

UNIVERSIDAD MAYOR DE SAN ANDRÉS
FACULTAD DE INGENIERÍA
CARRERA DE INGENIERÍA PETROLERA



**ADECUACIÓN Y MEJORAMIENTO DEL PROCESO DE
RECICLAJE DE VAPOR DIVIDIDO (RSV) EN LA
OPERATIVIDAD DE LA PLANTA SEPARADORA DE
LÍQUIDOS CARLOS VILLEGAS**

**Proyecto de Grado presentado para optar al título de Licenciatura en
Ingeniería en Petróleo, Gas y Procesos**

POSTULANTE: KARINA ROJAS CANDIA

TUTOR: Ph.D. ING. MARIO DAZA BLANCO

LA PAZ - BOLIVIA

Noviembre, 2024



**UNIVERSIDAD MAYOR DE SAN ANDRÉS
FACULTAD DE INGENIERIA**



LA FACULTAD DE INGENIERIA DE LA UNIVERSIDAD MAYOR DE SAN ANDRÉS AUTORIZA EL USO DE LA INFORMACIÓN CONTENIDA EN ESTE DOCUMENTO SI LOS PROPÓSITOS SON ESTRICTAMENTE ACADÉMICOS.

LICENCIA DE USO

El usuario está autorizado a:

- a) Visualizar el documento mediante el uso de un ordenador o dispositivo móvil.
- b) Copiar, almacenar o imprimir si ha de ser de uso exclusivamente personal y privado.
- c) Copiar textualmente parte(s) de su contenido mencionando la fuente y/o haciendo la cita o referencia correspondiente en apego a las normas de redacción e investigación.

El usuario no puede publicar, distribuir o realizar emisión o exhibición alguna de este material, sin la autorización correspondiente.

TODOS LOS DERECHOS RESERVADOS. EL USO NO AUTORIZADO DE LOS CONTENIDOS PUBLICADOS EN ESTE SITIO DERIVARA EN EL INICIO DE ACCIONES LEGALES CONTEMPLADAS EN LA LEY DE DERECHOS DE AUTOR.

DEDICATORIA

A mis amados padres, Alejandro Rojas y María Candia,
por su amor infinito, a mi hermano y hermana, amig@s
y todos mis seres queridos, que de una u otra manera,
me han acompañado en mi camino académico,
formación profesional y evolución personal.

CRÉDITOS Y AGRADECIMIENTOS

En primera instancia a la Universidad Mayor de San Andrés, a la Facultad de Ingeniería y a mi querida Carrera de Ingeniería Petrolera por su aporte en el desarrollo integral de mi formación profesional, brindándome valiosas herramientas para contribuir en el progreso del país y del mundo.

A mi tutor de Proyecto de Grado, Ph.D. Ing. Mario Daza Blanco, por su excelente asesoría académica, paciencia y valiosos consejos aportados para el éxito de la presente investigación. También agradezco por su orientación al plantel administrativo, a la comisión revisora encargada de guiar y evaluar el presente proyecto y a todo el plantel docente por su sabiduría compartida.

Al personal de la Dirección de Observación Energética Regulatoria (DOER) y la Dirección de Planificación y Estadística (DPE) de la Agencia Nacional de Hidrocarburos (ANH) por todas sus enseñanzas respecto a la Industria de Hidrocarburos.

A mi familia, principalmente a mis amados padres, Alejandro Rojas y María Candia, les agradezco infinitamente por su amor incondicional y por ser mi mayor inspiración y fortaleza para alcanzar mis metas, gracias por creer en mí. Agradezco también a mis queridos hermanos Lucio y Norberta, por su excepcional apoyo, comprensión y aliento.

A mi familia de amigos y amigas, con quienes esta etapa de vida universitaria fue única, genial e inolvidable sin duda alguna.

Así como a cada persona que conocí durante el transcurso de mi formación profesional, crecimiento personal, evolución intelectual, emocional y social; valorando las enseñanzas, experiencias y lecciones de vida compartidas a lo largo de estos años.

ÍNDICE DE CONTENIDO

RESUMEN.....	1
SUMMARY	2
CAPÍTULO 1 - GENERALIDADES	3
1.1. INTRODUCCIÓN.....	3
1.2. ANTECEDENTES.....	4
1.3. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	8
1.3.1. Identificación del Problema.....	9
1.3.2. Formulación del problema.....	11
1.4. OBJETIVOS.....	11
1.4.1. Objetivo General.....	11
1.4.2. Objetivos Específicos	11
1.5. JUSTIFICACIÓN DEL PROYECTO.....	12
1.5.1. Justificación Técnica	12
1.5.2. Justificación Económica	13
1.5.3. Justificación Social	13
1.5.4. Justificación Ambiental	14
1.6. ALCANCE.....	14
1.6.1. Alcance Temático	14
1.6.2. Alcance Geográfico	15
1.6.3. Alcance Temporal.....	15
CAPÍTULO 2 - MARCO TEÓRICO.....	16
2.1. GENERALIDADES DEL GAS NATURAL.....	16
2.1.1. Composición del Gas Natural.....	16

2.1.2.	Clasificación del Gas Natural	17
2.1.3.	Comportamiento de la Fase del Gas Natural	18
2.2.	LÍQUIDOS DEL GAS NATURAL (LGN)	19
2.3.	CONTENIDO LÍQUIDO DEL GAS NATURAL (GPM).....	20
2.4.	PROCESOS DE RECUPERACIÓN DE LÍQUIDOS.....	21
2.4.1.	Punto de Rocío de Hidrocarburos con Enfriamiento Joule-Thompson	21
2.4.2.	Punto de Rocío de Hidrocarburos mediante Refrigeración con Propano ...	23
2.4.3.	Procesos de Recuperación de LGN con Turboexpansor	24
2.5.	PROCESOS MODERNOS DE RECUPERACIÓN DE LGN.....	26
2.5.1.	Proceso de Reflujo de Doble Columna	26
2.5.2.	Proceso de Subenfriamiento de Gas (GSP)	28
2.5.3.	Proceso de Reciclaje por encima de la Cabeza de una Sola Columna de Ortloff (SCORE)	29
2.5.4.	Reciclado de Gas Residual	30
2.6.	SELECCIÓN DEL PROCESO DE RECUPERACIÓN DE LGN.....	31
2.7.	DESARROLLO DE TECNOLOGÍA DE RECUPERACIÓN DE LGN.....	32
2.8.	CONSIDERACIONES DE DISEÑO DE LA UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE LGN	32
2.9.	PROBLEMAS OPERATIVOS DE LA UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE LGN	32
2.10.	PROCESO RSV DE ORTLOFF	34
2.10.1.	Aplicaciones	34
2.10.2.	Materias Primas y Productos	35
2.10.3.	Experiencia	36
2.11.	PROCESO RSV CONVENCIONAL	36
2.12.	PROCESOS RSV MEJORADOS	38

2.12.1. Proceso RSV2 Modernizado	38
2.12.2. Proceso RSVG.....	40
2.12.3. Proceso RSVF	41
2.12.4. Proceso SRCR	42
2.12.5. Proceso RSVPP	43
2.12.6. Proceso RSVPE	44
2.12.7. Proceso RSVPM.....	44
2.13. FRACCIONAMIENTO DE LGN.....	45
2.14. CICLOS DE DE REFRIGERACIÓN	46
2.15. BALANCE DE MATERIA	47
2.16. BALANCE DE ENERGÍA	47
CAPÍTULO 3 - OPERATIVIDAD DE LA PSLCV	49
3.1. LOCALIZACIÓN GEOGRÁFICA	49
3.2. BASES DEL DISEÑO	50
3.2.1. Capacidad	51
3.2.2. Condiciones de Entrada	51
3.2.3. Condiciones de los Productos.....	52
3.3. DESCRIPCIÓN DE LOS PROCESOS EN PSLCV	54
3.3.1. Entrada de Planta	55
3.3.2. Unidad de Filtrado y Deshidratación del Gas de Alimentación	56
3.3.3. Sistema de Regeneración de Deshidratadores	59
3.3.4. Unidades Criogénicas.....	59
3.3.5. Fraccionamiento	67
3.3.6. Unidad de Compresión de Gas Residual	76
3.3.7. Salida de Planta	78

3.3.8.	Almacenaje y Envío de Producción.....	79
3.3.9.	Sistemas Auxiliares	83
	CAPÍTULO 4 - MARCO PRÁCTICO	84
4.1.	METODOLOGÍA	84
4.1.1.	Características del Gas de Alimentación	84
4.1.2.	BM&E en las Unidades Criogénicas	88
4.1.3.	Mejora del Proceso RSV	94
4.1.4.	BM&E en la Zona de Fraccionamiento	96
4.1.5.	Capacidad de Producción	99
4.2.	DIAGNÓSTICO.....	99
4.2.1.	Modo Rechazo de Etano con RSV Convencional	99
4.2.2.	Modo Recuperación de Etano con RSV Convencional.....	116
4.2.3.	Producción Total con el Proceso RSV Convencional	136
4.3.	SITUACIÓN ACTUAL	146
4.3.1.	Registro de Producción de la PSLCV con RSV de Ortloff	146
4.3.2.	Exportación e Importación	150
4.4.	ANÁLISIS TÉCNICO DE ADECUACIÓN Y MEJORA DEL PROCESO RSV EN PSLCV	152
4.4.1.	Modo Rechazo de Etano con RSVPP.....	152
4.4.2.	Modo Recuperación de Etano con RSVPP.....	168
4.4.3.	Potencia del Compresor.....	187
4.5.	SIMULACIÓN DE RSVPP EN HYSYS.....	188
4.5.1.	Parámetros de Alimentación.....	188
4.5.2.	Paquete Termodinámico	189
4.5.3.	Equipos Principales	190

4.5.4.	Resultados de la Simulación.....	195
4.5.5.	Esquema de Simulación RSVPP	195
4.6.	PRODUCTOS OBTENIDOS CON EL PROCESO RSVPP	197
4.6.1.	Productos Obtenidos Modo Rechazo de Etano	197
4.6.2.	Productos Obtenidos Modo Recuperación de Etano	202
4.6.3.	Producción Óptima con RSVPP.....	207
4.6.4.	Producción Caso Turndown con RSVPP	208
4.7.	ANÁLISIS DE RESULTADOS	210
4.7.1.	Producción Óptima con los Procesos RSV y RSVPP	210
4.7.2.	Producción Caso Turndown con los Procesos RSV y RSVPP.....	212
4.7.3.	Comparación de Resultados de BM&E y HYSYS.....	214
4.7.4.	Eficiencia de Recuperación de LGN	215
4.7.5.	Incremento de la Producción	216
	CAPÍTULO 5 - EVALUACIÓN ECONÓMICA	220
5.1.	ANÁLISIS DE INVERSIONES	220
5.2.	COSTOS TOTALES.....	224
5.3.	INGRESOS	225
5.4.	FLUJO DE CAJA.....	226
5.5.	VALOR ACTUAL NETO (VAN).....	229
5.6.	TASA INTERNA DE RETORNO (TIR).....	230
5.7.	TIEMPO DE RETORNO (PAYBACK)	231
5.8.	FACTIBILIDAD	231
	CAPÍTULO 6 - CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	232
6.1.	CONCLUSIONES.....	232
6.2.	RECOMENDACIONES	233

