,87	130,99	7,50	38,49	21,34	12,85	8,49
Presión (PSI)	375,00	380,00	270,00	275,00	325,00	330,00	292,70	278,00
Temperatura (°F)	-87,81	104,99	-150,82	17,26	30,57	167,79	118,61	120,00

(*) Condiciones de la corriente de propano (producto) en el tope y del butano (producto) plus en el fondo

Con respecto a las torres T-203 y T-204 las variables de operación reportadas están en línea. La desviación obtenida con respecto a la temperatura de salida del tope al comparar el resultado de la simulación base con los datos de diseño para el caso de la temperatura de la corriente de salida del tope de la torre desetanizadora fue de -1,89% y para la temperatura de salida fue de -6,78%. El estudio de la despropanizadora (T-204), indicó que la desviación con respecto a la temperatura de tope se ubicó en -4,16%, mientras que en el caso de la temperatura de salida del fondo el resultado arrojado por el simulador fue el mismo de diseño.

En el Capítulo 4 se encuentran todas las especificaciones de diseño de las salidas de tope y fondo de las torres, en la sección 4.3 se pueden observar las condiciones de salida de las torres estabilizadora de líquidos calientes y desmetanizadora; las especificaciones correspondientes a las torres desetanizadora y despropanizadora se encuentran en la sección 4.4.

Se evaluaron las desviaciones relacionadas con el calor transferido en los principales intercambiadores de calor, en la Tabla N° 11 se presentan los resultados obtenidos. Los porcentajes de desviación se consideran aceptables ya que la mayoría no supera el 10% de desviación con respecto al diseño.

Tabla N° 11: Resultados simulación base calor transferido principales intercambiadores de calor (BTU/hr)

INTERCAMBIADORES	resul _{simulación}	valor _{diseño}	% desviación
E-201 A	4.487.891	5.002.444	-10,29
E-201 B	4.487.891	4.566.000	-1,71
E-201 C	12.227.650	11.062.000	10,54
E-202 A	10.567.337	11.255.500	-6,11
E-202 B	4.121.957	4.050.000	1,78
E-202 C	8.585.791	7.441.000	15,38
E-204	7.816.000	7.814.000	0,03
E-212	5.217.657	5.080.130	2,71

Sin embargo, el intercambiador E-202 C, arroja una desviación del 15%, el mismo es del tipo Kettle, por la carcaza circular propano refrigerante y por los tubos gas natural, el objetivo del E-202 C es enfriar la corriente de gas natural desde -5 °F hasta -28 °F, esta tendencia se mantiene al estudiar las condiciones de operación reales, tal como se aprecia en la Tabla N°5. El área de transferencia de calor de acuerdo a las condiciones de diseño es de 5.742 pie² y el área calculada por el simulador es de 5.000 pie² lo que representa una desviación del 12%.

En la Figura 22 se presentan las temperaturas (círculos °F) y presiones (hexágono psia) de entrada y salida asociadas al E-202 C resultantes de la realización de la simulación base, las mismas se ajustan tanto en el caso del fluido refrigerante (propano), como en el caso del gas natural a las condiciones de diseño y a las condiciones reales de operación de la planta presentadas en la Tabla N° 5.

En los intercambiadores tipo Kettle (caso E-202 C), la corriente fría forma una especie de “piscina” alrededor de los tubos en los cuales ocurre la transferencia de calor, a raíz del contacto de la corriente de propano con el gas, el propano se vaporiza. Este tipo de intercambiadores de calor se caracteriza por tener carcazas espaciales en aras de tener capacidad de acumular el volumen que pasa de líquido a vapor. En el intercambiador E-202 C ocurre un cambio de fases; para este tipo de intercambiadores Aspen Plus utiliza correlaciones especiales para realizar el cálculo de los coeficientes de calor y estas correlaciones son diferentes de las ecuaciones de transferencia de calor típicas para procesos de convección. Estudios realizados para la simulación de intercambiadores tipo Kettle mediante la utilización de Aspen Plus han demostrado que

el simulador presenta dificultades para el cálculo de los coeficientes de transferencia de calor en los casos de vaporización, es por esta razón que la diferencia entre el valor de diseño y el valor resultante de la simulación es mayor al 10%.^(20, 21, 22)

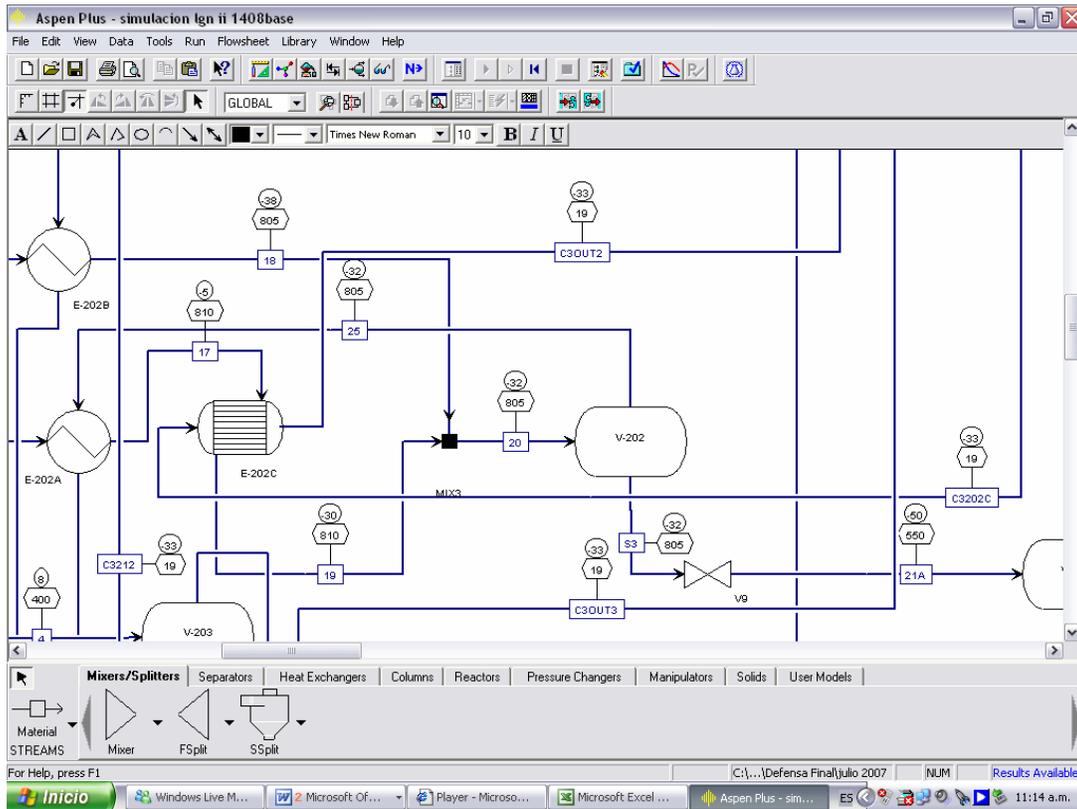


Figura 22: Resultados simulación base intercambiador E-202 C

El sistema de refrigeración de la planta cuenta con dos compresores centrífugos (C-201 y C-202) de tres etapas cada uno, a través de los cuales fluye propano refrigerante. Para realizar la simulación de los mismos se utilizaron las curvas del fabricante, a partir de las cuales Aspen Plus determinó las condiciones de descarga.

La evaluación de los resultados obtenidos se realizó observando las presiones y temperaturas de descarga. En la Tabla N° 12 se presenta la desviación obtenida al realizar la simulación, la misma fue del 2% para el caso de la presión y del -7% para el caso de la temperatura. Se verificó que a las condiciones de presión y temperatura

resultantes mediante la realización de la simulación, el fluido refrigerante es vapor sobrecalentado.

Tabla N° 12: Resultados simulación base presión de descarga de los compresores de propano (psia)

COMPRESORES	C-201	C-202
Presión (psia) resul _{simulación}	273	273
Presión (psia) valor _{diseño}	267,2	267,2
% desviación	2,17	2,17
Temperatura (°F) resul _{simulación}	179	179
Temperatura (°F) valor _{diseño}	167,7	167,7
% desviación	-6,74	-6,74

En la Tabla N° 13 se presentan los resultados obtenidos de la simulación de los expansores EX-1 y EX-2 que forman parte del sistema de extracción de la planta LGN II. La simulación de estos equipos se ajusta al diseño, ya que las desviaciones obtenidas al estudiar la desviación resultante de los valores obtenidos a través de la simulación y los datos de diseño no superaron el 2%.

Tabla N°13: Temperaturas y Presiones de salida de los expansores EX-1 y EX-2

EXPANSORES	EX-1	EX-2
Presión (psia) resul _{simulación}	525	275
Presión (psia) valor _{diseño}	535	278
% desviación	-1.87	-1.08
Temperatura (°F) resul _{simulación}	-92	-154
Temperatura (°F) valor _{diseño}	-93	-155
% desviación	-1.08	-0.65

El análisis comparativo de las principales variables del sistema de refrigeración, así como también de las columnas estabilizadora de líquidos (T-102), desmetanizadora (T-1), desetanizadora (T-203) y despropanizadora (T-204), indican que la simulación base se ajusta al diseño, ya que las desviaciones obtenidas al estudiar las condiciones de diseño y las resultantes de la simulación con Aspen Plus son inferiores al 10%, a excepción del caso del intercambiador de calor tipo Kettle E-202 C.

6.3 VALIDACIÓN DE LA SIMULACIÓN MEDIANTE UNA EVALUACIÓN INTEGRAL DEL SISTEMA DE REFRIGERACIÓN DE ACUERDO A LAS CONDICIONES DE PROCESO.

Los resultados obtenidos de la realización de la simulación base fueron evaluados utilizando los datos de diseño así como también los resultados reales. Para el caso del estudio de la comparación con los datos reales se utilizó el análisis estadístico realizado previamente con la data operacional tomada del PI and PI Process Book. La evaluación integral implicó el estudio del porcentaje de recuperación de etano, el cálculo del

coeficiente de rendimiento del sistema, así como también el análisis del comportamiento de los compresores del sistema de refrigeración.

En el caso de estudio de plantas de extracción y fraccionamiento es necesario estimar eficiencias de recobro ⁽²³⁾. Al realizar la evaluación de manera integral del sistema de refrigeración de la planta LGN II se requiere conocer el porcentaje de eficiencia de recobro de etano.

La estimación de la eficiencia del porcentaje de recobro de la planta es la relación entre el volumen de etano producido y la cantidad de etano total que entró a la planta. (Ver ecuación N° 5). ⁽²³⁾

$$\% \text{ recobro de etano} = (\text{Vol. C}_2 \text{ pro}) / (\text{Vol. C}_2 \text{ inicial}) \quad \text{Ecuación N}^\circ 5$$

Donde:

Vol. C₂ pro: Volumen de etano producido

Vol. C₂ inicial: Volumen de etano de entrada a planta

Para el caso de la simulación base, se obtuvo un porcentaje de recuperación de etano de 83,91%, ya que el flujo de etano de la salida del tope de la torre desetanizadora se ubicó en 20,54 MMPCED, teniendo un volumen de etano en la entrada a la planta 24,48 MMPCED de etano. La desviación obtenida fue del -4,63%. Este resultado se ajusta a la realidad operacional de la planta, ya que de acuerdo a los datos suministrados por los operadores de la planta (Líder proyectos gas Ing. Rubén Pérez), en condiciones reales las tendencias de recobro de etano son del 80%.

Para conocer la eficiencia del sistema de refrigeración se determinó el coeficiente de rendimiento del ciclo, conocido como COP, el mismo está definido como la medida del comportamiento del sistema. Para aplicaciones de refrigeración, el COP es la relación entre el calor eliminado en el nivel de baja temperatura y la energía introducida al sistema. El cálculo del COP se realizó empleando la Ecuación N°6. ^(3, 25)

$$\text{COP} = (Q) / (W) \quad \text{Ecuación N}^\circ 6$$

Donde:

COP: Coeficiente de rendimiento del sistema.

Q: Calor eliminado en el nivel de baja temperatura (BTU/hr)

W: Trabajo realizado por los compresores (BTU/hr)

Utilizando los resultados de la simulación base se determinó el COP del sistema de refrigeración a las condiciones de diseño de la planta. El calor total removido por los evaporadores del sistema de refrigeración (E-202C, E-212, E-201 C y E-204) fue de 33.845.098 BTU/hr y el trabajo total realizado por los compresores del sistema de refrigeración C-201 y C-202 fue de 15.977.070 BTU/hr, resultando en un coeficiente de rendimiento de 2,11; este valor está dentro del rango de rendimiento teórico del propano.⁽²⁴⁾

Otro aspecto importante a considerar en el caso del estudio de los compresores del sistema de refrigeración es la condición de “Surge” y “Choke (stonewall effect)”. El “surge” se refiere a una inestabilidad del compresor cuando opera por debajo del flujo requerido, a esta capacidad de flujo el compresor no es capaz de alcanzar las condiciones de presión de descarga. Físicamente el “surge” se refleja como movimientos de deslizamiento del eje contra las rolineras. Por otra parte el “choke”, también conocido como efecto “stonewall”, es una limitación del compresor por capacidad de flujo, que se refleja hacia la derecha de la Figura 23. Este flujo es siempre mayor que el diseño, generalmente ocurre al superar el 115% ó 120% de la capacidad de diseño. En la Figura 23 se presentan las curvas características de un compresor centrífugo multietapas. Para el compresor opere eficientemente es necesario que el comportamiento esté dentro de los límites de “surge” y “stonewall”, es decir, debe operar por encima del “surge” y por debajo del “stonewall”.^(23, 25, 26, 27, 28)

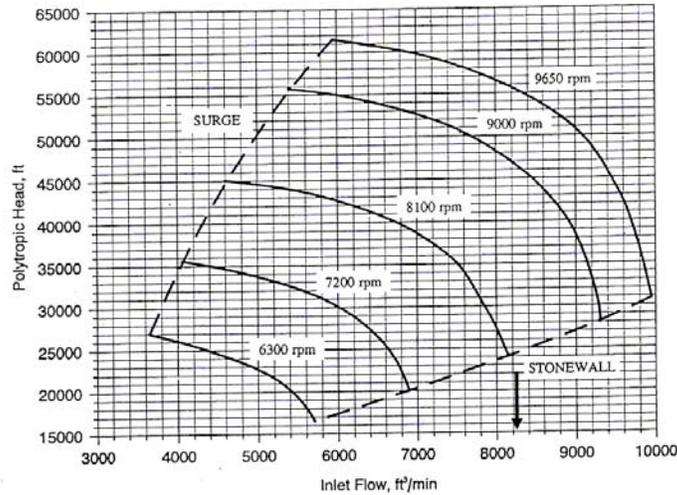


Figura 23: Curva Característica de un compresor centrífugo ⁽²⁹⁾

Las condiciones de presión y temperatura a la salida de los compresores y la utilización de la envolvente (P-T) del propano refrigerante demuestran que los compresores están funcionando con una corriente que está completamente vaporizada (Ver Tabla N° 12). Adicionalmente, el simulador Aspen Plus permite conocer la cercanía (a las condiciones de proceso en estudio del compresor) a la operación del “surge” (porcentaje por encima), así como también al efecto “stonewall” (porcentaje por debajo), para de esta manera conocer si se está operando dentro de las condiciones de estabilidad, de acuerdo a lo presentado en la Figura 23.

Los resultados referentes al “surge” y choke de los compresores del sistema de refrigeración C-201 y C-202, se presentan en la Tabla N° 14. Los dos compresores operan dentro del rango de estabilidad.

Tabla N° 14: Resultados de límites de estabilidad de los compresores del sistema de refrigeración.

	C-201	C-202
% encima del "surge"	7,62	7,62
% debajo del "stonewall"	11,85	11,85

De las condiciones de proceso de los compresores se conocen las tendencias de los flujos reales de salida a la descarga de los compresores, así como también la presión de descarga global de los dos compresores (Ver Tabla N° 7). El valor mínimo de la presión en el rango estudiado con datos reales (1440 puntos) fue de 180,62 psia con un flujo de descarga del C-201 de 97.482 lb/hr y 98.527 lb/hr de salida del compresor C-202, el gas de entrada a la planta en este punto de estudio se ubicó en 148,45 MMPCED. Por otra parte, el valor máximo de la presión fue de 261,33 psia con un flujo a la descarga del compresor C-201 de 132.971 lb/hr y de 128.041 lb/hr a la descarga del C-202, para este caso el flujo de gas de entrada a la planta LGN II se ubicó en 164,77 MMPCED.

En la Figura 24 se presenta la curva del fabricante de los compresores (última etapa), en la misma el flujo volumétrico está en ACFM pies cúbicos de gas actuales (del inglés Actual Cubic Feet per Minute).

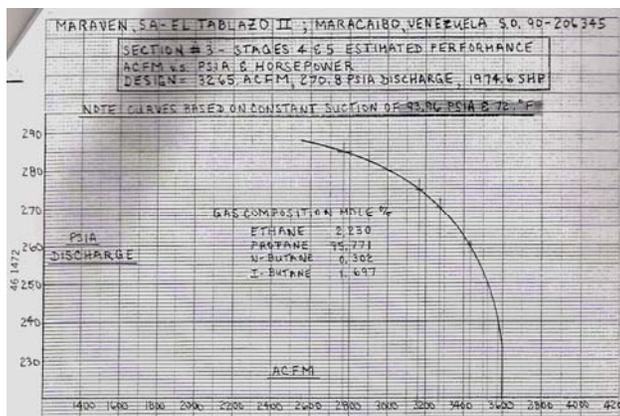


Figura 24: Curva de diseño de los compresores C-201 y C-202 (descarga)⁽²⁸⁾

El flujo máximo a la salida del compresor C-201 es 3071 ACFM y del compresor C-202 es 2958 ACFM, de acuerdo a la curva del fabricante a esos flujos, los dos compresores del sistema de refrigeración deberían tener una presión de descarga de aproximadamente 280 psia. La desviación del valor del fabricante (diseño) con respecto a los valores reales es del -7,14%, la desviación es consecuencia de que los datos tomados del PI and PI Process Book cambian con una frecuencia de diez minutos y al variar la velocidad de entrada, los compresores se ajustan a los requerimientos de carga y presión, los compresores centrífugos están afectados por los altos cambios de rata de flujo, existen referencias de inconvenientes de operación de los mismos como consecuencia de esta situación.⁽²⁸⁾

En la sección 6.1 se mostraron las variaciones del flujo de entrada de gas rico a la planta LGN II, en la operación real, esta variación afecta a los compresores del sistema de refrigeración, ya que al flujo de entrada de gas rico debe ubicarse en 180 MMPCED se tienen en operación los dos compresores, sin embargo al bajar el flujo a 140 MMPCED, es necesario operar la planta con un solo compresor ya que el segundo no opera eficientemente motivado a que llega al “surge”, en niveles inferiores a 125 MMPCED la planta no está en capacidad de procesar el gas para realizar los procesos de extracción y fraccionamiento, como consecuencia de que el flujo de gas es muy bajo y no permite la operación eficiente de la planta, en el caso específico de los compresores los mismos llegan al “surge”.

La realización de la validación y verificación de la simulación base realizada, permitió determinar que los valores obtenidos mediante la realización de la simulación base se ajustan a la realidad operacional de la planta, lo cual indica que a partir de la citada simulación se puede realizar un análisis de sensibilidad para comparar el comportamiento de las diferentes variables operacionales al variar el flujo de entrada a la planta y de los resultados de este análisis proponer las posibles mejoras al sistema.

6.4 COMPARACIÓN DEL COMPORTAMIENTO DE LAS DIFERENTES VARIABLES OPERACIONALES DEL SISTEMA DE REFRIGERACIÓN CON LAS RESULTANTES DE LA SIMULACIÓN.

Una vez realizada la simulación base de la planta LGN II y validada mediante una evaluación integral del sistema de refrigeración, se procedió a realizar un análisis de sensibilidad.

A partir del estudio de la data real tomada del PI and PI Process Book, se encontró que es fundamental conocer como se afecta la operación de la planta al variar el flujo de entrada de gas, haciendo especial énfasis en el sistema de refrigeración. El estudio estadístico del flujo de gas de entrada a la planta indicó que para el período estudiado, el menor valor de gas se ubicó en 102,04 MMPCED y el máximo en 169,41 MMPCED (Ver Tabla N° 8).

Para realizar el análisis de sensibilidad se plantearon los siguientes escenarios:

- Caso Base: entrada de gas rico de 180 MMPCED
- Caso 1: entrada de gas rico a la planta de 170 MMPCED
- Caso 2: entrada de gas rico a la planta de 160 MMPCED
- Caso 3: entrada de gas rico a la planta de 150 MMPCED
- Caso 4: entrada de gas rico a la planta de 140 MMPCED
- Caso 5: entrada de gas rico a la planta de 130 MMPCED
- Caso 6: entrada de gas rico a la planta de 120 MMPCED

Para cada caso del análisis de sensibilidad se estudiaron los comportamientos de variables tales como: intercambio de calor de los principales intercambiadores que conforman el sistema de refrigeración, las tendencias de operación de los compresores y las tendencias de calidad de los principales productos metano, etano y propano. Por otra

parte para realizar la evaluación del sistema de refrigeración se estudiaron las capacidades de condensación y evaporación, así como también se determinó el coeficiente de rendimiento del ciclo.

Es importante señalar que en los casos de estudio desde 180 MMPCED hasta 140 MMPCED se tienen los dos compresores del sistema de refrigeración operativos; cuando la planta no recibe suficiente gas rico desde el Lago de Maracaibo, a partir de 130 MMPCED, se debe operar el sistema de refrigeración con un solo compresor. El análisis de sensibilidad realizado se ajusta a la realidad operacional de la planta LGN II, ya que en los casos estudiados desde 180 MMPCED hasta 140 MMPCED (ambos inclusive) las simulaciones realizadas tienen los dos compresores activados, mientras que en los casos de 130 MMPCED o menores las simulaciones se realizaron simulando estar sólo un compresor operativo.

Los resultados asociados a la torre estabilizadora de líquidos condensados (T-102), se presentan en las Figuras 25 y 26. En la Figura 25 se aprecia que medida que disminuye el flujo de entrada de gas rico, aumenta la temperatura de salida del tope de la torre y como consecuencia de este aumento de temperatura, disminuye el porcentaje molar de metano en la corriente del tope de la T-102. En la Figura 26 se presentan los resultados relacionados con el flujo de gas que sale por el tope de la torre estabilizadora de líquidos condensados, se aprecia que a medida que disminuye el flujo de entrada de gas rico, disminuye el flujo que sale por el tope y el contenido de metano en la corriente como consecuencia del incremento de la temperatura.

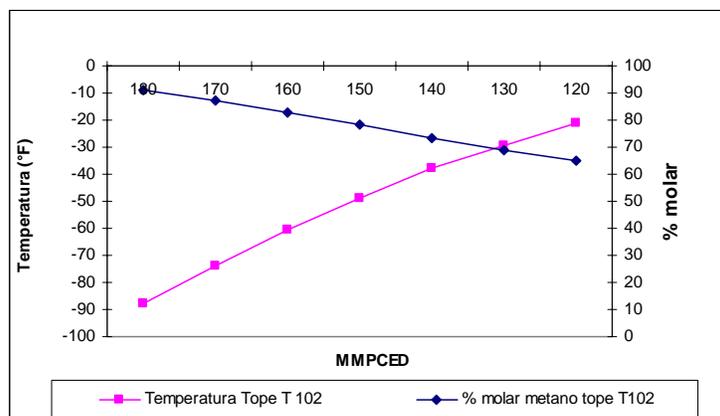


Figura 25: Resultados Tope T-102 (temperatura y % molar metano)

En el caso del estudio de los resultados relacionados con el tope de la T-102, el mismo se enfocó en el porcentaje molar de la corriente de metano, ya que esta corriente es la que entra a la torre desmetanizadora (T-1), de acuerdo a las condiciones de diseño se caracteriza por tener un alto porcentaje molar de metano (90%)

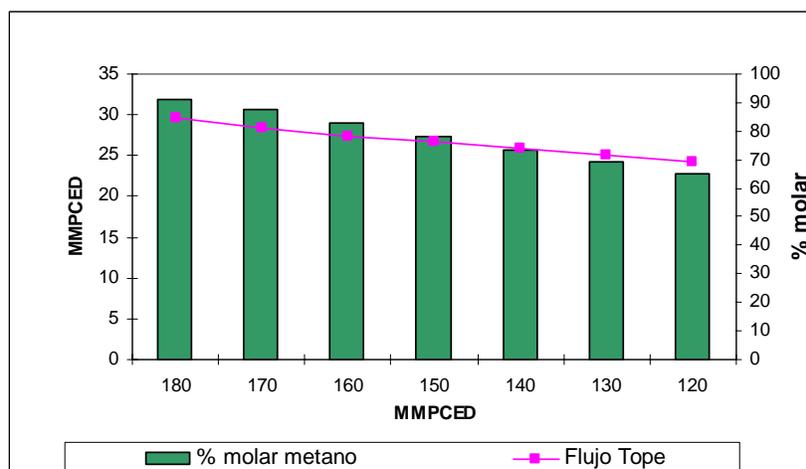


Figura 26: Resultados Tope T-102 (flujo (MMPCED) y % molar metano)

En el fondo de la torre T-102, se observó que a medida que disminuye el flujo de gas rico de entrada a planta, disminuye el contenido de etano en la corriente de fondo (Ver Figura 27),

En la Figura 27 se observa que a medida que disminuye el flujo de gas rico de entrada, se incrementa la temperatura del fondo de la torre, los picos observados en el caso un flujo de entrada de 150 MMPCED y 140 MMPCED, obedecen a que a esos valores de entrada se tiene el sistema de refrigeración operando con los dos compresores (tal como opera la planta en la realidad). A partir de 130 MMPCED se observa que la temperatura desciende, esta situación esta relacionada con el sistema de refrigeración, ya que a estas condiciones, la planta opera con solo un compresor.