BIBLIOGRAFÍA.....	235
ANEXOS.....	238

INDICE DE FIGURAS

Figura 1.1. Diagrama Causa-Efecto	9
Figura 2.1. Diagrama de Fases de Gas Natural	18
Figura 2.2. Determinación del Punto de Rocío de Hidrocarburos mediante el Proceso J-T 22	
Figura 2.3. Punto de Rocío de Hidrocarburos mediante Refrigeración con Propano	23
Figura 2.4. Configuración Típica de Expansor-Compresor	24
Figura 2.5. Diagrama de Flujo de Proceso del Primer Proceso de Recuperación de LGN con Turboexpansor.....	25
Figura 2.6. Proceso de Reflujo de Doble Columna	26
Figura 2.7. Unidad de Reflujo de Doble Columna.....	27
Figura 2.8. Esquema GPS.....	28
Figura 2.9. Proceso SCORE de Ortloff	29
Figura 2.10. Reciclaje de Gases Residuales para una Alta Recuperación de Etano.....	30
Figura 2.11. Aplicaciones Típicas del Proceso RSV	35
Figura 2.12. Modos de Operación del Proceso RSV	35
Figura 2.13. Esquema del Proceso RSV de Ortloff.....	36
Figura 2.14. Esquema del Proceso RSV para la Recuperación de Etano	37
Figura 2.15. Aplicaciones Típicas del Proceso RSV2.....	39
Figura 2.16. Esquema del Proceso RSV2.....	40
Figura 2.17. Esquema del Proceso RSVG para la Recuperación de Etano	41
Figura 2.18. Esquema del Proceso RSVF para la Recuperación de Etano.....	42
Figura 2.19. Esquema del Proceso SRCR para la Recuperación de Etano	42
Figura 2.20. Esquema del Proceso RSVPP	43
Figura 2.21. Esquema del Proceso RSVPE	44
Figura 2.22. Esquema del Proceso RSVPM.....	45
Figura 2.23. Diagrama Esquemático Típico del flujo de Fraccionamiento de LGN.....	46
Figura 3.1. Localización Geográfica de la PSLCV	49
Figura 3.2. Imagen Satelital de la PSLCV	50
Figura 3.3. Casos de Simulación de la Operatividad de PSLCV	51
Figura 3.4. Condiciones de Entrada a PSLCV	52
Figura 3.5. Productos de PSLCV	52

Figura 3.6. Especificaciones de los Productos de PSLCV	53
Figura 3.7. Secciones de la PSLCV	54
Figura 3.8 Entrada de Planta PSLCV	55
Figura 3.9. Ingreso de Gas a Planta	56
Figura 3.10. Unidad de Deshidratación con Tamices Moleculares en PSLCV	57
Figura 3.11. Características de la Unidad de Filtración y Deshidratación de PSLCV	57
Figura 3.12. Diagrama de flujo de la Unidad de Filtrado y Deshidratación de PSLCV	58
Figura 3.13 Unidades Criogénicas de PSLCV	60
Figura 3.14. Equipos de la Unidad Criogénica de PSLCV	60
Figura 3.15. Características de las Unidades Criogénicas de PSLCV	61
Figura 3.16. Gas de Entrada en Modo Recuperación de Etano	62
Figura 3.17. Corrientes del Separador Frío de las Unidades Criogénicas	62
Figura 3.18. Variables de Operación de la Columna Demetanizadora Modo Recuperación de Etano	63
Figura 3.19. Características de la Demetanizadora en Modo Recuperación de Etano	64
Figura 3.20. Gas de Entrada en Modo Rechazo de Etano	65
Figura 3.21. Variables de Operación de la Columna Demetanizadora en Modo Rechazo de Etano	65
Figura 3.22. Características de la Demetanizadora en Modo Rechazo de Etano	66
Figura 3.23. Zona de Fraccionamiento de LGN	67
Figura 3.24. Columna Deetanizadora	68
Figura 3.25. Equipos para la Recuperación de Etano	69
Figura 3.26. Variables de Operación de la Columna Deetanizadora	69
Figura 3.27. Columna Debutanizadora	71
Figura 3.28. Equipos para la Recuperación de GLP	72
Figura 3.29. Variables de Operación de la Columna Debutanizadora	72
Figura 3.30. Columna Deisopentanizadora	73
Figura 3.31. Equipos para la Recuperación de Isopentano y Gasolina	74
Figura 3.32. Variables de Operación de la Columna Deisopentanizadora	75
Figura 3.33. Unidad de Compresión de Gas Residual de la PSLCV	76
Figura 3.34. Equipos de la Unidad de Compresión de Gas Residual	77

Figura 3.35 Características de la Unidad de Compresión de Gas Residual	78
Figura 3.36. Productos que tienen Sistema de Almacenaje.....	79
Figura 3.37. Esfera de GLP	80
Figura 3.38. Esferas de Isopentano.....	81
Figura 3.39 Tanque de Gasolina.....	82
Figura 3.40. Ingreso de Camiones a PSLCV	83
Figura 3.41. Sistemas Auxiliares de PSLCV	83
Figura 4.1. Sistema de Refrigeración con Propano	93
Figura 4.2. Esquema del Tren Criogénico con el Proceso RSV en modo Rechazo de Etano de PSLCV	100
Figura 4.3. Esquema del Tren Criogénico con el Proceso RSV en modo Recuperación de Etano de PSLCV	117
Figura 4.4. Gas Natural de la PSLCV	146
Figura 4.5. Producción Anual de Gas Residual con Etano.....	147
Figura 4.6. Producción Anual de GLP de PSLCV	148
Figura 4.7. Producción de Anual de Isopentano de PSLCV	149
Figura 4.8. Producción Anual de Gasolina Estabilizada	149
Figura 4.9. Producción y Exportación de GLP.....	150
Figura 4.10. Producción y Exportación de Isopentano.....	151
Figura 4.11. Producción e Importación de Gasolina	151
Figura 4.12. Esquema del Tren Criogénico con el Proceso RSVPP en modo Rechazo de Etano.....	153
Figura 4.13. Esquema del Tren Criogénico con el Proceso RSVPP en modo Recuperación de Etano.....	169
Figura 4.14. Componentes de la Corriente de Alimentación para la Simulación	188
Figura 4.15. Composición del Gas de Alimentación para la Simulación.....	188
Figura 4.16. Condiciones de Alimentación para la Simulación	189
Figura 4.17. Paquete Termodinámico.....	190
Figura 4.18. Condiciones del Compresor de Entrada del Proceso RSVPP	190
Figura 4.19. Potencia del Compresor en la Simulación	191
Figura 4.20. Condiciones de E-101 de la Simulación	191

Figura 4.21. Condiciones de E-102 de la Simulación	192
Figura 4.22. Condiciones del Separador Frío de la Simulación	192
Figura 4.23. Condiciones del Expander de la Simulación.....	193
Figura 4.24. Condiciones de la Columna Demetanizadora de la Simulación	193
Figura 4.25. Composición de Gas Residual en la Simulación	194
Figura 4.26. Condiciones de la Columna Deetanizadora de la Simulación	194
Figura 4.27. Composición de la Recuperación de Etano en la Simulación.....	195
Figura 4.28. Esquema de la Simulación de RSVPP	196
Figura 4.29. Incremento de la Producción Diaria de Gas Residual.....	217
Figura 4.30. Incremento de la Producción Diaria de Etano.....	217
Figura 4.31. Incremento de la Producción Diaria de GLP	218
Figura 4.32. Incremento de la Producción Diaria de Isopentano	218
Figura 4.33. Incremento de la Producción Diaria de Gasolina Estabilizada	219

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 2.1. Hidrocarburos Recuperables y Poder Calorífico de LGN.....	20
Tabla 4.1. Composición del Gas de las Plantas de Ajuste del Punto de Rocío	84
Tabla 4.2. Composición del Gas de Alimentación a las Unidades Criogénicas y Cálculo de su Peso Molecular	85
Tabla 4.3. Cálculo de la Riqueza del Gas de Alimentación en GPM.....	86
Tabla 4.4. Caudales de Entrada a PSLCV	87
Tabla 4.5. Equipos del Tren Criogénico.....	88
Tabla 4.6. Componentes Clave para la Demetanizadora.....	89
Tabla 4.7. Propiedades del Gas Natural	91
Tabla 4.8. Datos del Refrigerante Propano.....	94
Tabla 4.9. Componentes Clave para la Deetanizadora.....	97
Tabla 4.10. Componentes Clave para la Debutanizadora.....	97
Tabla 4.11. Componentes Clave para la Deisopentanizadora	98
Tabla 4.12. Flujo de los Componentes del Gas de Alimentación Modo Rechazo de Etano con RSV	102
Tabla 4.13. Condiciones del Gas Residual que sale del Tope de la Demetanizadora en Modo Rechazo de Etano con RSV	104
Tabla 4.14. Condiciones del Gas Residual Reciclado en Modo Rechazo de Etano con RSV	106
Tabla 4.15. Condiciones del Gas de Alimentación en Modo Rechazo de Etano con RSV	107
Tabla 4.16. Balance de Materia en la Columna Demetanizadora en Modo Rechazo de Etano con RSV	110
Tabla 4.17. Balance de Materia en la Columna Debutanizadora en Modo Rechazo de Etano con RSV	114
Tabla 4.18. Balance de Materia en la Columna Deisopentanizadora en Modo Rechazo de Etano con RSV	116
Tabla 4.19. Flujo de los Componentes del Gas de Alimentación en Modo Recuperación de Etano con RSV	118
Tabla 4.20. Condiciones del Gas Residual que sale del Tope de la Demetanizadora en Modo Recuperación de Etano con RSV.....	120

Tabla 4.21. Datos del Refrigerante Propano para Entalpías Específicas.....	121
Tabla 4.22. Condiciones del Gas Residual en Modo Recuperación de Etano con RSV	123
Tabla 4.23. Condiciones del Gas de Alimentación en Modo Recuperación de Etano con RSV	124
Tabla 4.24. Balance de Materia en las Unidades Criogénicas que acompañan la Columna Demetanizadora en Modo Recuperación de Etano con RSV	128
Tabla 4.25 Balance de Materia en la Columna Deetanizadora en Modo Recuperación de Etano con RSV	130
Tabla 4.26. Balance de Materia en la Columna Debutanizadora en Modo Recuperación de Etano con RSV	133
Tabla 4.27. Balance de Materia en la Columna Deisopentanizadora en Modo Recuperación de Etano con RSV	135
Tabla 4.28. Productos con el Proceso RSV en Ambos Modos de Operación	136
Tabla 4.29. Peso Molecular Promedio del GLP en Modo Rechazo de Etano con RSV	137
Tabla 4.30. Peso Molecular Promedio del Isopentano en Modo Rechazo de Etano con RSV	138
Tabla 4.31. Cálculo del Flujo Volumétrico del Isopentano en Modo Rechazo de Etano con RSV	138
Tabla 4.32. Peso Molecular Promedio de la Gasolina Estabilizada en Modo Rechazo de Etano con RSV	139
Tabla 4.33. Cálculo del Flujo Volumétrico de la Gasolina Estabilizada en Modo Rechazo de Etano con RSV	140
Tabla 4.34. Peso Molecular Promedio del Etano en Modo Recuperación de Etano con RSV	141
Tabla 4.35. Peso Molecular Promedio del GLP en Modo Recuperación de Etano con RSV	142
Tabla 4.36. Peso Molecular Promedio del Isopentano en Modo Recuperación de Etano con RSV	143
Tabla 4.37. Cálculo del Flujo Volumétrico del Isopentano en Modo Recuperación de Etano con RSV	143