Las tendencias de los porcentajes molares de etano y propano en la corriente de fondo de la torre T-102, están directamente relacionadas con la temperatura, ya que a mayores temperaturas mayor porcentaje molar de propano en la corriente, sin embargo el porcentaje molar de etano en la corriente de fondo disminuye a medida que disminuye el flujo de gas de entrada.

Al evaluar los resultados de la corriente de salida del tope de la torre desmetanizadora (T-1), se realizó especial énfasis en el porcentaje molar de metano, ya que este es uno de los productos finales. Los resultados de la simulación base, relacionados con la torre T-1 se ajustaron a las condiciones de diseño y a las condiciones reales, tal como se explicó en las secciones 6.2 y 6.3 del presente capítulo.

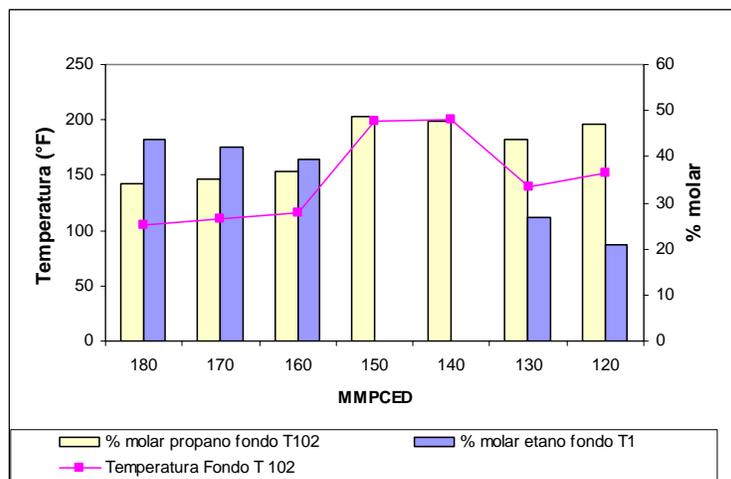


Figura 27: Resultados Fondo T-102 (temperatura y % molar etano y propano)

Al disminuir el flujo de gas de entrada a la planta, se observa que el flujo de gas que sale por el tope de la torre desmetanizadora es menor (Ver Figura N°31). La T-1 es una torre criogénica, para separar el metano del etano, se requieren temperaturas muy bajas. La Figura 28 presenta la tendencia del contenido de metano en la corriente del tope de la torre desmetanizadora, se aprecia que para los casos de estudio 1, 2 y 3 (170, 160 y 150 MMPCED de gas rico de entrada), el flujo de gas descende, así como también el porcentaje molar de metano en la corriente de tope, esta tendencia es la esperada.

Sin embargo, al observar los casos estudiados con flujos de entrada de gas de 140, 130 y 120 MMPCED, se encuentra que el flujo de salida por el tope, también disminuye, mientras que el contenido de metano de la corriente se va incrementando, a estos flujos no se puede operar la planta con los dos compresores del sistema de refrigeración, por lo tanto se evidencia la afectación de la operación de la torre T-1 al disminuir el flujo de gas rico de entrada.

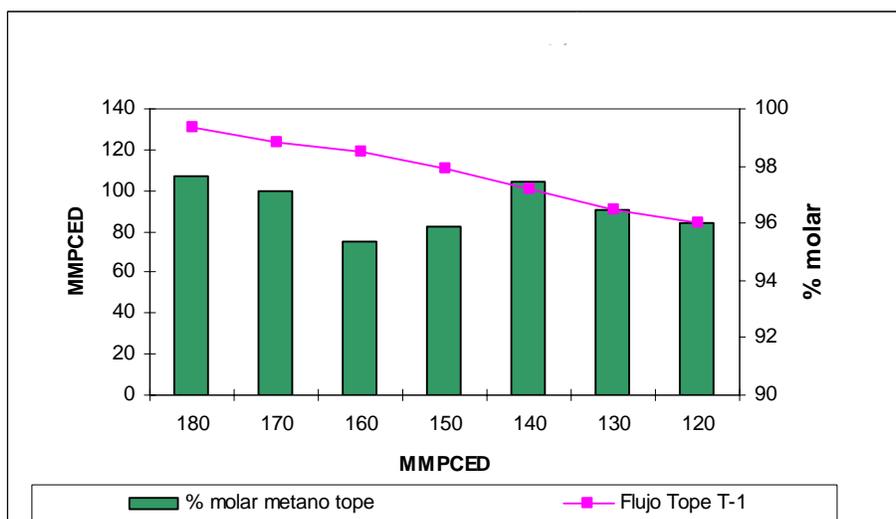


Figura 28: Resultados Tope T-1 (flujo y % molar metano)

La Figura 29 presenta las fracciones molares de metano y etano en las corrientes de tope y fondo de la torre desmetanizadora. La tendencia con respecto al metano que sale por el tope no presenta mayores desviaciones para los casos en estudio. Por otra parte, para los casos de 130 MMPCED y 120 MMPCED se observa que el contenido de

metano y etano en la corriente de fondo aumenta. Se evidencia que la separación de componentes en la T-1 al disminuir el flujo de gas a 130 MMPCED no es eficiente.

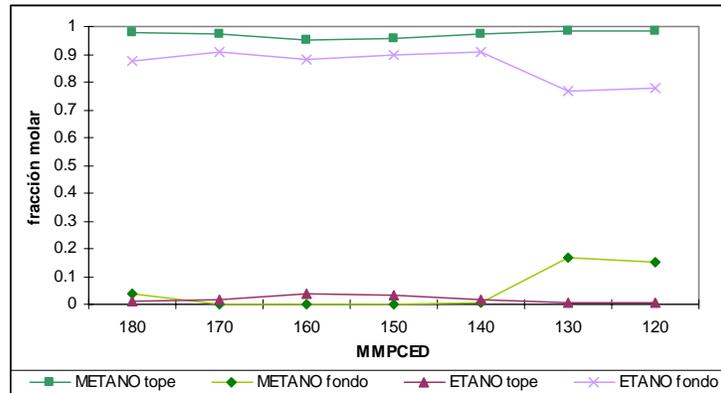


Figura 29: Fracciones molares de metano y etano presentes en las corrientes de tope y fondo de la torre T-1

A medida que disminuye el flujo de gas rico de entrada a la planta LGN II aumenta la temperatura del tope de la torre desetanizadora, este incremento de temperatura afecta directamente la calidad del etano producido, tal como se evidencia en la Figura 30, también se aprecia que al bajar el flujo de entrada de gas a 130 MMPCED y operar con un solo compresor de propano, la temperatura baja y se incrementa el contenido de etano en la corriente de tope de la torre T-203.

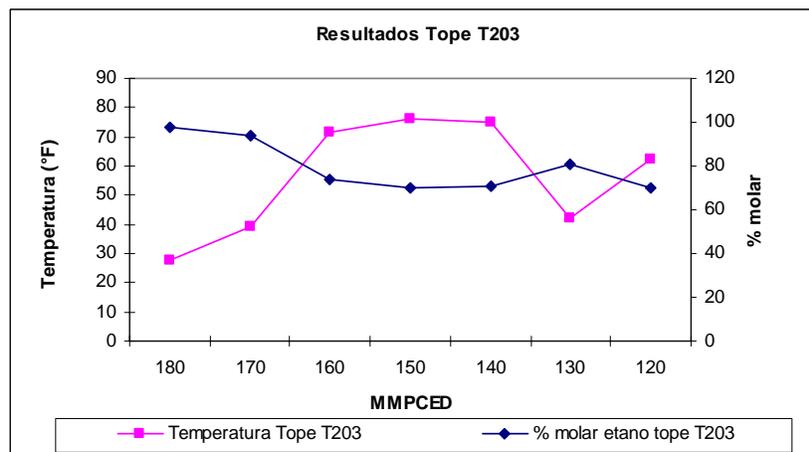


Figura 30: Resultados Tope T-203 (flujo y % molar etano)

Al estudiar los resultados relacionados con la torre despropanizadora (T-204), se observa la misma tendencia que con la T-203, es decir, a medida que disminuye el flujo de gas rico de entrada a la planta LGN II, aumenta la temperatura de la corriente que sale por el tope de la torre despropanizadora, mientras que el porcentaje molar del producto (propano) disminuye (Ver Figura 31), al cambiar las condiciones operacionales y realizar la simulación a partir de 130 MMPCED con un solo compresor, se obtiene nuevamente un descenso en la temperatura del flujo que sale por el tope, así como también un aumento en el porcentaje molar de propano producto. Luego al disminuir nuevamente a 120 MMPCED la entrada de gas a la planta, la temperatura aumenta y el porcentaje molar de propano en la corriente disminuye.

Todos los resultados relacionados con las torres desmetanizadora, desetanizadora y despropanizadora, presentan cambios en las tendencias al disminuir el flujo de entrada de gas rico a 130 MMPCED, lo cual indica que la operación de la planta con un solo compresor del sistema de refrigeración afecta la calidad de los productos.

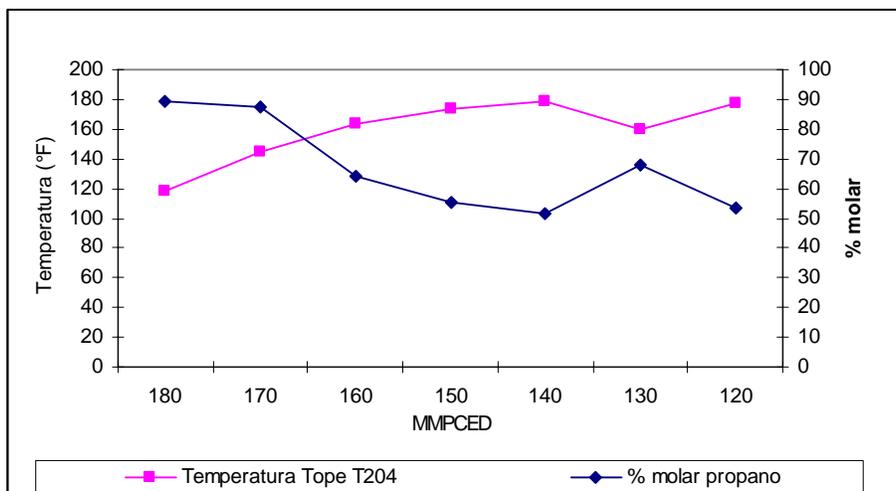


Figura 31: Resultados Tope T-204 (flujo y % molar propano)

La Figura 32 presenta como la operación del compresor de propano (C-201) del sistema de refrigeración se acerca al “surge” a medida que disminuye la entrada de gas a la planta.

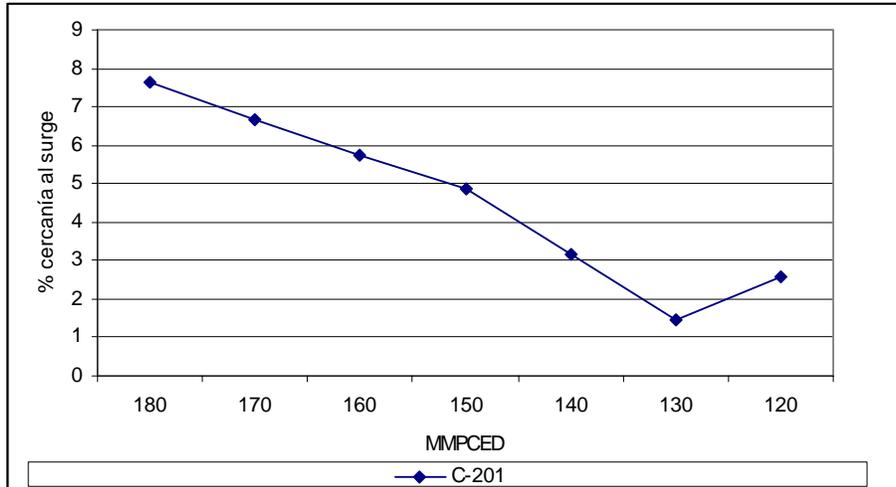


Figura 32: Porcentaje de operación cercano al “surge” del C-201.

Los resultados relacionados con el compresor C-202, son iguales a los del C-201, la diferencia radica en que este compresor no se utiliza al tener flujos inferiores a 130 MMPCED en la planta y por lo tanto la Figura 33 presenta valores cercanos al “surge”.

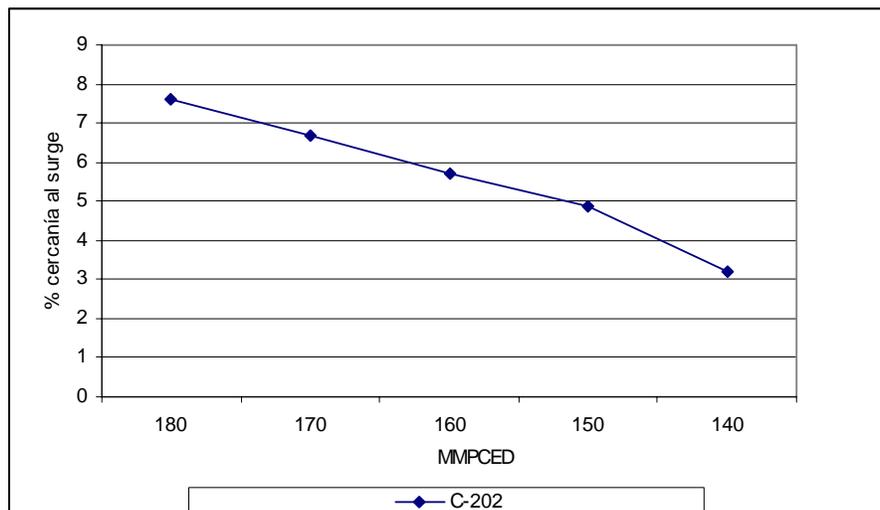


Figura 33: Porcentaje de operación cercano al “surge” del C-202

Para los casos estudiados, los resultados de los cálculos de los coeficientes de rendimiento del ciclo tienden a estar alrededor de 2, tal como se aprecia en la Figura 34, a excepción del caso de menor flujo de gas de entrada (120 MMPCED), en el cual el COP resultante fue menor a 1,5. La mayor eficiencia del ciclo se obtuvo para el caso de entrada de gas rico a la planta de 180 MMPCED. Los resultados obtenidos correspondientes a la determinación del coeficiente de rendimiento del ciclo están ajustados a los valores teóricos, tal como se indicó en la sección 6.3.

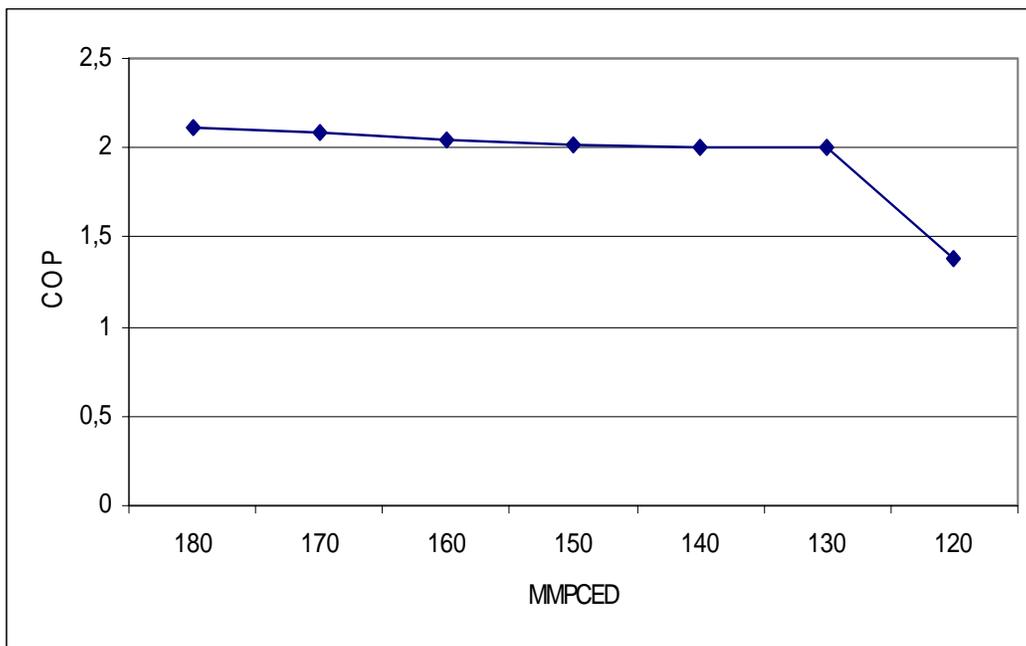


Figura 34: Coeficiente de rendimiento del ciclo (COP)

En la Figura 35 se presentan los resultados obtenidos al realizar el análisis de sensibilidad relacionado con los intercambiadores de calor del sistema de refrigeración que utilizan propano como fluido refrigerante (E-212, E-202 C, E-201 C, y E-204), se aprecia que a medida que disminuye el flujo de gas rico de entrada a la planta, disminuye el calor intercambiado en cada una de las unidades estudiadas.

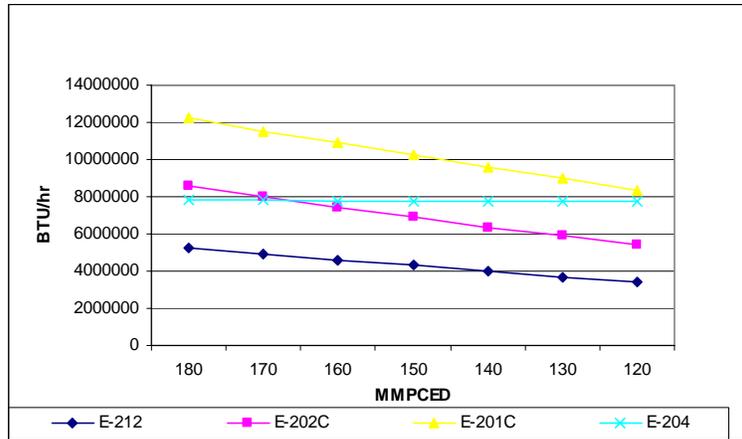


Figura 35: Calor Transferido (intercambiadores de calor del sistema de refrigeración)

En las Figuras 36 y 37, se presentan la capacidad de evaporación y condensación respectivamente.

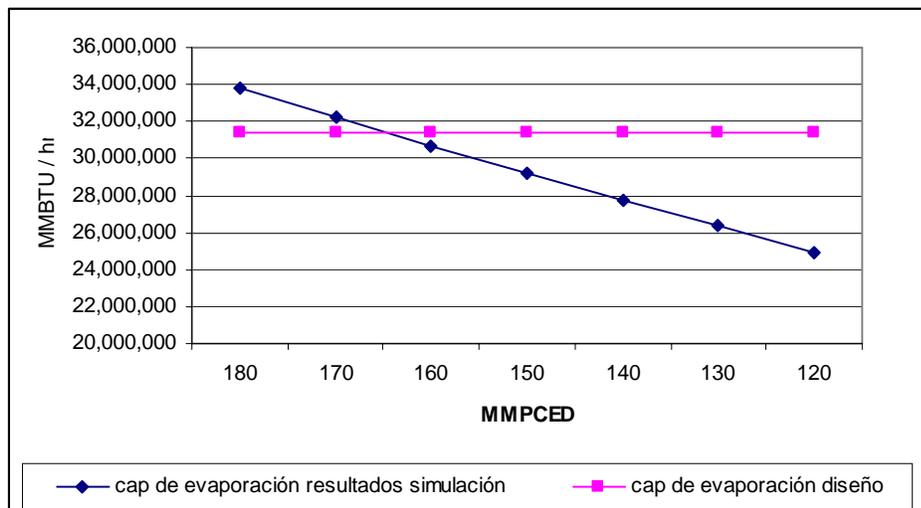


Figura 36: Capacidad de Evaporación.

La capacidad de evaporación de refrigerante disminuye a medida que disminuye la carga de gas a la planta. Para los casos de estudio de 150, 140, 130 y 120 MMPCED

de gas de alimentación los porcentajes de disminución de la capacidad de evaporación con respecto al diseño se ubicaron en 7, 12, 16 y 21% respectivamente.

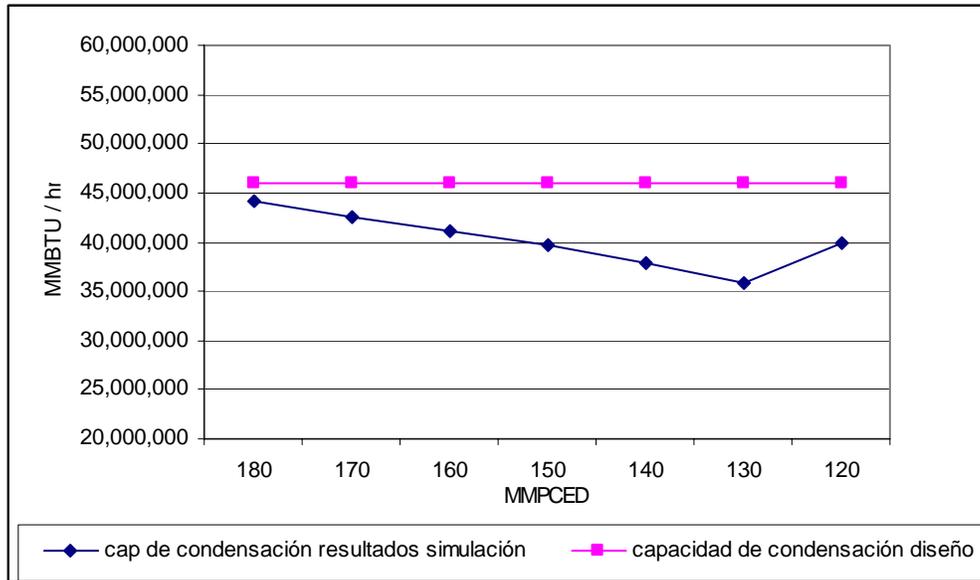


Figura 37: Capacidad de Condensación.

A medida que disminuye la alimentación de gas a la planta, el sistema de refrigeración pierde capacidad de condensación de refrigerante. En el caso de estudio 5 (flujo de gas de alimentación 130 MMPCED), la disminución de la capacidad de evaporación es del 22% con respecto a la de diseño. Al operar la planta con un solo compresor, tal como es el caso de un gas de entrada de 120 MMPCED, se obtiene una disminución de la capacidad de condensación del 14% comparada con la de diseño.

La reducción de la capacidad de evaporación y condensación del fluido refrigerante (propano) está relacionada con la reducción de la carga térmica de los intercambiadores asociados al sistema de refrigeración de la planta observada en la Figura 35.

El porcentaje de recuperación de metano se mantiene constante con los flujos de entrada de 180 (base), 170, 160, 150 y 140 MMPCED. Sin embargo, disminuye al operar con flujos de 130 MMPCED y 120 MMPCED, esta situación es consecuencia del descenso de la eficiencia de ciclo de refrigeración, ya que la torre desmetanizadora opera a temperaturas criogénicas y al disminuir el COP va a disminuir el porcentaje de recobro de metano, ya que el enfriamiento alcanzado no es suficiente; la obtención de metano en la corriente de tope es menor (Ver Figura 38). Adicionalmente, mediante el análisis de las calidades de los productos de la torre desmetanizadora, se conoció que al disminuir el flujo de entrada de gas rico a la planta, la corriente de fondo de la torre presenta metano, para los casos de estudio correspondientes a 120 MMPCED y 130 MMPCED, se encontró una fracción molar de metano en el fondo de 0,16 y 0,14 respectivamente (Ver Figura 29). Esta situación demuestra que la operación de la planta está siendo afectada por el sistema de refrigeración.