Tabla 4.38. Peso Molecular Promedio de la Gasolina Estabilizada en Modo Recuperación de Etano con RSV	144
Tabla 4.39. Cálculo del Flujo Volumétrico de la Gasolina Estabilizada en Modo Recuperación de Etano con RSV	144
Tabla 4.40. Productos con el Proceso RSV en Ambos Modos de Operación en Unidades Comerciales	145
Tabla 4.41. Registro de los Flujos Volumétricos en MMSCFA del Gas Natural de la PSLCV	146
Tabla 4.42. Producción Diaria Actual de la PSLCV	150
Tabla 4.43. Flujo de los Componentes del Gas de Alimentación en Modo Rechazo de Etano con RSVPP	154
Tabla 4.44. Condiciones del Gas Residual que sale del Tope de la Demetanizadora en Modo Rechazo de Etano con RSVPP	156
Tabla 4.45. Condiciones del Gas Residual Reciclado con el Proceso RSVPP	158
Tabla 4.46. Condiciones del Gas de Alimentación en Modo Rechazo de Etano con RSVPP	159
Tabla 4.47. Balance de Materia en la Columna Demetanizadora en Modo Rechazo de Etano con RSVPP	163
Tabla 4.48. Balance de Materia en la Columna Debutanizadora en Modo Rechazo de Etano con RSVPP	166
Tabla 4.49. Balance de Materia en la Columna Deisopentanizadora en Modo Rechazo de Etano con RSVPP	168
Tabla 4.50. Flujo de los Componentes del Gas de Alimentación en Modo Recuperación de Etano con RSVPP	170
Tabla 4.51. Condiciones del Gas Residual que sale del Tope de la Demetanizadora con el Proceso RSVPP	172
Tabla 4.52. Datos del Refrigerante Propano para Entalpías Específicas para RSVPP	173
Tabla 4.53. Condiciones del Gas Residual en Modo Recuperación de Etano con RSVPP	175
Tabla 4.54. Condiciones del Gas de Alimentación	176
Tabla 4.55. Balance de Materia en las Unidades Criogénicas que acompañan la Columna Demetanizadora en Modo Recuperación de Etano con RSVPP	180

Tabla 4.56. Balance de Materia en la Columna Deetanizadora en Modo Recuperación de Etano con RSVPP.....	182
Tabla 4.57. Balance de Materia en la Columna Debutanizadora en Modo Recuperación de Etano con RSVPP.....	184
Tabla 4.58. Balance de Materia en la Columna Deisopentanizadora en Modo Recuperación de Etano con RSVPP.....	186
Tabla 4.59. Resultados de la Simulación RSVPP	195
Tabla 4.60. Productos Obtenidos del BM&E.....	197
Tabla 4.61. Valor Calorífico del Gas Residual en Modo Rechazo de Etano con RSVPP .	198
Tabla 4.62. Peso Molecular Promedio del GLP en Modo Rechazo de Etano con RSVPP	199
Tabla 4.63. Peso Molecular Promedio del Isopentano en Modo Rechazo de Etano con RSVPP.....	200
Tabla 4.64. Cálculo del Flujo Volumétrico del Isopentano en Modo Rechazo de Etano con RSVPP.....	200
Tabla 4.65. Peso Molecular Promedio de la Gasolina Estabilizada en Modo Rechazo de Etano con RSVPP.....	201
Tabla 4.66. Cálculo del Flujo Volumétrico de la Gasolina Estabilizada en Modo Rechazo de Etano con RSVPP.....	201
Tabla 4.67. Valor Calorífico del Gas Residual en Modo Recuperación de Etano con RSVPP	203
Tabla 4.68. Peso Molecular Promedio del Etano en Modo Recuperación de Etano con RSVPP.....	203
Tabla 4.69. Peso Molecular Promedio del GLP en Modo Recuperación de Etano con RSVPP.....	204
Tabla 4.70. Peso Molecular Promedio del Isopentano en Modo Recuperación de Etano con RSVPP.....	205
Tabla 4.71. Cálculo del Flujo Volumétrico del Isopentano en Modo Recuperación de Etano con RSVPP	205
Tabla 4.72. Peso Molecular Promedio de la Gasolina Estabilizada en Modo Recuperación de Etano con RSVPP.....	206

Tabla 4.73. Cálculo del Flujo Volumétrico de la Gasolina Estabilizada en Modo Recuperación de Etano con RSVPP	207
Tabla 4.74. Producción Diaria Óptima con RSVPP	207
Tabla 4.75. Producción Anual Óptima con RVSPP	208
Tabla 4.76. Producción Anual Óptima con RSVPP en Unidades Comerciales	208
Tabla 4.77. Producción Caso Turndown con RVSPP en Flujo Molar	209
Tabla 4.78. Producción Diaria Caso Turndown con RSVPP	209
Tabla 4.79. Producción Anual Caso Turndown con RSVPP	209
Tabla 4.80. Producción Anual Óptima con RSVPP en Unidades Comerciales	210
Tabla 4.81. Productos Obtenidos del BM&E	210
Tabla 4.82. Producción Diaria en Flujo Volumétrico y Másico	211
Tabla 4.83. Producción Anual en Flujo Volumétrico y Másico	212
Tabla 4.84. Producción Óptima con RSV y RSVPP en Unidades Comerciales	212
Tabla 4.85. Producción Caso Turndown en Flujo Molar	213
Tabla 4.86. Producción Caso Turndown Diaria en Flujo Volumétrico y Másico	213
Tabla 4.87. Producción Caso Turndown Anual en Flujo Volumétrico y Másico	214
Tabla 4.88. Producción Caso Turndown con RSV y RSVPP en Unidades Comerciales...	214
Tabla 4.89. Comparación de Resultados del Proceso RSVPP	214
Tabla 4.90. Eficiencia de Recuperación de LGN	215
Tabla 4.91. Incremento de la Producción Diaria expresados en Flujos Volumétricos y Másicos.....	216
Tabla 5.1. Costos para la Compra de Equipos.....	220
Tabla 5.2. Análisis de Inversión de Equipos	220
Tabla 5.3. Activos Fijos en Modo Rechazo de Etano	221
Tabla 5.4. Activos Fijos en Modo Recuperación de Etano	221
Tabla 5.5. Depreciación de los Activos Fijos en Modo Rechazo de Etano.....	221
Tabla 5.6. Depreciación de los Activos Fijos en Modo Recuperación de Etano	221
Tabla 5.7. Activos Intangibles.....	222
Tabla 5.8. Amortización de los Activos Intangibles	222
Tabla 5.9. Costo Laboral Mensual.....	222
Tabla 5.10. Costo Laboral Anual.....	223

Tabla 5.11. Capital de Trabajo en Modo Rechazo de Etano	223
Tabla 5.12. Capital de Trabajo en Modo Recuperación de Etano	223
Tabla 5.13. Inversión Total en Modo Rechazo de Etano	224
Tabla 5.14. Inversión Total en Modo Recuperación de Etano	224
Tabla 5.15. Costos Fijos en Modo Rechazo de Etano	224
Tabla 5.16. Costos Fijos en Modo Recuperación de Etano	225
Tabla 5.17. Costos Variables.....	225
Tabla 5.18 Precios de Productos.....	225
Tabla 5.19 Producción con el Proceso RSVPP destinada a Ventas	226
Tabla 5.20. Ingresos según el Modo de Operación	226
Tabla 5.21. Flujo de Caja en Modo Rechazo de Etano	227
Tabla 5.22. Flujo de Caja en Modo Recuperación de Etano	228
Tabla 5.23. Diferencias en la Evaluación Económica entre ambos Modos de Operación .	231

ÍNDICE DE ANEXOS

Anexo 1. Ficha Técnica de la Planta de Separación de Líquidos Carlos Villegas (PSLCV)	238
Anexo 2. Maqueta de la PSLCV	239
Anexo 3. Certificado de Calidad del GLP	240
Anexo 4. Certificado de Calidad de Gasolina Rica en Isopentano.....	241
Anexo 5. Certificado de Calidad de Gasolina Estabilizada.....	242
Anexo 6. Entrada de la Planta de Separación de Líquidos de Carlos Villegas (PSLCV) ..	243
Anexo 7. Visita a la Planta Separadora de Líquidos Carlos Villegas (PSLCV)	244

SIMBOLOGÍA Y ABREVIATURAS

GN = Gas Natural

LGN = Líquidos del Gas Natural.

PSLCV = Planta Separadora de Líquidos Carlos Villegas.

RSV = Reciclaje de Vapor Dividido (Recycle Split Vapor).

RSVPP = RSV con refrigeración y prepresurización por propano (RSV with propane refrigeration and pre-pressurization).

RSVPE = RSV con refrigeración combinada de propano y etileno (RSV with propane and ethylene combined refrigeration).

RSVPM = RSV con refrigeración por propano y refrigerante mixto (RSV with propane and mixed refrigerant refrigeration).

GSP = Proceso de subenfriamiento por gas (Gas sub-cooled Process).

CRR = Reflujo de residuos en frío (Cold Residue Reflux).

RSVG = RSV con un método de preenfriamiento dividido y una torre de absorción (RSV with a split pre-cooling method and an absorption tower).

RSVF = RSV con separador flash (RSV with flash separator).

SRCR = es RSV con proceso de rectificación suplementaria con compresión o (supplemental rectification with compression).

ISS = Turboexpansor Original.

IPSI = Corriente de producto inicial (Initial Product Stream).

HPA = Absorbedor de alta presión (high-pressure absorber).

SCORE = Reciclaje encima de la cabeza de una Sola Columna de Ortloff (single-column overhead recycle process)

GPM = Galones por mil pies cúbicos.

GIJA = Gasoducto de Integración Juana Azurduy

BM&E = Balance de Materia y Energía.

Ec = Ecuación.

TMD y TMA = Toneladas métricas por día y Toneladas métricas por año.

BPD y BPA = Barriles por día y Barriles por año.

VAN = Valor Actual Neto

TIR = Tasa Interna de Retorno

RESUMEN

Mediante el proyecto se efectuó el análisis técnico de adecuación y mejoramiento del proceso de Reciclaje de Vapor Dividido (RSV) en la operatividad de la Planta Separadora de Líquidos Carlos Villegas, a través del diagnóstico de sus limitaciones y comparación de los modos de operación para que las unidades criogénicas incrementen la eficiencia de recuperación de licuables, estableciendo criterios para la obtención de los productos de la planta e incluyendo la evaluación económica.

La metodología, basada en un enfoque cuantitativo y comparativo, consistió en seleccionar una de las tecnologías RSV mejoradas, encontrando que el proceso RSV con prepresurización y refrigeración por propano (RSVPP) se adecúa de la forma más versátil a las características y necesidades de la planta, debido a que la adición de un compresor de entrada permite que el gas de alimentación ingrese a alta presión hacia los intercambiadores de calor reduciendo el calor latente de condensación.

Los resultados obtenidos con los balances de materia y energía juntamente con la simulación en el software Aspen Hysys indicaron que el proceso RSVPP mejora la recuperación de líquidos del gas natural (LGN) desde un 35% y 55% hasta un 64% y 87% en modo rechazo y recuperación de etano respectivamente, incrementando la producción de GLP, isopentano y gasolina estabilizada. Los indicadores financieros alcanzan valores positivos para el VAN, TIR del 90% y 54%, donde el periodo de retorno de la inversión oscila entre 3 a 4 años fortaleciendo la factibilidad del proyecto.

Palabras Clave: Recuperación de LGN, Proceso RSV, Operatividad.

SUMMARY

The project carried out a technical analysis of the adequacy and improvement of the Recycle Split Vapor (RSV) process in the operability of the Liquid Separation Plant Carlos Villegas, through the diagnosis of its limitations and comparison of the operating modes so that the cryogenic units increase the efficiency of liquefiable recovery, establishing criteria for obtaining the products of the plant and including the economic evaluation.