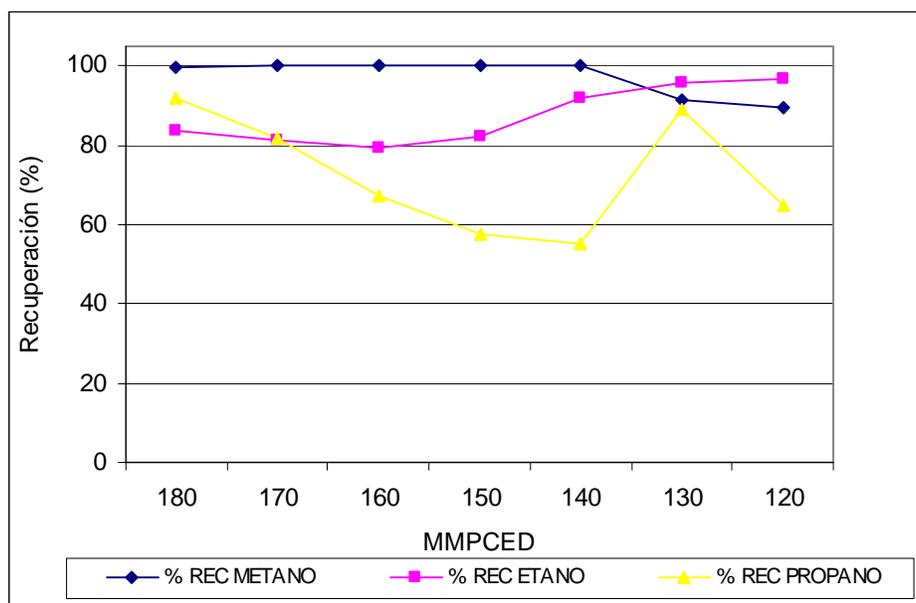


Figura 38: Porcentaje de recuperación de metano, etano y propano

El porcentaje recobro de etano presenta una tendencia constante para los casos de estudio de gas rico de entrada a planta de 180, 170, 160 y 150 MMPCED. Sin

embargo, para el caso de 140 MMPCED, el porcentaje de recobro de etano se incrementa, al revisar el COP, el mismo se ubica, al igual que en los casos de 180, 170, 160 y 150 MMPCED alrededor de 2,0; esta situación aunada al hecho de que la composición molar de etano en la corriente está por debajo de la de diseño (Ver Figura 30) indica que se trata sólo de un incremento en la relación de los flujos, ya que se está obteniendo más etano, pero de menor calidad.

En los casos relacionados con 140, 130 y 120 MMPCED, se observa que la separación en la torre desetanizadora no es eficiente, ya que la calidad del producto de tope se ve mermada a medida que disminuye la entrada de gas rico a la planta, esta situación se evidencia en las Figuras 30 y 31 previamente presentadas. El porcentaje de recuperación de propano disminuye a medida que disminuye el flujo de entrada de gas a la planta para los casos de 180, 170, 160, 150 y 140 MMPCED. Sin embargo, en el caso de 130 MMPCED se incrementa la recuperación tanto de etano como de propano, esta situación es consecuencia del incremento de la eficiencia del ciclo de refrigeración al trabajar con un solo compresor.

Mediante la realización del análisis de sensibilidad, se encontró que la reducción del flujo de gas de entrada a la planta, trae como consecuencia el descenso de la carga térmica de los intercambiadores de calor asociados al sistema de refrigeración de la planta, generando pérdidas de la capacidad de evaporación y condensación del propano refrigerante.

6.5 PROPUESTA DE MEJORAS AL SISTEMA.

Mediante la realización de la evaluación del sistema de refrigeración de la planta LGN II, se observó que la disminución del flujo de gas rico genera una disminución del calor transferido en todos los intercambiadores del sistema de refrigeración (Ver Figura N° 38). Esta situación implica pérdida de la capacidad de evaporación y condensación, tal como se presentó en las Figuras 36 y 37 de la sección 6.4, por lo tanto, se tiene una reducción de la eficiencia de la transferencia de calor.

A medida que disminuye el flujo de entrada de gas rico se incrementa el volumen de propano refrigerante condensado, tal como se puede apreciar en la Figura 39. Esta situación implica que se tiene menos propano vaporizado disponible para alimentar a los compresores C-201 y C-202, pudiendo ocasionar que eventualmente se arrastre propano líquido hasta los compresores afectando la operación de los mismos.

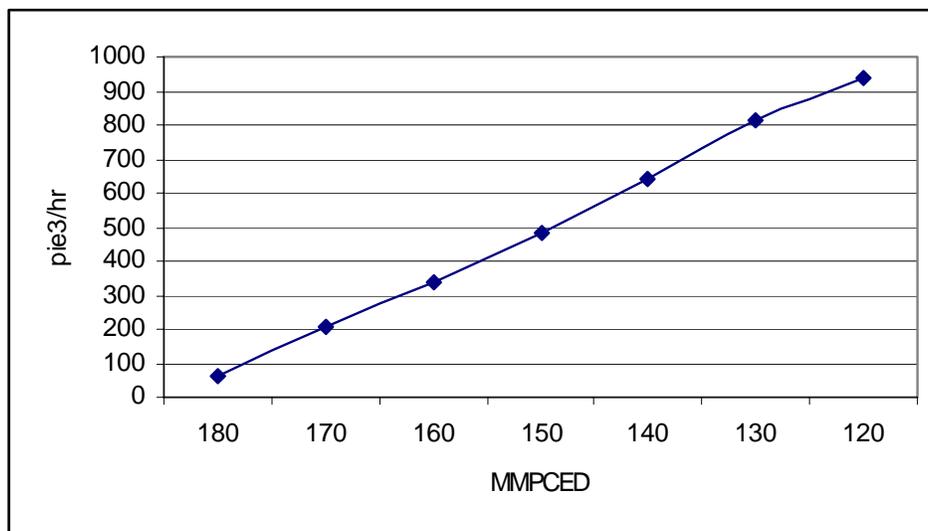


Figura 39: Volumen de propano refrigerante condensado en el V-210.

Las inspecciones de campo permitieron observar que en la operación real, el sistema de refrigeración se sobrepresiona a las horas del mediodía como consecuencia de la vaporización del propano por efecto del calor del medio ambiente. La pérdida de la capacidad de condensación resultante de la disminución del flujo de gas de entrada a la planta se incrementa aún más a raíz de las condiciones actuales en las que se encuentra el condensador AC-206, ya que el mismo presenta altos niveles de corrosión y tubos tapados, lo cual resulta en una mayor afectación al sistema de refrigeración y por ende a la operación de la planta. El porcentaje de tubos taponados es de aproximadamente 30% (información suministrada en planta) y de acuerdo a las Normas para pruebas hidrostática de tuberías, recipientes e intercambiadores de calor en Exploración y Producción de PDVSA Occidente (Norma PDVSA GGP-OC-1999-6252), el porcentaje

máximo permisible de tubos rotos en un intercambiador de calor no puede ser superior al 25% del total de tubos.

Los resultados obtenidos de la realización de la simulación y lo evidenciado en las visitas a la planta, permiten proponer la evaluación de la sustitución completa de los haces de tubos del intercambiador AC-206, ya que al disminuir la entrada de gas disminuye la capacidad de condensación y adicionalmente los tubos del condensador requieren mantenimiento.

En la Figura 40 se presenta una muestra de los tubos internos (tipo) de un intercambiador de calor como el AC-206.



Figura 40: Tubos de un intercambiador de calor (tipo AC-206)

En la Figura 41 se presenta el área de ventiladores que forman parte del condensador AC-206 de la planta LGN II. Es una unidad de tiro forzado, la misma de dieciseis (16) ventiladores, los cuales están situados debajo de los haces de tubos y son los encargados de impulsar el aire sobre la superficie de los tubos con aletas. Es importante señalar que a partir de las 11 de la mañana, la temperatura del medio ambiente se incrementa hasta alcanzar temperaturas de 113 °F. En las visitas realizadas a la planta se observó que se está recirculando aire caliente, esta situación afecta el sistema de refrigeración, ya que influye en la operación del condensador disminuyendo la capacidad de condensación y por lo tanto la eficiencia de refrigeración. Ante esta

situación, se propone la realización de un análisis completo de los ventiladores del AC-206, con la intención de verificar que el aire se distribuya desde el ventilador circular al frente rectangular del haz de tubos, así como también se revisen los ángulos de dispersión de los mismos.



Figura 41: Vista de parte de los ventiladores del condensador AC-206 A

Se propone la búsqueda de la capacidad de evaporación y condensación del propano óptima, mediante la realización de un análisis que permita detectar el requerimiento de ajustar la capacidad de condensación del sistema de refrigeración reduciendo el flujo de propano circulante, para diferentes escenarios de flujo de gas de alimentación a la planta, utilizando un simulador de procesos dinámico.

Por otra parte, es necesario mejorar los sistemas de atemperación de las distintas etapas de los compresores C-201 y C-202 con la intención de garantizar que las temperaturas de succión de las corrientes de entrada a las etapas de compresión sean las adecuadas y de esta manera evitar disminuir la capacidad de compresión.

Partiendo de la operación de los dos compresores cuando ocurre la disminución de la alimentación de gas a la planta se presenta lo siguiente:

- A medida que el flujo de gas rico de alimentación disminuye, disminuye el nivel en la columna desetanizadora (T-203) y para evitar pérdidas se debe disminuir el flujo en los rehervidores y mantener las temperaturas de tope y fondo.

- Se deben monitorear las presiones en el sistema, ya que al operar a bajo flujo existe una mayor probabilidad de tener altas presiones en las descargas del compresor, incidiendo posteriormente en la succión.

Como posibles modificaciones para operar a flujo por debajo de 130 MMPCED se podrían realizar cambios en las capacidades de evaporación y condensación del sistema de refrigeración, lo cual implicará el rediseño de algunos equipos, tuberías y controladores. Sin embargo, debido a la inversión requerida y al poco tiempo de operación que le queda a la planta como consecuencia de la puesta en marcha del Complejo Criogénico de Occidente CCO, las inversiones en esta planta para operar a bajos flujo de gas de entrada pudieran quedar descartadas.

Partiendo de la premisa de la venta para exportación de la producción de etano, propano, butanos y gasolina natural de la planta, se realizó el cálculo de los ingresos por venta que tendría la planta para cada uno de los casos estudiados en el análisis de sensibilidad. Los precios utilizados para la realización de este estudio se presentan en la Tabla N° 15. En la Figura 42 se presentan los resultados obtenidos mediante la realización de este estudio.

Tabla N° 15: Precios internacionales LGN (Octubre 2007)*

Componente	Precio LGN US \$/Gal
Etano	0,74
Propano	1,03
Iso Butano	1,29
Normal Butano	1,29
Iso Pentano	1,39
Normal Pentano	1,39
Hexanos (+)	1,39

* Fuente: www.keyera.com

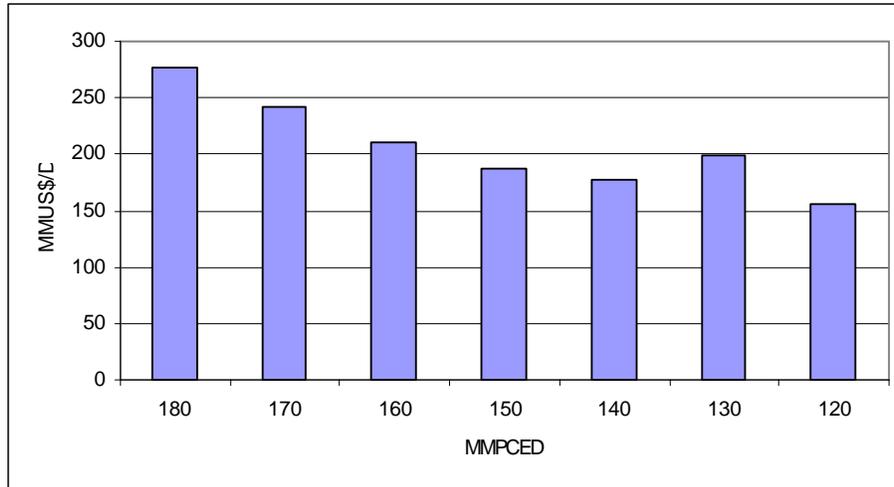


Figura 42: Ingresos por ventas de líquidos del gas natural

La Figura 42 permite concluir que desde el punto de vista económico se está impactando a la planta al operarla a menor carga de gas que la requerida, ya que la disminución en las ganancias es del 55,86% en el caso más optimo, que es la consideración de la venta de productos a los precios actuales del mercado.

Por otra parte, se realizó un análisis estadístico y se determinó la distribución asociada a la variabilidad que tiene el flujo de gas, mediante la utilización de Crystal Ball Risk and Analysis Software and Solutions, desarrollado por Decisioneering. Este software permite estudiar problemas relacionados con la incertidumbre, la variabilidad y el riesgo.⁽³⁰⁾

Con la distribución y la parametrización del flujo de gas en función del calor intercambiado y el trabajo realizado por los compresores del sistema de refrigeración se calculó el COP probabilístico asociado a las variables (Ver Figura 43). Este estudio permitió concluir que el valor más probable de COP es 2,26, con una desviación estándar de $\pm 0,01$, indicando que las incertidumbres asociadas a estas variables son muy bajas.

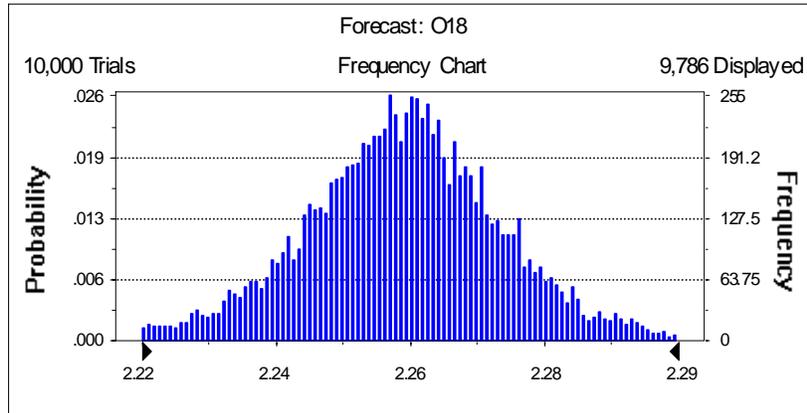


Figura 43: Determinación del COP probabilístico.

7 CONCLUSIONES

El presente capítulo contiene las principales conclusiones a las que se llegó mediante la realización del presente trabajo de grado.

- El estudio estadístico realizado con los datos del PI and PI Process Book permitió conocer las tendencias reales de operación de la planta LGN II, así como también los flujos y presiones de descarga de los compresores C-201 y C-202 del sistema de refrigeración.
- La utilización de los esquemáticos de PI and PI Process Book en conjunto con los manuales de la planta permitió verificar la procedencia del fluido refrigerante; mediante la realización del estudio estadístico se conocieron las tendencias reales de las temperaturas de entrada y salida de los intercambiadores que conforman el sistema de refrigeración.
- El estudio del flujo de gas de alimentación a la planta arrojó valores desde 102,04 MMPCED hasta 169,41 MMPCED. Se demostró la constante variabilidad del volumen de gas entregado a la planta.
- La simulación de la planta LGN II integrando el sistema de refrigeración mediante la utilización del software Aspen Plus fue satisfactoria, ya que el estudio de las desviaciones de las principales variables operacionales (respecto al diseño) se ubicaron por debajo del 10%.

- Los resultados obtenidos de la realización de la simulación a las condiciones de diseño fueron validados mediante una evaluación del sistema de refrigeración para lo cual se determinó el coeficiente de rendimiento del ciclo y el comportamiento de los compresores, obteniéndose lo siguiente:
 - El coeficiente de rendimiento del ciclo es de 2,02; valor indicado por la literatura (2-3).
 - Los compresores C-201 y C-202 del sistema de refrigeración operan dentro de los límites de “surge” y “stonewall”.

- Los resultados obtenidos de la realización del análisis de sensibilidad ejecutado para evaluar el sistema de refrigeración permitió concluir que:
 - A medida que disminuye el gas rico de alimentación a la planta, el calor transferido en los intercambiadores de calor del sistema de refrigeración disminuye, así como también la capacidad de condensación y evaporación de dicho sistema.
 - El flujo de salida del tope de la torre estabilizadora de líquidos (T-102) disminuye en cantidad y porcentaje molar de metano a medida que disminuye el gas de entrada a la planta, como consecuencia del incremento de la temperatura en el tope de la torre.
 - El flujo de salida del tope de la torre desmetanizadora (T-1) disminuye a medida que disminuye la entrada de gas rico, para los casos de estudio de 180 170, 160 y 150 MMPCED. Sin embargo, a partir de 140 MMPCED, se inicia el enriquecimiento de la corriente con etano y propano.
 - La disminución del flujo de gas rico de alimentación afecta la producción de etano y propano, ya que al disminuir el flujo se incrementa la temperatura en el tope de la torre desmetanizadora; a partir de 130 MMPCED de gas rico de alimentación, la temperatura del fluido refrigerante desciende como

consecuencia del aumento de la eficiencia del sistema de refrigeración al operar con un solo compresor.

- La disminución del flujo de gas de alimentación afecta la operación del compresor C-202, ya que al disminuir el flujo de gas de entrada por debajo de 130 MMPCED, es necesario operar el sistema de refrigeración con un solo compresor.
 - El coeficiente de rendimiento del ciclo de refrigeración es de aproximadamente 2,0, para todos los flujos de gas de alimentación estudiados, a excepción del caso de 120 MMPCED, en el cual el resultado fue 1,38.
- Para incrementar la capacidad de condensación del sistema de refrigeración es necesario:
 - Sustituir los haces de tubo del condensador AC-206.
 - Evaluar y revisar los ángulos de dispersión y la distribución del aire de los ventiladores que conforman el condensador AC-206.

8 RECOMENDACIONES

En función de los resultados obtenidos y las experiencias realizadas se recomienda lo siguiente:

- Realizar una simulación dinámica que permita evaluar la circulación de propano al sistema de refrigeración en los diferentes escenarios de entrega de gas a la planta.
- Evaluar las columnas desmentanizadora, desetanizadora y despropanizadora con la intención de conocer el reflujo mínimo requerido al disminuir el gas de entrada a la planta.
- Estudiar el funcionamiento correcto de toda la instrumentación del sistema de refrigeración, con la finalidad de determinar que las mismas no estén excediendo su capacidad de diseño.
- Sustituir el sistema de atemperación del área de refrigeración de la planta.
- Evaluar los tiempos en la programación de mantenimientos preventivos a los equipos estáticos y rotativos que conforman el sistema de refrigeración.
- Realizar un estudio económico detallado que permita evaluar el impacto en costos de producción de la operación de la planta a bajos flujos de gas de entrada.

- Estudiar en conjunto con PDVSA Occidente diferentes escenarios de entrega y manejo de gas en el Occidente del país que permitan incrementar la entrega de gas al Complejo Petroquímico El Tablazo, con la intención de operar la planta LGN II con el flujo requerido de acuerdo a las condiciones de diseño.

9 BIBLIOGRAFÍA

- 1) SMITH J.M; VAN NESS H.C; ABBOTT M.M. Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química. Quinta Edición. McGraw-Hill. México 1997.

- 2) La Universidad del Zulia. Facultad de Ingeniería. División de Post Grado. (1986). Diseño Termodinámico de Ciclos de Gas Natural Licuado. Estado Zulia: Molero Hugo.

- 3) PERRY R.; GREEN D. Perry Manual del Ingeniero Químico. Sexta Edición. Tercera Edición Español. McGraw-Hill. México 1992.

- 4) Petroquímica de Venezuela Pequiven. Superintendencia de Gas. Gerencia de Producción. Complejo Zulia - El Tablazo. (2000). Programa de Adiestramiento LGN II. Estado Zulia: Herrera, A. Félix O.

- 5) Petroquímica de Venezuela Pequiven. Superintendencia de Gas. Gerencia de Producción. Complejo Zulia - El Tablazo. (2001). Manual Operacional Planta LGN II. Estado Zulia: Rodriguez Henry; Rincón Miguel; Lares Hilario

- 6) <http://www.aspentech.com/product.cfm?ProductID=69> [Consulta:2006, julio 10]

- 7) Petroquímica de Venezuela Pequiven. Superintendencia de Gas. Gerencia de Producción. Complejo Zulia - El Tablazo. (2004). Plan Estadístico Planta LGN II. Ingeniería de Procesos. Complejo Petroquímico El Tablazo. Venezuela.

- 8) OSI Software. PI and PI Process Book User Guide (2001). Estados Unidos de América.

- 9) SABINO C. Metodología de la Investigación una introducción teórico – práctica. El Cid Editor. Argentina 1978.

- 10) La Universidad del Zulia. (2003). Manual Básico de Operación del Simulador de Procesos ASPEN PLUS 10.2. Introducción a la Simulación de Procesos. ASEIQUIM. LUZ.

- 11) Aspen Technology, Inc. (1999). Introduction to Aspen Plus. Based on Aspen Plus 10.1. Training Reach you true potential. USA.

- 12) Aspen Technology, Inc (2001). Aspen Plus 11.1. User Guide. USA.

- 13) Aspen Technology, Inc. (1997). Aspen Plus Steady State Simulation. Unit Operation Models. Reference Manual. Version 10. USA.

- 14) BROWN, S. Predicting performance of refrigerants using the Peng Robinson Equation of State. 2007. International Journal of Refrigeration. [Revista en línea]. Disponible: <http://www.sciencedirect.com>. [Consulta: 2007, agosto 29]
- 15) SALEH, B; WENDLAND, M. Screening of pure fluids as alternative refrigerants. 2005 International Journal of Refrigeration. [Revista en línea]. Disponible: <http://www.sciencedirect.com>. [Consulta: 2007, mayo 30].
- 16) http://www.michigan.gov/deq/0,1607,7-135-3313_21698-55865--,00.html. [Consulta: 2007, julio 20]
- 17) <http://es.wikipedia.org/wiki/moda>. [Consulta 2007, septiembre 20]
- 18) Gas Processor Association. GPA Standard 2140-92: Liquefied Petroleum Gas Specifications and Test Methods. GPA 1992.
- 19) www.cepsa.com/productos/doc/productos/especificaciones_producto_propano.pdf. [Consulta 2007, septiembre 10].
- 20) LANG, J (200). Boiling Desing on Aspen Plus Heat Exchanger desing with phase change. Disponible: www.cbe.sdsmt.edu/nsfproj/aspen/vaporizer.pdf. [Consulta 2007, septiembre 21]

- 21) GEANKOPOPLIS, C. J. Procesos de Transporte y Operaciones Unitarias. Tercera Edición. Editorial CECSA. México 1998.
- 22) KERN, D. Q. Process Heat Transfer. Editorial Mac-Graw Hill Book. USA. 1950.
- 23) RONDÓN, E. (2006, octubre 27, 28 y 29). Extracción y Fraccionamiento del Gas Natural. Curso de Extensión de Conocimientos. Universidad Central de Venezuela. Facultad de Ingeniería. Programa Modular Ingeniería de Procesos de Superficie de Gas Natural. Opica Consultores. Caracas. 2006.
- 24) DANFOSS. Aplicaciones prácticas del refrigerante R290 (propano) en sistemas herméticos pequeños.(2001). Disponible: [rc.danfoss.com /technicalinfo /literatura/manuals/06/application_r290_08_2001_cn60f105.pdf](http://rc.danfoss.com/technicalinfo/literatura/manuals/06/application_r290_08_2001_cn60f105.pdf). [Consulta:2007, septiembre, 21]
- 25) CALZADA, M (2005) Fundamentals of Refrigeration. Disponible: www.pdhengeer.com/completedcourse/mechanical/fundamentalsrefrigeration.pdf. [Consulta:2007, septiembre, 20]
- 26) MARTÍNEZ, F. (2006, mayo 12, 13 y 14). Transporte de Gas Natural. Programa Modular de Transporte y Distribución de Gas Natural. Universidad Central de Venezuela. Facultad de Ingeniería. Caracas 2006.

- 27) KEN, A.; STEART, M. Surface Production Operations. Volumen 2. Design of Gas Handling Systems and facilities. Editorial Gulf Publishing Company. USA. 1998.

- 28) CAMPPELL, J. Gas Conditioning and Processing. Volumen 2. The Equipment Modules. Editorial Campell Petroleum Series. USA. 1984.

- 29) The Randall Corporation. Maraven, S. A. El Tablazo II, Maracaibo. Venezuela. N° 90-206345 (30/04/1990). Especificación Compresores de Refrigeración. Venezuela. 1990.

- 30) PDVSA 1999. Normas Técnicas PDVSA GGP-OC-1999-6252: Normas para pruebas hidrostáticas de tuberías, recipientes e intercambiadores de calor en Exploración y Producción de PDVSA Occidente.

- 31) www.crystalball.com. [Consulta:2007, octubre, 01]

APÉNDICE A

En esta sección se presentan de manera esquemática los pasos seguidos para la realización de la construcción y corrida de la simulación de los equipos que conforman la planta LGN II utilizando el software Aspen Plus versión 11.1.