The methodology, based on a quantitative and comparative approach, consisted of selecting one of the improved RSV technologies, finding that the RSV process with prepressurization and propane refrigeration (RSVPP) is the most versatile in its adaptation to the characteristics and needs of the plant, because the addition of an inlet compressor allows the feed gas to enter at high pressure towards the heat exchangers, reducing the latent heat of condensation.

The results obtained from the material and energy balances together with the simulation in the Aspen Hysys software indicated that the RSVPP process improves the natural gas liquids (NGL) recovery from 35% and 55% to 64% and 87% in rejection mode and ethane recovery respectively, increasing the production of LPG, isopentane and stabilized gasoline. The financial indicators reach positive values for the FNPV, IRR of 90% and 54%, where the payback ranges between 3 to 4 years, strengthening the feasibility of the project.

Keywords: NGL Recovery, RSV Process, Operability.

CAPÍTULO 1 - GENERALIDADES

1.1. INTRODUCCIÓN

La industria de Hidrocarburos se divide en tres sectores: Upstream, que abarca desde la exploración y explotación hasta la producción; Midstream, encargado del transporte y almacenaje y el sector el Downstream que está comprendido por todas las actividades relacionadas a la industrialización de las materias primas hasta la obtención de productos y su comercialización. Especialmente en Bolivia, el procesamiento del gas natural es un pilar fundamental dentro de este último sector, incluyendo la recuperación de los líquidos del gas natural (LGN).

Entre las plantas más importantes del país, se encuentra la Planta de Separación de Líquidos Carlos Villegas (PSLCV), también conocida como Planta Gran Chaco, que cumple un rol esencial en la recuperación de LGN, entre sus secciones principales se encuentran las Unidades Criogénicas que utilizan la tecnología del proceso de Reciclaje de Vapor Dividido, también denominado proceso RSV por sus siglas en inglés Recycle Split Vapor, licenciado por la Empresa Americana Ortloff. El proceso RSV permite que la planta cuente con un esquema de operación flexible entre modo recuperación y rechazo de etano.

Los productos de la PSLCV son: Gas Residual, Etano (en modo de recuperación de etano), Gas Licuado de Petróleo (GLP), Isopentano y Gasolina estabilizada. No obstante, la PSLCV, así como su operatividad, necesitan mejorar su eficiencia porque la planta únicamente ha operado en modo rechazo de etano debido a que este componente se incluye en el gas residual destinado a exportación; sin embargo, es importante tomar en cuenta las repercusiones de la finalización del contrato de venta del gas residual y hacer una evaluación de los productos a obtenerse, porque son productos regulados y deben cumplir con las especificaciones de calidad establecidas por la normativa vigente, además de maximizar los volúmenes de producción para satisfacer la demanda buscando también incrementar los ingresos económicos para el país al recuperar los hidrocarburos licuables del gas natural y por ello se debe abastecer a los consumidores.

Existen estudios relacionados a la optimización de procesos de recuperación de LGN que pueden aplicarse para la maximización de utilidades de planta relacionados a análisis técnico-económicos de los procesos potenciales de recuperación de LGN se han orientado a las

variaciones en las composiciones de la alimentación, y comparación integral de procesos RSV mejorados para tratar gases de alimentación no convencionales en condiciones especiales. La aplicación de tecnologías RSV mejoradas que se han desarrollado en los últimos años, ha tenido el propósito de establecer los parámetros de optimización relacionados a la separación de LGN, donde la metodología se basa en realizar un diagnóstico de la operatividad la eficiencia y rentabilidad de la planta.

1.2. ANTECEDENTES

Para comenzar a indagar sobre las posibles adecuaciones y mejoras en las diferentes unidades de procesamiento del Gas Natural, se puede mencionar que se ha optado por el estudio del desarrollo de proyectos de rediseño y optimización. Para ello, ha sido necesario reconocer que existe información preliminar que permite establecer un punto de partida, de tal forma en este apartado se recopilan estudios, análisis y hallazgos que han construido el acervo que se tiene sobre la temática propuesta para este proyecto de investigación.

En este sentido, en los Emiratos Árabes Unidos, Chebbi et al. (2010) estudiaron la recuperación óptima de etano en el proceso de turboexpansión convencional considerando diferentes presiones del desmetanizador y diferentes alimentaciones evaluando la recuperación máxima posible para cada valor de la presión del desmetanizador y el sistema de refrigeración mediante modelos de simulación en Aspen Hysys. En los resultados se descubre que la recuperación se ve afectada negativamente a presiones más altas del desmetanizador; además, un sistema de control es capaz de adaptarse a los cambios necesarios en las variables de diseño (incluida la presión del desmetanizador) para la optimización, junto con un proceso flexible que abarque los posibles cambios requeridos en términos de recuperación de refrigeración a medida que cambia la presión del desmetanizador.

En Iran, Mehrpooya et al. (2010) desarrollaron la presentación de una nueva configuración de proceso integrado de recuperación de LGN con un sistema de autorrefrigeración (ciclo abierto-cerrado) con un requisito mínimo de energía, con el fin de analizar la necesidad de refrigeración externa mediante un ciclo cerrado o abierto que esté relacionado con la composición del gas de entrada, mediante Aspen Hysys se diseña una configuración con refrigeración externa de manera que sea similar a la configuración propuesta en la sección de separación, donde el alto rendimiento de los intercambiadores de calor de corrientes múltiples, los altos niveles de recuperación de los líquidos de hidrocarburos y la baja

potencia de compresión requerida (en la sección de refrigeración interna) son tres de las características más importantes de la configuración propuesta. Se evaluaron los efectos del caudal y la presión del auto-refrigerante mixto en el rendimiento del proceso. Asimismo, se realizaron pruebas con varios valores para la composición de la alimentación y los resultados mostraron que el proceso puede funcionar de manera eficiente con diferentes alimentaciones. Los resultados reflejaron que con esta configuración se pueden lograr altas recuperaciones de líquido encima del 90%.

En Malasia, Getu et al. (2013) realizaron un análisis técnico-económico de los procesos potenciales de recuperación de líquidos de gas natural (LGN) bajo variaciones en las composiciones de la alimentación, llevando a cabo un estudio de simulación para comparar procesos representativos de recuperación de LGN considerando una variedad de composiciones de alimentación clasificadas como pobres y ricas. Se analizaron esquemas tales como el Proceso de subenfriamiento por gas (GSP), Reflujo de residuos en frío (CRR) y Reciclaje de Vapor Dividido (RSV) se centran en la mejora en la parte superior de la columna desmetanizadora. Adicionalmente los esquemas de corriente de producto inicial IPSI-1 e IPSI-2 se centran en la parte inferior de la columna desmetanizadora. Todos los esquemas de proceso se construyeron utilizando Aspen HYSYS con un conjunto común de criterios operativos. Posteriormente, se ha evaluado el efecto de la variación de la composición de la alimentación y su impacto en el análisis económico para los diferentes esquemas de proceso. El proceso de turboexpansión inicial (ISS), así como los procesos GSP, CRR y RSV generalmente requieren más refrigeración para las alimentaciones ricas que para las pobres. Las alimentaciones pobres dan un menor rendimiento del rehervidor que las ricas. El esquema de proceso RSV muestra un consumo de energía de recompresión excepcionalmente mayor en comparación con los otros esquemas de proceso (ISS, GSP, CRR, IPSI-1 e IPSI-2). El esquema de proceso RSV muestra un costo anual totalizado y un tiempo de recuperación más altos en comparación con todos los demás esquemas de proceso.

En los Emiratos Árabes Unidos, Kherbeck & Chebbi (2015) también realizaron un estudio orientado a la optimización de la recuperación de etano en procesos de turboexpansión, con la finalidad de evaluar los procesos CRR y GPS mediante simulaciones en Aspen Hysys. Donde se ha descubierto que la adición de un segundo separador frío, que funciona a menor temperatura, en el GSP conduce a una mayor o menor recuperación según el contenido de LGN

del gas de alimentación y la presión del desmetanizador. El GSP también se compara con el proceso de turboexpansor convencional. La optimización muestra que agregar más equipos o incluso la división del flujo puede conducir a una menor recuperación de etano. Por otro lado, el proceso CRR es la opción más viable para la baja presión del desmetanizador con una recuperación de etano del 99,9% para el gas pobre considerado. Sin embargo, agregar más complejidad al proceso puede conducir a una menor recuperación de etano.

En la República de Corea, Jin & Lim (2018) desarrollaron un estudio orientado a la evaluación económica de esquemas de procesos de recuperación de LGN para composiciones de alimentación pobre, se comparó el desempeño económico de varios esquemas de recuperación de LGN teniendo en cuenta que los esquemas ISS e IPSI son procesos típicos en la recuperación de LGN, especialmente en los campos normales y ricos, mientras que los esquemas de columna de depuración y separador HHC tienen ventajas para las alimentaciones pobres. Todos los esquemas fueron construidos por el software de simulación Hysys y optimizados utilizando un algoritmo. El análisis de rentabilidad indica que la ganancia bruta y el tiempo de pago dan una tendencia similar en comparación con los estudios anteriores; sin embargo, los resultados dan resultados diferentes cuando se considera el costo anualizado total, especialmente en términos de condición de alimentación pobre. Los resultados muestran que el esquema de columna de depuración muestra el mejor desempeño económico en comparación con otros esquemas bajo composiciones de alimentación pobre (valor de GPM inferior a 2,3).

En China, Hu et al. (2019) llevaron a cabo un estudio de la optimización y análisis exergético de procesos de recuperación de líquidos de gas natural para la maximización de utilidades de planta, con el objetivo de maximizar las ganancias de las plantas de recuperación de líquido de gas natural. Por ello, se compararon sistemáticamente tres procesos de expansión, conocidos como SCORE, HPA y entre ellos el proceso RSV, antes de seleccionar uno para la planta de recuperación de LGN. Para mejorar el rendimiento de una planta existente, se compararon y analizaron los tres esquemas de proceso con Aspen Hysys. Los resultados reflejaron que un absorbedor de alta presión (HPA) funcionó mejor debido al compresor agregado y a una utilización más razonable de la energía fría. El HPA se optimizó aún más estableciendo una función objetivo e identificando y ajustando las variables principales sobre la base de un nuevo algoritmo de optimización. Aumentar la presión de entrada y la eficiencia

adiabática de los compresores también son formas efectivas de reducir la irreversibilidad del proceso, recomendando también agregar refrigeración externa en la optimización posterior.

También en China, Zhang et al. (2020) realizó una comparación integral de procesos mejorados de reciclaje vapor dividido para la recuperación de etano para estudiar mejoras del proceso RSV para tratar gases de alimentación no convencionales en condiciones especiales, mediante la evaluación de tres procesos mejorados: RSV con refrigeración y prepresurización por propano (RSVPP), RSV con refrigeración combinada de propano y etileno (RSVPE) y RSV con refrigeración por propano y refrigerante mixto (RSVPM); en términos de economía, consumo de energía y exergía. Para este estudio se utilizó los Softwares Aspen Process Economic Analyzer y Aspen Hysys. Los resultados obtenidos establecen que el RSVPP, que utiliza sólo prepresurización para compensar la capacidad de enfriamiento insuficiente del sistema, tiene los mejores beneficios económicos entre los tres procesos mejorados debido a su estructura de proceso simple. Además, mediante el análisis del consumo de energía de los procesos RSV mejorados, se encuentra que el RSVPM tiene el consumo de energía unitario más bajo, seguido por el RSVPP y RSVPE. En la evaluación de exergía de los procesos RSV mejorados, se encontró que, entre los tres procesos, el RSVPE tiene la mayor destrucción total de exergía y el RSVPM tiene la más pequeña. La eficiencia exergética del RSVPP es la más baja entre los tres procesos, solo 16,05%, mientras que las eficiencias exergéticas del RSVPE y RSVPM son superiores al 30%.