1. Visualización de la ventana principal en el Aspen Plus: al abrir una simulación existente o una nueva simulación aparecerá en la ventana principal de Aspen Plus una imagen como la que se presenta en la Figura A.1

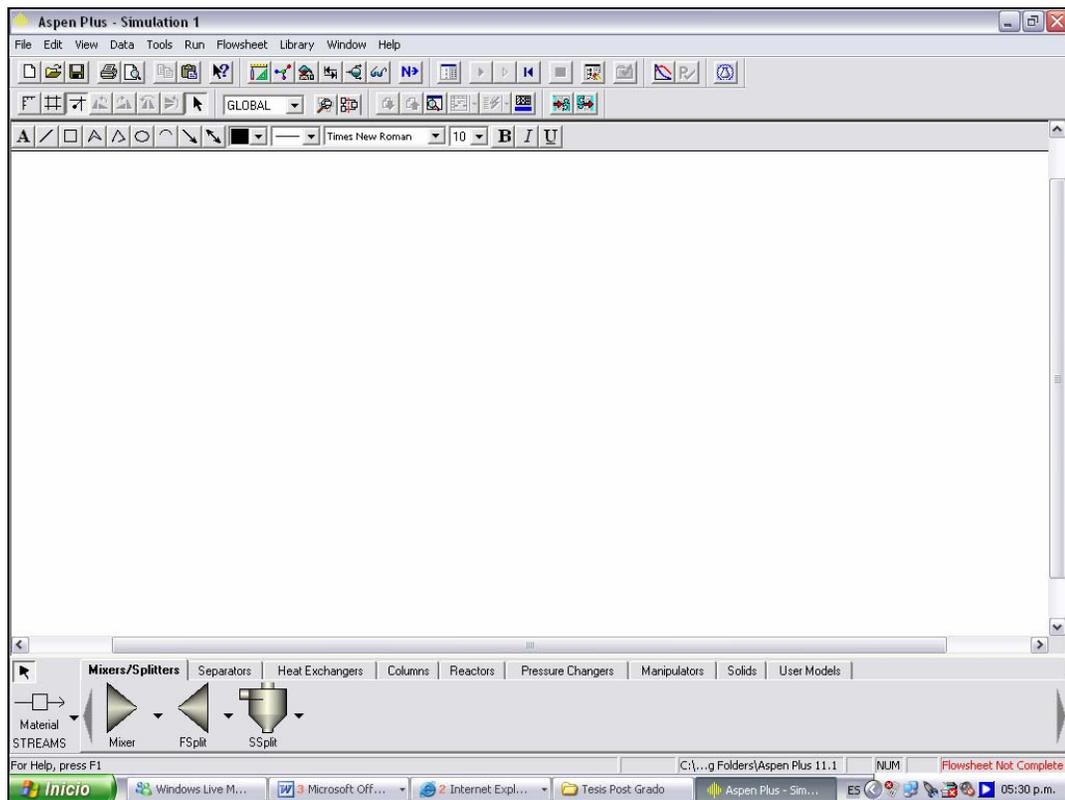


Figura A.1: Ventana de Diagrama de Procesos.

En esta ventana se encuentran la barra menú, la barra de herramientas, el espacio para la realización de diagrama de flujo, los modelos en librería (equipos disponibles) y el indicador de estatus. Dentro de la barra de herramientas se encuentran una tecla auxiliar de importancia conocida como “NEXT”, mediante la utilización de esta tecla se identifica paso a paso la información que debe introducirse en la simulación.

2. Data: los datos mínimos necesarios para realizar la simulación se cargan a través de la utilización del menú data. (Ver Figura A.2). Se deben introducir los datos correspondientes a setup, component, properties, streams y blocks.

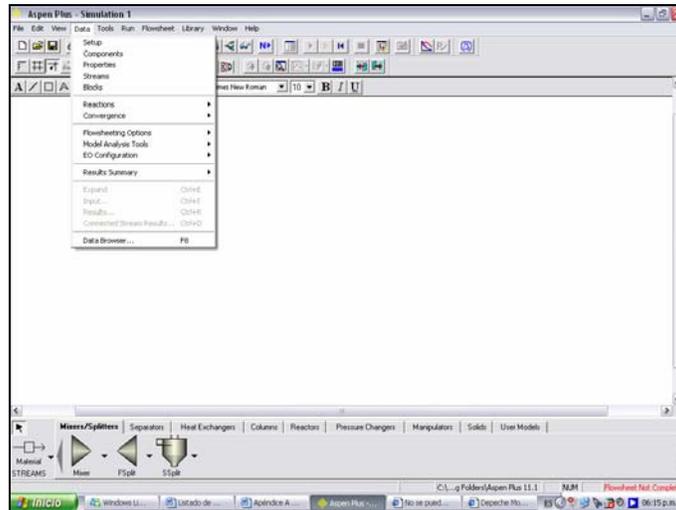


Figura A.2: Esquema menú data

- En la sección setup se deben especificar los aspectos generales de la simulación tales como título, unidades de entrada. La información es opcional ya que el programa toma los valores que tiene por defecto.
- Especificación de componentes: en este caso se realizó una simulación de la planta LGN II, la alimentación a la misma es gas rico que contiene metano, etano, propano, iso-butano, normal butano, iso-pentano, y hexano plus, todos estos componentes se seleccionaron colocando el nombre (en inglés) en la pestaña component id. (Ver Figura A.3)

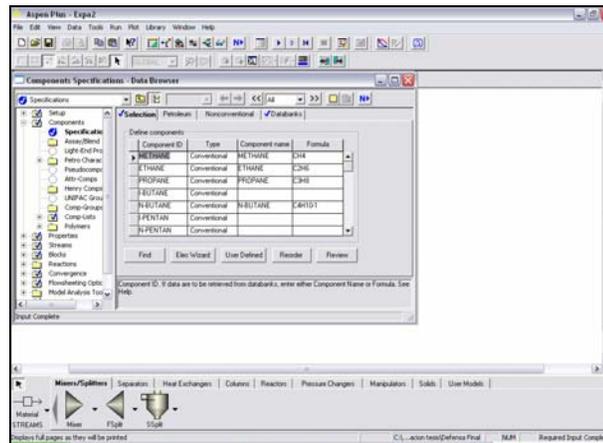


Figura A.3: Selección de componentes.

- Selección del modelo termodinámico: en propiedades del menú data se escoge el método termodinámico con el cual se calcularán las propiedades tales como constantes de equilibrio, entalpías y densidades.
3. Creación del Diagrama de flujo del proceso: los equipos a simular se seleccionan de los modelos de la librería (model library), según el tipo de equipos a simular.

- Para construir un compresor: se selecciona de la librería pressure changers y se escoge un compresor. En la pantalla se hace click sobre el icono correspondiente, se arrastra el mouse sobre el área de trabajo y se hace clic nuevamente sobre la pantalla para colocar el equipo. (Ver Figura A.4)
- El simulador automáticamente asigna un nombre al bloque, para cambiarlo se debe pulsar el botón derecho del mouse y seleccionar rename block para colocar el nombre deseado.

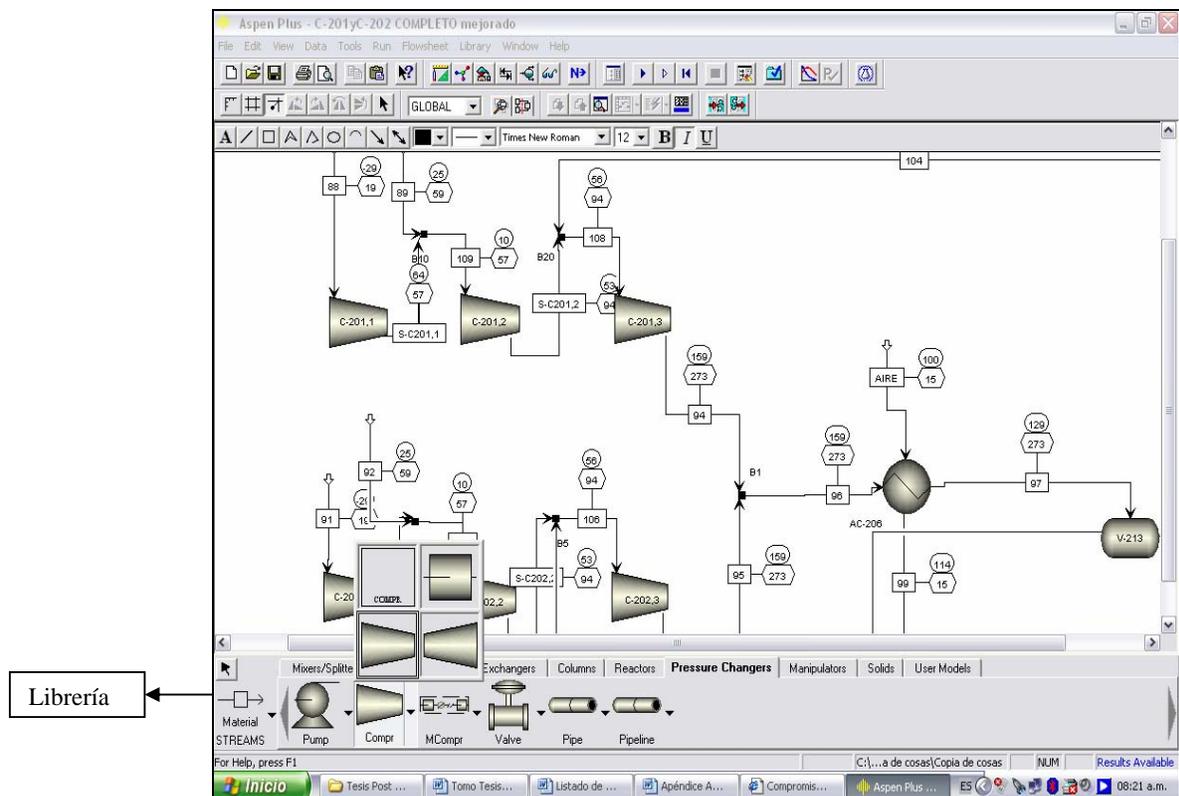


Figura A.4: Creación del diagrama de flujo de procesos

- Luego se deben colocar y conectar las corrientes, para ello se debe hacer click sobre el primer icono de la librería (Ver Figura A. 4). Al seleccionar la corriente y mover el mouse sobre el diagrama de flujo se activarán los posibles sitios del equipo donde conectar las corrientes. Las flechas en rojo indican corrientes obligatorias y las azules corrientes opcionales.
 - Para conectar la corriente de alimentación: colocar el cursor sobre la flecha de color rojo de alimentación al compresor (hacer click y mantener presionado el mouse).
 - Para conectar la corriente del producto de fondo: colocar el cursor sobre la flecha de color rojo a la salida del compresor.
 - Se debe asignar nombre a las corrientes y luego cargar los datos.
4. Corrida de la simulación: la simulación únicamente se ejecuta cuando todos los datos mínimos están suministrados. Para que el simulador inicie los cálculos es necesario que hacer click sobre el botón Next. Al realizar esta operación aparecerá una pantalla como la que se muestra en la Figura A.5

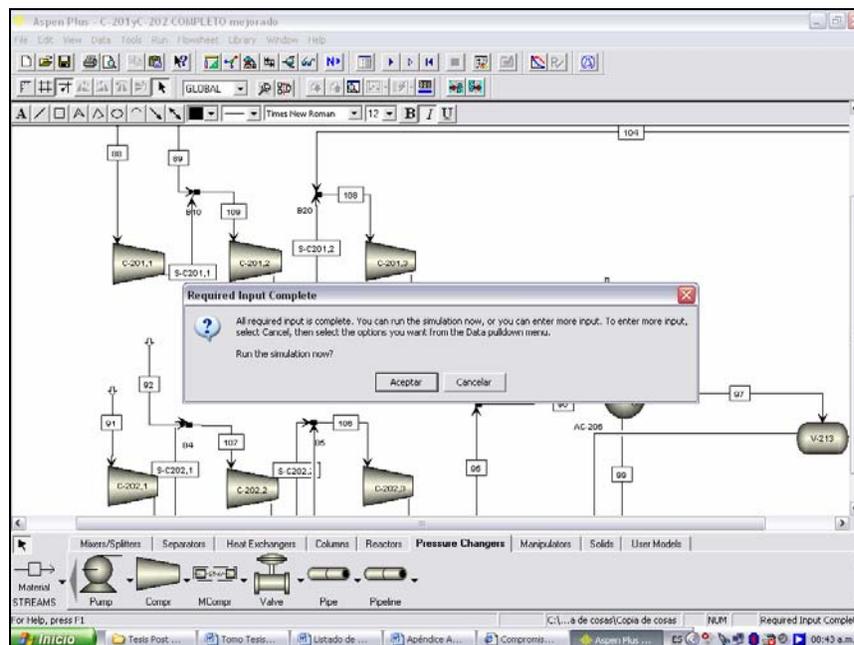


Figura A.5: Ventana de solicitud de inicio de la corrida.