Asimismo, en China; Jiang & Li (2021) realizaron una comparación económica y termodinámica de procesos mejorados de vapor dividido de reciclaje para la recuperación de etano bajo diferentes composiciones de alimentación ricas. Se evaluaron tres procesos RSV mejorados: el primero con un método de preenfriamiento dividido y una torre de absorción (RSVG), el otro con separador flash (RSVF) y un proceso con rectificación suplementaria con compresión (SRCRC). Se emplearon las herramientas de Aspen HYSYS y Aspen EDR para el diseño de equipos. Los resultados mostraron que el proceso SRCR tiene un costo de inversión relativamente alto debido al equipo compresor recientemente agregado. Adicionalmente, los costos de inversión de los procesos RSVG y RSVF no son muy diferentes. Por otro lado, los tres procesos mejorados RSVG, RSVF y SRCR enriquecen el contenido de metano de la corriente de alimentación en la parte superior del desmetanizador al agregar la torre de absorción, el separador flash y el compresor del desmetanizador, y estas mejoras reducen el

volumen de retorno de gas residual. Sin embargo, el proceso RSVF mejorado con el separador flash recientemente agregado tiene los costos más bajos, un efecto de separación de múltiples etapas significativo y costos operativos más bajos; por ello sus propiedades económicas y termodinámicas son significativamente mejores que las de los otros dos procesos mejorados.

1.3. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

A nivel mundial, el consumo de los productos derivados del Gas Natural crece y continuará creciendo a medida del incremento de la población, así como del desarrollo del Sector Downstream en la Industria de Hidrocarburos que son las bases principales para el desarrollo de proyectos a gran escala. Por consiguiente, las plantas de procesamiento de Gas Natural tienen la obligación de cubrir la demanda dando cumplimiento también a las especificaciones de calidad.

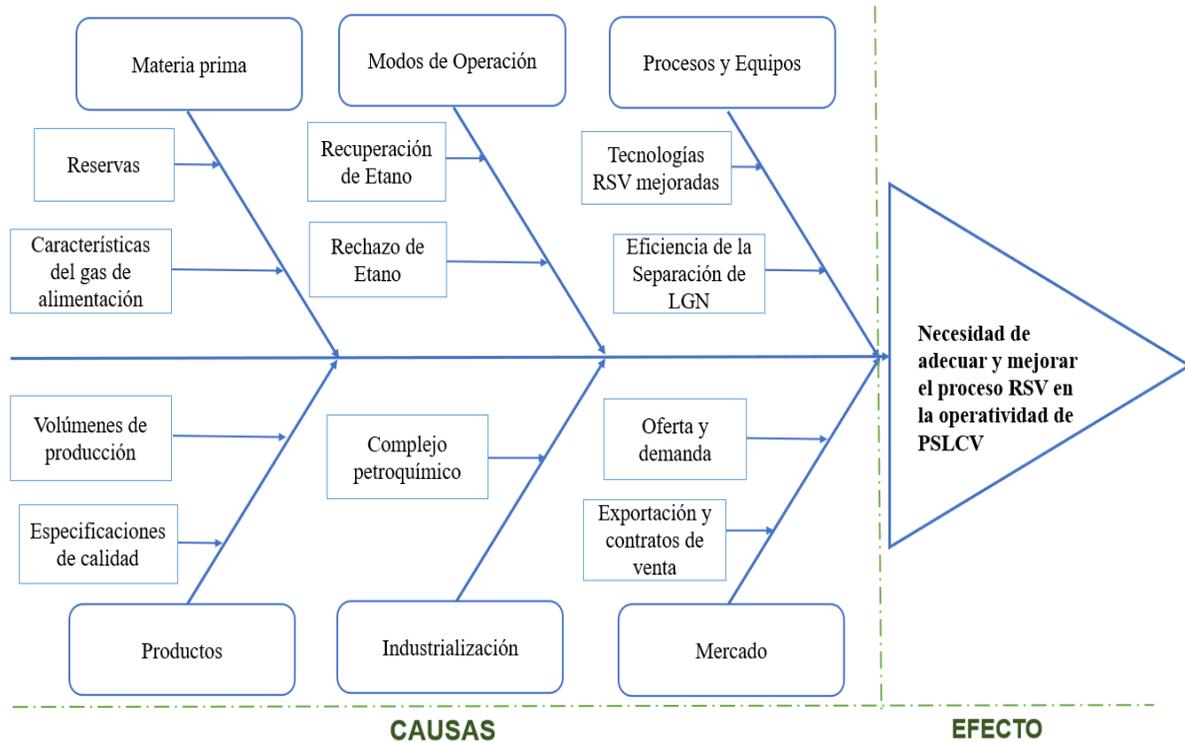
En este entendido, resulta vital la optimización del uso de los recursos naturales e impulsar el desarrollo económico y sostenible especialmente en el sector de la matriz energética. Ante la globalización de la industria hidrocarburífera, sumada a la creciente demanda de los energéticos en el mercado internacional y al requerimiento de los diferentes productos del Gas Natural, surge la necesidad de estudiar procesos y tecnologías mucho más eficientes y confiables.

En Bolivia, la oferta y demanda han impactado enormemente en la Industria de Hidrocarburos, tomando en cuenta que también se debe hacer énfasis en la materia prima considerando las reservas probadas, probables y posibles de Gas Natural, además del estudio de mercado de los productos comercializables. Por tanto, todas las plantas del país necesitan optimizar sus procesos ante la situación actual y para ello, es necesario el desarrollo de proyectos de adecuación y mejoramiento en las unidades de procesamiento del Gas Natural. Con la premisa de avanzar con el desarrollo del país, es necesario iniciar una política generalizada y definida con la industrialización. No obstante, la industria instalada en el país, así como las operaciones y los procesos utilizados hoy en día no son los más eficientes, por ello se genera la necesidad de optimizarlos; ya que las tecnologías deben generar mayor valor agregado a los recursos naturales para proveer de ingresos por plusvalía y aprovechar la matriz energética.

1.3.1. Identificación del Problema

En la Planta de Separación de Líquidos Carlos Villegas (PSLCV), el proceso de Reciclaje de Vapor Dividido también conocido como proceso RSV (Recycle Split Vapor) presenta algunas limitaciones y por ello se necesitan realizar las adecuaciones que le permitan mejorar el procesamiento del Gas Natural.

Figura 1.1. Diagrama Causa-Efecto



Fuente: Elaboración Propia

En la Figura 1.1 se muestran las causas de que originan el problema planteado, las cuales son explicadas a detalle y sus impactos en el efecto para el presente estudio.

- **Materia prima:** Las características del gas de alimentación a la planta definen de gran manera el procesamiento del Gas Natural; razón por la cual la materia prima recibe un impacto directo de la evaluación de reservas de Gas Natural.
- **Modos de operación:** El proceso RSV permite que la planta trabaje en dos modos de operación: modo recuperación de etano y en modo rechazo de este componente del Gas Natural. La planta actualmente solo trabaja en modo rechazo de etano, el cual se ha enviado juntamente con el gas residual para su

exportación. No obstante, la planta necesita optimizar varias condiciones para el modo de operación de recuperación de etano.

- **Procesos y equipos:** Existen mejoras de la tecnología RSV respecto a la secuencia del proceso y evaluación de equipos; que pueden aplicarse en la planta para alcanzar una mayor eficiencia en la separación de líquidos del Gas Natural.
- **Productos:** La obtención de los productos de la PSLCV, tales como el Gas Residual, Etano (en modo de recuperación de etano), Gas Licuado de Petróleo (GLP), Isopentano y Gasolina estabilizada; deben ser reevaluados en función a los volúmenes de producción y a las especificaciones de calidad.
- **Industrialización:** Si la planta operaría en modo recuperación de etano, se podría generar insumos como etano con destino a la industrialización en términos de petroquímica, ya que principalmente el etano es la materia prima esencial para el desarrollo del complejo de etileno. La viabilidad de desarrollar esta industria debe evaluarse previamente. Sin embargo, no se conoce con certeza los volúmenes que se podrán disponer para este proyecto de industrialización.
- **Mercado:** El pronóstico de la oferta y demanda resulta tornarse crítico a mediano y largo plazo, además del estudio de mercado de los productos comercializables de PSLCV. Tomando en cuenta que se debe priorizar el mercado interno sobre las exportaciones; también es importante considerar el impacto de la finalización del contrato de venta de gas de Bolivia a Argentina.

Si la situación actual continúa con el tema de las reservas de Gas Natural, la disminución de materia prima repercutirá directamente en el gas de alimentación de la PSLCV; por consiguiente, la posibilidad de importaciones también debe ser analizada debido a la declinación de la producción de los campos gasíferos. En este entendido, si no se tiene nuevos prospectos de exploración dentro del sector Upstream de la industria de hidrocarburos, y además el sector Downstream no realiza adecuaciones dentro procesamiento del Gas Natural, se verán afectados tanto sus operaciones, procesos, obtención de productos, mercados, etc.

1.3.2. Formulación del problema

La formulación del problema parte de la siguiente interrogante:

¿Será posible que la adecuación y el mejoramiento del proceso de Reciclaje de Vapor Dividido, conocido también como Recycle Split Vapor (RSV), en la operatividad de la planta separadora de líquidos Carlos Villegas sea la mejor alternativa para desarrollar sus funciones de forma más eficiente dentro del procesamiento del Gas Natural?

Este estudio puede aportar significativamente con el análisis de las características del gas de alimentación a la PSLCV, la selección de tecnologías mejoradas del proceso RSV que complementen y mejoren la operatividad, la obtención de los productos de la separación de los LGN, la evaluación de proyectos relacionados con la industria petroquímica y un estudio de mercado interno y externo.

1.4. OBJETIVOS

1.4.1. Objetivo General

Realizar el análisis para la adecuación y el mejoramiento del proceso de Reciclaje de Vapor Dividido (RSV por sus siglas en inglés Recycle Split Vapor) en la operatividad de la Planta de Separación de Líquidos del Gas Natural Carlos Villegas (PSLCV), también conocida como Planta Gran Chaco.

1.4.2. Objetivos Específicos

- Identificar las limitaciones de la tecnología utilizada actualmente en la planta de separación de líquidos, RSV de Ortloff.
- Realizar la comparación de las características de los modos de operación que permite el proceso RSV, entre recuperación y rechazo de etano dentro del procesamiento del Gas Natural.
- Efectuar el análisis técnico de los parámetros de mejora en el proceso RSV de las unidades criogénicas de la planta, para incrementar la recuperación de los líquidos del gas natural.
- Establecer los criterios adecuados en la obtención de los diferentes productos de la planta.
- Elaborar una evaluación económica para determinar la factibilidad del proyecto.

1.5. JUSTIFICACIÓN DEL PROYECTO

1.5.1. Justificación Técnica

En la actualidad, la industrialización del Gas Natural implementada en el país, incluyendo sus operaciones y procesos, no han alcanzado todas las expectativas; por ello, se genera la necesidad de adecuarlos a la situación. El presente estudio aporta en los objetivos del desarrollo de la industria de hidrocarburos, dentro sector Downstream específicamente en el procesamiento del Gas Natural, resultando de especial interés la separación de líquidos por la obtención de productos valiosos como el GLP, isopentano y gasolina estabilizada, donde estos dos últimos son aditivos esenciales para los carburantes líquidos, cuya situación de la demanda se ha tornado crítica en los últimos periodos.

El presente proyecto surge con el propósito de analizar bajo qué métodos se puede adecuar y mejorar el proceso RSV con la que cuenta la Planta de Separación de Líquidos del Gas Natural Carlos Villegas (PSLCV), identificando sus limitaciones, comparando sus modos de operación para evaluar la operatividad de la planta y de esta forma encontrar los parámetros de mejora para alcanzar una mayor eficiencia.

En general, la tecnología RSV de Ortloff, instalada en la PSLCV en las Unidades Criogénicas, es muy versátil porque en teoría le permite trabajar con una flexibilidad operativa entre dos modos diferentes: recuperación y rechazo de etano. Sin embargo, es importante tener en cuenta hasta ahora sólo se ha operado en modo rechazo de etano; y cuando se requieran recuperaciones ultra altas de este componente (si se desarrolla un complejo petroquímico) pueden presentarse algunos inconvenientes en cuanto al rendimiento. No obstante, una de las principales características de esta tecnología consiste en el hecho de que no solo puede instalarse en una nueva instalación, sino también puede modernizarse en una instalación existente, lo que da muchas posibilidades de evaluar los procesos mejorados que han surgido a partir de esta tecnología y aplicar el más adecuado para la PSLCV.

Por consiguiente, mediante esta investigación se establece criterios convenientes para evaluar tecnologías, operaciones y procesos que pueden aplicarse en el procesamiento del Gas Natural, específicamente en la recuperación de líquidos en la PSLCV mejorando su eficiencia, permitiendo obtener cantidades idóneas de los productos bajo las especificaciones de calidad requeridas y optimizando también el consumo de energía, cuyo análisis permite orientar al

proyecto a un enfoque metodológico cuantitativo basado en cálculos matemáticos de balance de materia y energía, además del análisis los resultados de la simulación con Aspen Hysys.

1.5.2. Justificación Económica

En la venta de gas de Bolivia a la República de Argentina siempre se han perdido ingresos ya que en un principio se enviaban hidrocarburos licuables como es el caso del etano, propano-butano (GLP), gasolina estabilizada e isopentano, a precio de gas residual. En consecuencia, se recibía ingresos económicos muy por debajo al valor real del Gas Natural rico en derivados líquidos y eso generaba menos ingresos al Tesoro General de la Nación (TGN). La situación cambió con la implementación de la industrialización ya que con Planta de Separación de Líquidos del Gas Natural y la recuperación de hidrocarburos licuables se han logrado mayores ingresos económicos para el país. No obstante, se debe considerar las repercusiones de finalización del contrato de venta de gas natural.

Según la Cámara Boliviana de Hidrocarburos y Energía, dentro de las inversiones en el sector Downstream, la planta Separadora de Líquidos Carlos Villegas (PSLCV) ha tenido una inversión de \$us 695.000.000. Además, la ingeniería básica muestra que los proyectos de los complejos petroquímicos involucran una inversión desde \$us 1.200.000.000 a \$us 2.200.000.000, donde es importante resaltar que la materia prima principal para esta industria será proporcionada por la PSLCV, razón por la cual es imprescindible el desarrollo del presente estudio para confirmar que se podrán obtener los productos requeridos (CBHE, 2018).

El presente estudio también contribuye en la generación más ingresos para el país debido a que se busca maximizar los volúmenes de producción de los productos de PSLCV no solo para satisfacer la demanda nacional, sino también para evaluar si existen las condiciones para ampliar el mercado, porque permite evaluar las importaciones y exportaciones.

Esta investigación también permite que el país pueda realizar más ahorros debido a que establece criterios para optimizar los costos de producción dentro del procesamiento del Gas Natural. Adicionalmente, es posible evaluar la factibilidad de proyectos futuros relacionados a petroquímica tomando en cuenta las inversiones que conllevan, las mismas son bastante grandes y por ello resulta fundamental una apropiada planificación.

1.5.3. Justificación Social

El Gas Natural ha tenido un rol fundamental a la hora de reducir la pobreza y mejorar las condiciones de vida de la población boliviana. Sin embargo, la sociedad también ha sido

afectada por el crecimiento de la industrialización de los hidrocarburos. Por consiguiente, es imprescindible impulsar el desarrollo de proyectos de adecuación, mejoramiento y optimización de operaciones y procesos para la eficiente obtención de productos que permitan satisfacer sus necesidades. El incremento de la producción de los líquidos del Gas Natural (LGN) permitirá abastecer los requerimientos de los consumidores, teniendo acceso a combustibles provenientes de este recurso natural, que además tengan un control de calidad establecido.

El desarrollo del presente proyecto también puede generar fuentes de empleo, porque la mano de obra es esencial para mejorar la eficiencia de la PSLCV; y esto involucra tanto a los operadores de planta como a los que realizan el trabajo de gabinete con los cálculos de balance de materia y energía; incluyendo el personal de la parte administrativa. En el entendido de que también se puede mencionar a los futuros trabajadores de los complejos petroquímicos.

1.5.4. Justificación Ambiental

Las mejoras en el proceso RSV además de incrementar la eficiencia en la recuperación de LGN; tiene ventajas ambientales debido a que el reciclaje de la corriente de gas residual permite disminuir las cantidades de gas residual que se queman o se liberan a la atmósfera, lo también reduce las emisiones de gases de efecto invernadero y otros contaminantes logrando coadyuvar significativamente en el manejo de residuos y en la mitigación del cambio climático, lo que a su vez aporta con la protección del entorno natural circundante. Adicionalmente, la adecuación en el proceso RSV juntamente con la optimización del uso de los recursos naturales y la energía en el procesamiento del gas natural también contribuye a una operación más limpia, sostenible y con responsabilidad ambiental.

1.6. ALCANCE

1.6.1. Alcance Temático

El proyecto está enmarcado en el sector Downstream de la Industria de Hidrocarburos, dentro del procesamiento del Gas Natural, específicamente en la recuperación de líquidos (LGN), tomando en cuenta el proceso RSV. Además, se desarrolla mediante estudios comparativos de operaciones previstas como indicadas en base a un análisis selectivo de los parámetros para alcanzar un proceso adecuado y mejorado que cumpla las condiciones esperadas en este tipo de proyectos, según las necesidades y para el desarrollo de las funciones de una manera más eficiente en una planta de separación de líquidos del Gas Natural.

1.6.2. Alcance Geográfico

El proyecto está orientado a la Planta Separadora de Líquidos Carlos Villegas (PSLCV), también conocida como Planta Gran Chaco, que geográficamente se encuentra ubicada en el Municipio de Yacuiba, Provincia Gran Chaco, en el departamento de Tarija de Bolivia, donde realiza sus actividades, las cuales son descritas para este estudio. Sin embargo, también es importante reconocer que el impacto geográfico involucra a todo el país.

1.6.3. Alcance Temporal

El alcance temporal es de tipo longitudinal debido a que se toman datos de los balances generales y los estados de resultados en dos gestiones, comenzando desde mediados de la gestión 2023 hasta la gestión 2024. Puesto que la presente investigación se realiza con la recolección de información para su posterior análisis, evaluación y propuesta.



CAPÍTULO 2 - MARCO TEÓRICO

2.1. GENERALIDADES DEL GAS NATURAL

Mokhatab & Poe (2012) afirman que el gas natural es el combustible fósil más eficiente energéticamente y ofrece importantes ventajas en términos de ahorro energético cuando se utiliza en lugar del petróleo o el carbón. Aunque el gas natural se utiliza principalmente como combustible, también es una fuente de hidrocarburos para la industria petroquímica; un importante compuesto químico industrial. Se espera que su popularidad como fuente de energía aumente sustancialmente en el futuro, ya que el gas natural puede ayudar a alcanzar dos objetivos energéticos importantes para el siglo XXI: proporcionar los suministros y servicios energéticos sostenibles necesarios para el desarrollo social y económico, además de reducir los impactos adversos sobre el clima mundial y el medio ambiente en general. El consumo y el comercio de gas natural han aumentado de manera constante durante las dos últimas décadas y el gas natural ha fortalecido su posición en la combinación energética mundial.

2.1.1. Composición del Gas Natural

El gas natural es una mezcla compleja de componentes hidrocarbúricos y no hidrocarbúricos, dicha mezcla existe como gas en condiciones atmosféricas. En el Gas Natural pueden estar presentes prácticamente cientos de compuestos diferentes en cantidades variables. Incluso dos pozos que produzcan del mismo yacimiento pueden producir gases de diferente composición a medida que el yacimiento se agote. Si bien el gas natural está formado principalmente por metano (CH_4), también puede incluir cantidades significativas de etano (C_2H_6), propano (C_3H_8), butano (C_4H_{10}), pentano (C_5H_{12}), así como trazas de hexano (C_6H_{14}) e hidrocarburos más pesados. Muchos gases naturales suelen contener nitrógeno (N_2), dióxido de carbono (CO_2), sulfuro de hidrógeno (H_2S) y otros componentes de azufre como mercaptanos (R-SH), sulfuro de carbonilo (COS) y disulfuro de carbono (CS_2). También pueden estar presentes trazas de argón, hidrógeno y helio. Según la proporción de hidrocarburos más pesados que el metano, se pueden considerar diferentes tipos de gas natural (seco, húmedo y condensado). El gas natural se considera “seco” cuando es metano casi puro, al que se le han eliminado la mayoría de los demás hidrocarburos comúnmente asociados. Cuando hay otros hidrocarburos presentes, el Gas Natural es “húmedo”, es decir, forma una fase líquida durante la producción en condiciones de superficie. Los gases “condensados” tienen un alto contenido

de líquidos de hidrocarburos y forman una fase líquida en el yacimiento durante la producción, durante el proceso de agotamiento (Mokhatab & Poe, 2012).

Los hidrocarburos presentes en el gas natural son principalmente alcanos (parafinas). Esto es típico de todos los tipos gas natural ya sea convencionales y no convencionales. Los hidrocarburos insaturados de cadena lineal (aquellos que poseen enlaces dobles o triples) nunca están presentes, pero los compuestos aromáticos (por ejemplo, el benceno) se encuentran en pequeñas cantidades. Los gases asociados suelen tener concentraciones más altas de aromáticos que los gases no asociados. Cuando están presentes, los aromáticos pueden plantear un problema ambiental significativo (Kidnay et al., 2019).

La composición del gas natural tiene un impacto importante en la economía de la recuperación de LGN y la selección del proceso. En general, el gas con una mayor cantidad de hidrocarburos licuables produce una mayor cantidad de productos y, por lo tanto, mayores ingresos para la planta de procesamiento de gas. El gas más rico también implica mayores tareas de refrigeración, mayores superficies de intercambio de calor y un mayor costo de capital para una eficiencia de recuperación determinada. Los gases más pobres generalmente requieren condiciones de procesamiento más severas (temperaturas más bajas) para lograr altas eficiencias de recuperación (GPSA, 2004).