Al hacer click en el botón Aceptar comenzará la corrida de la simulación a través del Control Panel, en esta ventana aparecen todos los pasos de la ejecución de la simulación. Durante los cálculos se sigue la siguiente secuencia:

- Procesamiento de las especificaciones de entrada.
- Ejecución de cálculos.
- Generación de resultados.

Luego de la corrida aparecerá en la barra de status “Results Available” en color azul, si la simulación converge, “Results with error” en color rojo cuando la simulación presenta errores y “Results with warning” en color amarillo si existe una advertencia.

ÁPENDICE B

Para recopilar toda la información de los procesos involucrados en la planta de extracción LGN II se utilizó la herramienta PI and PI Process Book de OSI Software incorporation. A continuación se presenta de manera resumida los pasos a seguir para la utilización de este software.

1. Revisar los diagramas de flujo del proceso y tenerlos disponible al iniciar la utilización del PI and PI and PI Process Book.
2. Ubicar el equipo a estudiar en las pantallas esquemáticas de la planta LGN II. (Ver Figura B.1)

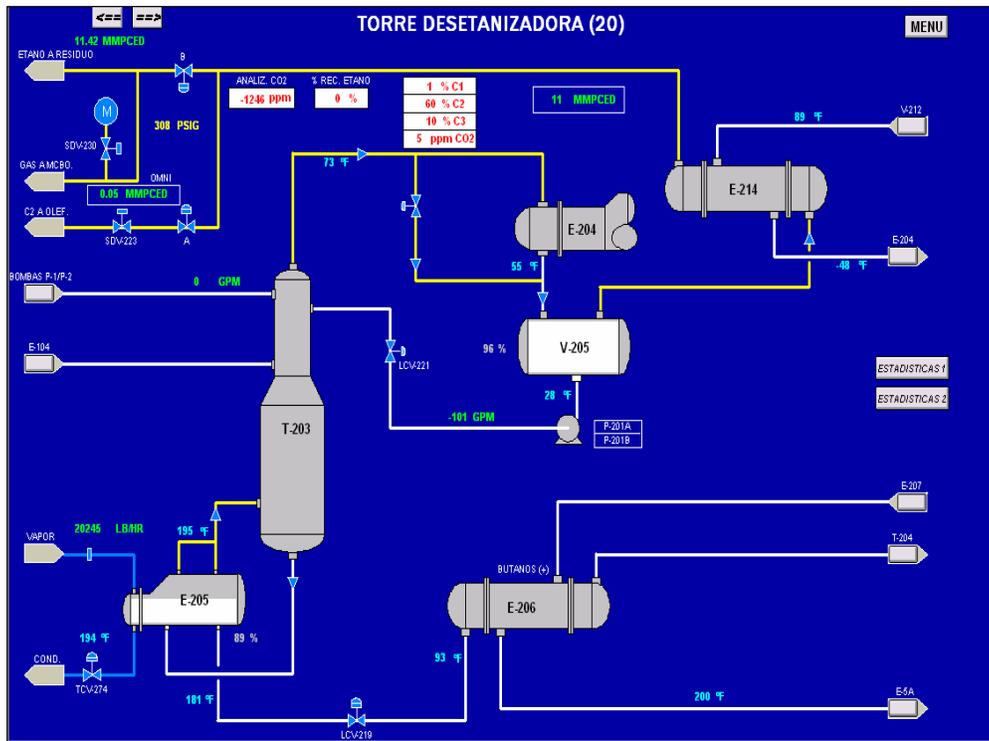


Figura B.1: Esquemático PI and PI and PI Process Book

3. Ubicar la variable de proceso a estudiar e identificar el indicador o tag de la misma en el esquemático.
4. Abrir un archivo en Microsoft Excel y seleccionar el período de estudio e intervalos de tiempo a analizar.

5. Colocar el tag del equipo en la hoja de Microsoft Excel y verificar que el mismo este correcto.
6. Una vez identificadas las variables operacionales a estudiar, con sus respectivos tags, así como también los tiempos e intervalos de estudio, se procede a programar a través de un menú de Excel la búsqueda de los datos. Al completar toda la información requerida, se iniciará la búsqueda de los datos históricos en el sistema.
7. Los resultados se presentan en la Hoja de Cálculo de Microsoft Excel, en la cual se programó la búsqueda. En la Figura B.2, se presenta una muestra de la obtención de resultados del PI and PI and PI Process Book.

The screenshot shows a Microsoft Excel spreadsheet titled "data operacional". The data table has the following structure:

Intervalo de tiempo	ALIMENTAC PLANTA 21:FC101.PV	DESCARGA C202 25:F519.PV	DESCARGA C201 25:F515.PV	PRESION DESC 25:P575.PV	E-201A LADO GAS Tin 21:T224.PV Tout 21:T266.PV	E-201B L Tin 21:T224.PV
06-Jun-06 00:00:00	143.9768982	104770.8984	101386.7578	223.1407776	100.4569326 34.60870743	100.4569326
06-Jun-06 00:10:00	147.0830994	94754.74219	100452.9453	224.2347107	97.81781006 34.68080139	97.81781006
06-Jun-06 00:20:00	146.2124939	98427.72656	107740.5703	225.9781036	97.42455292 34.23875809	97.42455292
06-Jun-06 00:30:00	141.8666887	106604.25	111470.0234	230.1834869	102.5206604 33.9469986	102.5206604
06-Jun-06 00:40:00	139.0110779	113968.6406	108901.7109	230.1364899	101.7067108 33.68962479	101.7067108
06-Jun-06 00:50:00	138.91745	108978.0391	104972.0078	226.9725189	97.89292145 33.49629102	97.89292145
06-Jun-06 01:00:00	138.830089	109157.2578	102466.4531	223.5628831	94.15538789 33.86370468	94.15538789
06-Jun-06 01:10:00	139.4941659	107047.4219	99420.49219	216.5108643	92.93497467 34.35506295	92.93497467
06-Jun-06 01:20:00	141.1469574	98205.17188	103342.2869	216.714386	92.93497467 34.7175293	92.93497467
06-Jun-06 01:30:00	142.5744324	96731.78125	107099.6875	221.155939	92.90666199 33.99352264	92.90666199
06-Jun-06 01:40:00	140.5203247	95347.58594	107045.0156	221.4847107	92.092659 33.61550522	92.092659
06-Jun-06 01:50:00	140.3544617	93976.95313	104360.9297	219.4465637	90.9227829 34.0955215	90.9227829
06-Jun-06 02:00:00	140.5396118	93700.42969	102430.5	217.7050476	89.75870514 34.59090042	89.75870514
06-Jun-06 02:10:00	141.8730164	95845.14063	104050.5469	220.1211243	100.401123 34.78849411	100.401123
06-Jun-06 02:20:00	143.2303162	97141.1875	105857.8594	223.8766937	524.6179199 34.55814362	524.6179199
06-Jun-06 02:30:00	142.3489822	95673.94531	105896.6406	226.4546814	216.0770721 34.32416916	216.0770721
06-Jun-06 02:40:00	141.5006104	95249.71875	102684.7031	226.3430786	92.61933899 33.9778959	92.61933899
06-Jun-06 02:50:00	141.7463074	96487.03906	101821.9141	226.1263733	92.14824677 33.52643585	92.14824677
06-Jun-06 03:00:00	142.7573395	94675.42969	100297.75	223.4384155	91.67721568 33.64149475	91.67721568
06-Jun-06 03:10:00	144.4729462	93570.10156	98556.42969	220.4773102	91.20822906 33.89972687	91.20822906
06-Jun-06 03:20:00	146.2220764	94170.84375	101578.8594	220.8963318	90.74028015 34.19601173	90.74028015
06-Jun-06 03:30:00	145.9714661	94888.41406	105051.0156	224.3449707	90.2807698 34.39435959	90.2807698
06-Jun-06 03:40:00	144.2979584	93315.14844	104798.2031	226.9681549	90.1272583 34.62833405	90.1272583
06-Jun-06 03:50:00	143.1348419	93042.5625	104547.125	226.0807495	90.33731842 34.84589978	90.33731842
06-Jun-06 04:00:00	143.7294617	93470.99219	101470.2656	224.8488007	91.22226715 34.88570786	91.22226715
06-Jun-06 04:10:00	144.4720764	94099.80469	98834.19531	225.1269073	92.15817261 34.69851303	92.15817261
06-Jun-06 04:20:00	144.9024048	96242.53906	101109.7734	227.6048431	92.46941376 34.20804596	92.46941376

APÉNDICE C

A continuación se presentan las Tablas de la Asociación de Procesadores de Gas (siglas en inglés GPA), relacionadas con las especificaciones de productos de Líquidos del Gas Natural.

Tabla C.1: Tabla de especificaciones de productos de líquidos del gas natural.

GPA Liquefied Petroleum Gas Specifications
(This Table Extracted From GPA Standard 2140-92)

Product Characteristics	Product Designation				Test Methods
	Commercial Propane	Commercial Butane	Commercial B-P Mixtures	Propane HD-5	
Composition	Predominantly propane and/or propylene.	Predominantly butanes and/or butylenes.	Predominantly mixtures of butanes and/or butylenes with propane and/or propylene.	not less than 90 liquid volume percent propane; not more than 5 liquid volume percent propylene.	ASTM D-2163-87
Vapor pressure at 100°F, psig, max. at 37.8°C, kPa (ga), max.	208 1434	70 483	208 1434	208 1434	ASTM D-1267-89
Volatile residue: temperature at 95% evaporation, °F, max. or °C, max. butane and heavier, liquid volume percent max. pentane and heavier, liquid volume percent max.	-37 -38.3 2.5 —	36 2.2 — 2.0	36 2.2 — 2.0	-37 -38.3 2.5 —	ASTM D-1837-86 ASTM D-2163-87 ASTM D-2163-87
Residual matter: residue on evaporation of 100 ml, max. oil stain observation	0.05ml pass (1)	— —	— —	0.05 ml pass (1)	ASTM D-2158-89 ASTM D-2158-89
Corrosion, copper strip, max.	No. 1	No. 1	No. 1	No. 1	ASTM D-1838-89 (Note A)
Total sulfur, ppmw	185	140	140	123	ASTM D-2784-89
Moisture content	pass	—	—	pass	GPA Propane Dryness Test (Cobalt Bromide) or D-2713-86
Free water content	—	none	none	—	—
(1) An acceptable product shall not yield a persistent oil ring when 0.3 ml of solvent residue mixture is added to a filter paper in 0.1 increments and examined in daylight after 2 minutes as described in ASTM D-2158.					
NOTE A: "This method may not accurately determine the corrosivity of the liquefied petroleum gas if the sample contains corrosion inhibitors or other chemicals which diminish the corrosivity of the sample to the copper strip. Therefore, the addition of such compounds for the sole purpose of biasing the test is prohibited."					

* (Fuente:GPA Standar 2140-92)

Tabla C.2: Criterios de calidad de las corrientes de etano producto

	Weight Percent		
	Low	High	Common
High-Ethane Raw Streams			
Methane and Lighter	1.0	5.0	1.0
Ethane	Remainder	Remainder	Remainder
Propane			
Isobutane & Heavier			
Contaminant Maximums:			
Hydrogen Sulfide	No. 1 Strip	50 ppmw	No. 1 Strip
Carbon Dioxide	100 ppmw	3,500 ppmw	500 ppmw
Sulfur	5 ppmw	200 ppmw	200 ppmw
Oxygen	300 ppmw	-	-
Moisture	75 ppmw	No free	No free
Ethane-Propane Mixes			
Methane and Lighter	0.6	1.0	0.6
Ethane	20	80	50
Propane	20	80	50
Isobutane & Heavier	0.2	4.5	4.5
Contaminant Maximums:			
Hydrogen Sulfide	No. 1 Strip	No. 1 Strip	No. 1 Strip
Carbon Dioxide	500 ppmw	3,000 ppmw	500 ppmw
Sulfur	5 ppmw	143 ppmw	100 ppmw
Oxygen	500 ppmw	1,000 ppmw	1,000 ppmw
Moisture	10 ppmw	No free	50 ppmw
High-Purity Ethane			
Methane and Lighter	1.5	2.5	2.5
Ethane	90.0	96.0	90.0
Propane	6.0	15.0	6.0
Isobutane & Heavier	0.5	3.0	2.0
Contaminant Maximums:			
Hydrogen Sulfide	6 ppmw	10 ppmw	10 ppmw
Carbon Dioxide	10 ppmw	5,000 ppmw	10 ppmw
Sulfur	5 ppmw	70 ppmw	50 ppmw
Oxygen	5 ppmw	5 ppmw	5 ppmw
Moisture	13 ppmw	No free	76 ppmw

* Fuente: GPA. Sectio 2: Product Specifications