2.1.2. Clasificación del Gas Natural

Los gases naturales se clasifican comúnmente según su contenido líquido como pobres o ricos y según su contenido de azufre como dulces o ácidos. Los términos pobres y ricos se refieren a la cantidad de líquidos potencialmente recuperables. El término suele aplicarse al etano y a los componentes más pesados, pero a veces se aplica en cambio al propano y a los componentes más pesados (si el etano no se considera un componente líquido valioso). Para cuantificar el contenido de líquidos de una mezcla de gas natural, la industria utiliza GPM, o galones de líquidos recuperables por cada 1000 pies cúbicos estándar de gas. El gas natural pobre tiene un contenido de líquido inferior a 2 GPM. El gas natural moderadamente rico tiene entre 2 y 5 GPM, y el gas natural muy rico tiene más de 5 GPM (Ewan et al., 1975).

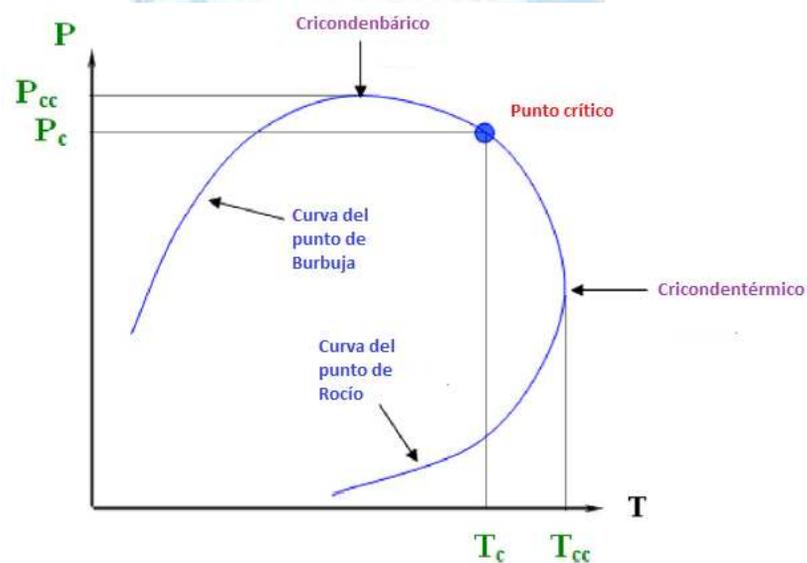
Los términos dulce y agrio se refieren al contenido de H_2S . Estrictamente hablando, “dulce” y “agrio” se refieren a ambos gases ácidos (H_2S y CO_2), pero mayormente suele aplicarse al H_2S . Un gas dulce contiene cantidades insignificantes de H_2S , mientras que un gas agrio tiene cantidades inaceptables de H_2S . Los términos son relativos, pero en general, dulce

significa que el gas contiene menos de 4 ppm de H₂S. El dióxido de carbono se puede tolerar a niveles mucho más altos, es decir 3-4 mol%, siempre que el valor calorífico del gas de venta sea satisfactorio (Mokhatab & Poe, 2012).

2.1.3. Comportamiento de la Fase del Gas Natural

El gas natural es una mezcla de hidrocarburos que se encuentran naturalmente bajo tierra y en condiciones de alta presión y temperatura. Por tanto, es fundamental conocer a priori cómo se comportará el fluido en un amplio rango de condiciones de presión y temperatura. De hecho, el conocimiento preciso del comportamiento de la fase fluida de los hidrocarburos es esencial para diseñar y operar procesos de ingeniería de gases de manera eficiente y óptima. Esto significa que contar con herramientas predictivas avanzadas para caracterizar el comportamiento de las fases de hidrocarburos con la mayor precisión posible es clave para dominar la economía de los sistemas de gas natural (Mokhatab & Poe, 2012).

Figura 2.1. Diagrama de Fases de Gas Natural



Fuente: Adaptado de *Pressure–Temperature diagram for a typical natural gas mixture* de *Handbook of Natural Gas Transmission and Processing*, Mokhatab & Poe, 2012.

El comportamiento de fases del gas natural de una composición determinada suele representarse mediante un diagrama de fases, cuyo ejemplo se muestra en la Figura 2.1. El lado izquierdo de la curva es la línea del punto de burbuja y divide la región monofásica de líquido de la región bifásica de gas-líquido. El lado derecho de la curva es la línea del punto de rocío y divide la región bifásica de gas-líquido y la región monofásica de gas. Las líneas del punto de

burbuja y del punto de rocío se cruzan en el punto crítico, donde desaparece la distinción entre las propiedades de gas y líquido. La presión máxima a la que se pueden formar líquidos se denomina cricondenbárico (PCC), y la temperatura máxima a la que se pueden formar líquidos se denomina cricondentérmico (TCC) (Mokhatab & Poe, 2012).

Sin embargo, hay algo muy interesante en la región $T_c < T < T_{cc}$, donde pasaremos de una condición de 0 % de líquido a otra de 0 % de líquido (ambas en la curva del punto de rocío) en una compresión isotérmica. Este comportamiento diferente de un vapor bajo compresión se denomina condensación retrógrada (contrariamente a lo esperado). También es importante ver que se espera un comportamiento similar dentro de la región $P_c < P < P_{cc}$. En este caso, se habla de vaporización retrógrada ya que pasaremos de una condición 100% líquida a otra 100% líquida (ambas en la curva del punto de burbuja) en un calentamiento isobárico. El comportamiento de la fase de gas natural es una función de la composición de la mezcla de gases y está fuertemente influenciado por la concentración de los hidrocarburos más pesados. La presencia de hidrocarburos más pesados aumentará la envolvente de fase, y si no se incluyen en un cálculo de fase, se subestimarán la envolvente de fase. También existe una necesidad esencial de caracterizar adecuadamente los extremos pesados. De hecho, aunque existen algunas descripciones de fluidos diferentes (Mokhatab & Poe, 2012).

2.2. LÍQUIDOS DEL GAS NATURAL (LGN)

Los líquidos de gas natural incluyen todos los hidrocarburos licuados en el campo o en plantas de procesamiento, incluidos el etano, el propano, los butanos y la gasolina natural. Cuando dichas mezclas se producen en plantas de gas y se envían como una mezcla, generalmente se las denomina “producto crudo” o “calidad Y” (Kidnay et al., 2019).

Según Mokhatab & Poe (2012), la mayoría de las fuentes de gas natural contienen hidrocarburos líquidos que deben eliminarse para cumplir con las especificaciones de punto de rocío y poder calorífico del gas antes de que puedan ser utilizados por los consumidores. La eliminación de hidrocarburos pesados es necesaria para garantizar la seguridad del transporte por ductos. Los hidrocarburos líquidos constan de dos componentes, el condensado de gas natural (C_{5+}) y los líquidos de gas natural (LGN) (C_2-C_4). Estos componentes pueden venderse a un precio superior al del gas natural por el poder calorífico equivalente. El condensado C_{5+} se separa en la unidad de estabilización de condensado y los componentes C_3-C_4 se valoran

como combustibles licuables. El componente C₂ puede venderse como materia prima para plantas petroquímicas.

La riqueza de los componentes de LGN puede identificarse mediante el término “GPM”, es decir, galones por mol de hidrocarburo (C₂₊) líquido. El valor de “GPM” y el valor calorífico superior del componente de hidrocarburo se muestran en la Tabla 2.1. Los LGN conforman una mezcla compuesta principalmente de etano, propano, butano, pentanos y gasolina natural (Mokhatab & Poe, 2012).

Tabla 2.1. Hidrocarburos Recuperables y Poder Calorífico de LGN

Componente	Hidrocarburos recuperables, Gal/lb mol	Poder Calorífico, Btu/scf
C ₁	-	1010,0
C ₂	10.126	1769,6
C ₃	10.433	2515,1
iC ₄	12.386	3251,9
nC ₄	11.937	3262,3
iC ₅	13.860	4000,9
nC ₅	13.713	4008,9
nC ₆	15.566	4755,9

Fuente: Adaptado de *Recoverable Hydrocarbons and Heating Values of NGL de Handbook of Natural Gas Transmission and Processing*, Mokhatab & Poe, 2012.

2.3. CONTENIDO LÍQUIDO DEL GAS NATURAL (GPM)

El contenido líquido del Gas Natural también se denomina “Riqueza del Gas” y se define como “el número de galones de líquido que pueden obtenerse de 1000 pies cúbicos normales de gas procesados”. Además, puede simbolizarse como GPM. Para calcularlo se necesita conocer datos de densidad líquida, fracción molar y peso molecular de los componentes estudiados. Este factor es muy usado y debe ser conocido principalmente en aspectos relacionados con plantas de obtención de gasolina natural e isopentanos. Comúnmente, se logra recuperar únicamente C₃₊ en estado líquido de un gas, no es muy común considerar el C₁ y el C₂ al calcular el contenido de líquido (GPM) de un gas, a pesar de ello se puede incluir en las muestras comerciales de gas natural de valor inferiores al etano el cual puede ser un indicador útil en algunas ocasiones. Se parte de la suposición de que los componentes que integran el C₃₊ son totalmente recuperados como líquido, aunque prácticamente solo se recupera un porcentaje de esta cantidad. Sin embargo, los sistemas criogénicos (a muy bajas temperaturas) han

mejorado tecnológicamente; por consiguiente, el porcentaje de recuperación han aumentado considerablemente, razón por la cual se suele hablar de recuperación profunda de LGN (más del 98%) (Daza, 2019).

Además, según Kidnay et al. (2019) para cuantificar el contenido de líquidos de una mezcla de gas natural, la industria utiliza GPM, o galones de líquido por cada 1000 pies cúbicos estándar (Mscf) de gas. (En unidades métricas, la cantidad se expresa comúnmente como m^3 de líquido por cada 1000 m^3 de gas. Un GPM = 0,141 m^3 por cada 1000 Nm^3). El término generalmente se aplica al etano y a los componentes más pesados (C_2+), pero a veces se aplica al propano y a los componentes más pesados (C_3+). Para determinar el GPM es necesario conocer la composición del gas en términos de moles y el volumen de líquido por mol de los componentes. La composición del gas desempeña un papel fundamental en la economía del procesamiento del gas. Cuantos más líquidos, generalmente definidos como C_2+ , haya en el gas, más “rico” será el gas. Estos productos de LGN suelen tener un mayor valor de venta como líquido que si se dejan en el gas natural. Normalmente, los componentes de LGN deben eliminarse para cumplir con las especificaciones de valor calorífico del gas de la tubería y evitar la condensación en las tuberías de gas o gasoductos.

2.4. PROCESOS DE RECUPERACIÓN DE LÍQUIDOS

Existen distintos niveles de recuperación de LGN. Pueden variar desde la sencilla unidad de punto de rocío de hidrocarburos hasta las unidades de turboexpansión criogénica más complejas. Dentro de cada categoría, existen variaciones en los diseños que se pueden aplicar para cumplir con las especificaciones y los requisitos de operación (Mokhatab & Poe, 2012).

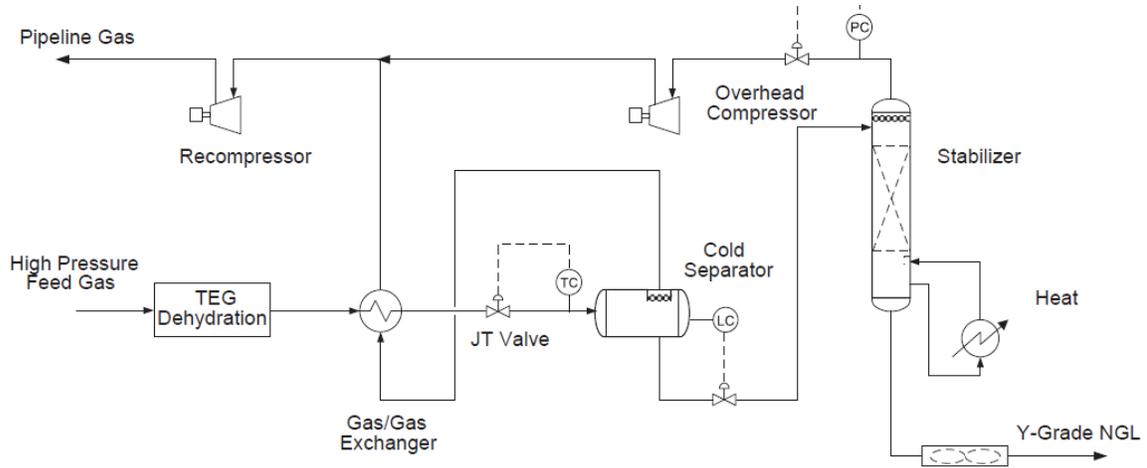
Toda planta que procese gas natural para producir LGN requiere un paso de recuperación de hidrocarburos. Este paso generalmente implica una separación criogénica para recuperar hidrocarburos más pesados y cumplir con las especificaciones de los gasoductos. La recuperación de hidrocarburos también puede desempeñar un papel importante en las operaciones de campo. Allí se utiliza principalmente para el acondicionamiento del gas combustible y el control del punto de rocío (Kidnay et al., 2019).

2.4.1. Punto de Rocío de Hidrocarburos con Enfriamiento Joule-Thompson

Si el gas de alimentación está disponible a alta presión o a presión supercrítica, la presión del gas se puede utilizar para generar enfriamiento por expansión isentálpica. El efecto de enfriamiento del gas hará que los hidrocarburos pesados se condensen. Por lo general, se

requiere la inyección de glicol para evitar la formación de hidratos debido a la presencia de agua en el gas de alimentación. La inyección de glicol con enfriamiento del gas de alimentación se puede utilizar para controlar los puntos de rocío de agua e hidrocarburos al mismo tiempo. Alternativamente, el gas de alimentación se puede secar utilizando la deshidratación de trietilenglicol (TEG) aguas arriba como se muestra en la Figura 2.2.

Figura 2.2. Determinación del Punto de Rocío de Hidrocarburos mediante el Proceso J-T



Fuente: Reproducido de *Hydrocarbon dew pointing using J-T process* de *Handbook of Natural Gas Transmission and Processing*, Mokhatab & Poe, 2012.

Como se muestra en el diagrama de flujo, el gas seco de la unidad de deshidratación de TEG se enfría con el vapor separador frío en un intercambiador de gas/gas de carcasa y tubo. El gas enfriado se reduce en presión utilizando una válvula Joule-Thomson (J-T). La operación de reducción de presión J-T enfría aún más el gas, lo que produce un condensado líquido en el separador frío. La presión del separador frío se mantiene normalmente entre 600 y 700 psig, dependiendo de la composición del gas de alimentación. Una presión alta del separador reduciría la potencia de recompresión y el costo operativo. Sin embargo, la presión alta también dificulta la separación de fases, lo que requiere un separador más grande. Para fines prácticos, la presión del separador debe mantenerse entre un 10 y un 20 % por debajo de la presión crítica de la mezcla de gases (Mokhatab & Poe, 2012).

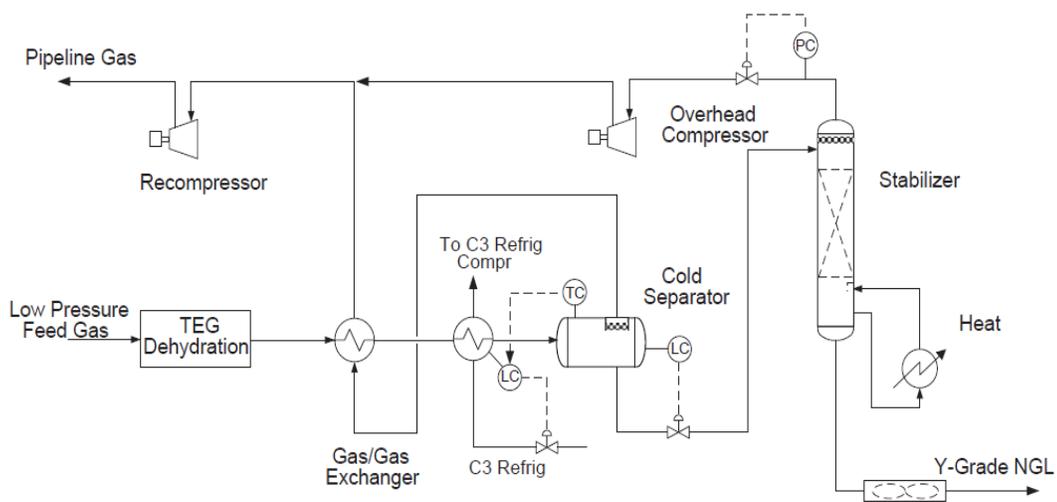
En muchas unidades de punto de rocío intermedio, las unidades J-T son las más comunes. Pueden adquirirse como unidades modularizadas estándar de bajo costo. Con una caída de presión adecuada, se pueden producir temperaturas relativamente bajas para el control del punto de rocío de hidrocarburos. La principal diferencia entre una unidad J-T y una unidad

basada en turboexpansión, es que la expansión del gas es adiabática a través de la válvula J-T, mientras que el expansor opera en una trayectoria isentrópica. Por lo tanto, el diseño J-T tiende a ser menos eficiente y genera menos enfriamiento que el turboexpansor. Sin embargo, el proceso J-T ofrece varias ventajas sobre los procesos de turboexpansor y refrigeración, como bajo costo, operación simple, sin equipo rotatorio y bajo mantenimiento, alta reducción de presión, así como la capacidad de operar una amplia gama de composiciones de flujo y gas. Para la operación de pequeñas plantas de procesamiento de gas, J-T es la tecnología elegida para producir gas con punto de rocío de hidrocarburos según especificaciones para la venta (Mokhatab & Poe, 2012).

2.4.2. Punto de Rocío de Hidrocarburos mediante Refrigeración con Propano

Un sistema de refrigeración desempeña un papel importante en muchos procesos de recuperación de hidrocarburos, ya que se utiliza para enfriar la corriente de gas para recuperar una cantidad significativa de C_2+ y para reducir las temperaturas del gas a medida que este pasa a otras etapas de la recuperación de hidrocarburos. Puede ser la única fuente de refrigeración cuando la presión de entrada es baja (Kidnay et al., 2019).

Figura 2.3. Punto de Rocío de Hidrocarburos mediante Refrigeración con Propano



Fuente: Reproducido de *Hydrocarbon dew pointing using propane refrigeration* de *Handbook of Natural Gas Transmission and Processing*, Mokhatab & Poe, 2012.

La Figura 2.3, muestra el esquema básico del proceso. Si el gas de alimentación se suministra a bajas presiones, no habrá suficiente presión para operar el proceso J-T. En esta situación, el gas de alimentación se puede enfriar a presión utilizando refrigeración con propano.

La configuración del proceso es similar al proceso J-T, con la excepción de que la válvula J-T se reemplaza por un enfriador de propano. El enfriador de propano es un intercambiador tipo caldera con propano que se evapora en el lado de la carcasa. El nivel de líquido en la caldera se puede variar para controlar la temperatura del separador frío. El uso de la refrigeración con propano para recuperar líquidos es un proceso más eficiente que el proceso J-T. La presión del gas de alimentación se puede mantener, lo que minimizaría el requisito de recompresión. Es una compensación entre la compresión de propano y la compresión del gas de alimentación, que se puede evaluar en un estudio de optimización (Mokhatab & Poe, 2012).

2.4.3. Procesos de Recuperación de LGN con Turboexpansor

Según Mokhatab & Poe (2012), el término “turboexpansor” se refiere a una máquina expansora/compresora como una sola unidad. La Figura 2.4 muestra que los dos componentes principales, la turbina de expansión/compresión de entrada radial y un compresor centrífugo están integrados como un solo conjunto.

Figura 2.4. Configuración Típica de Expansor-Compresor

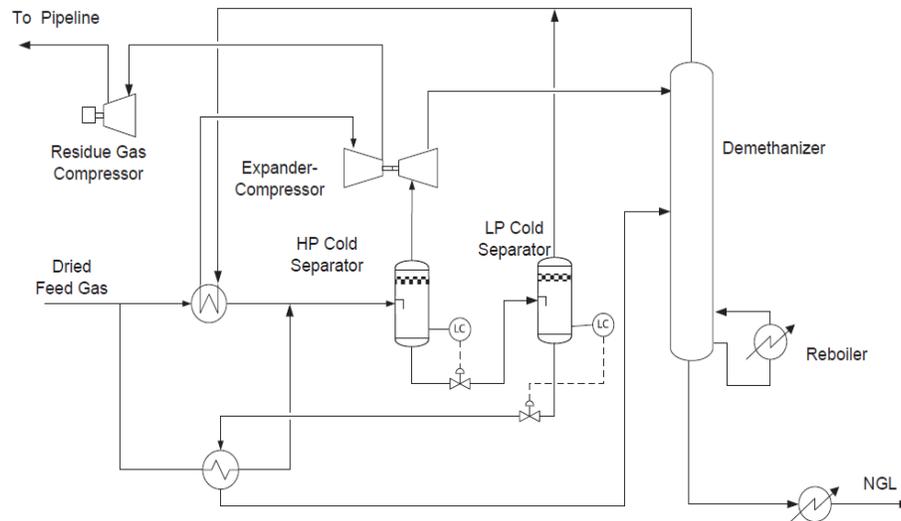


Fuente: Tomado de *Typical expander–compressor setup* de *Handbook of Natural Gas Transmission and Processing*, Mokhatab & Poe, 2012.

La turbina de expansión es la unidad de potencia y el compresor es la unidad impulsada. En los procesos de recuperación criogénica de LGN, el turboexpansor logra dos funciones diferentes pero complementarias. La función principal es generar refrigeración para enfriar la corriente de gas. Esto se realiza mediante el extremo de la turbina de expansión que expande el gas isentrópicamente extrayendo la entalpía de la corriente de gas, lo que hace que se enfríe. La

otra función es el uso de la energía extraída para girar el eje para impulsar el extremo del compresor del turboexpansor, que recomprime la corriente de gas residual. El esquema de flujo se muestra en la Figura 2.5.

Figura 2.5. Diagrama de Flujo de Proceso del Primer Proceso de Recuperación de LGN con Turboexpansor



Fuente: Reproducido de *Process flow schematic of the first turboexpander NGL recovery process* de *Handbook of Natural Gas Transmission and Processing*, Mokhatab & Poe, 2012.

El concepto es utilizar un turboexpansor, que es un método de enfriamiento más eficiente, en lugar de la válvula J-T. El gas de alimentación se enfría en la parte superior del desmetanizador frío y se separa en el separador frío de alta presión. El vapor del separador se reduce en presión utilizando el turboexpansor y se alimenta a la parte superior del desmetanizador como reflujo. El líquido del separador frío de alta presión se reduce en presión al separador frío de baja presión (LP). El líquido del separador se reduce aún más y se utiliza para enfriar el gas de alimentación antes de que se alimente a la parte inferior del desmetanizador (Mokhatab & Poe, 2012).

Además, según Kidnay et al. (2019) las J-T han sido suplantadas por turboexpansores en las plantas de gas para enfriar la corriente de proceso. Los turboexpansores son, en esencia, compresores centrífugos que funcionan al revés. A diferencia de la expansión J-T, extraen trabajo de la corriente. Si bien la expansión J-T es esencialmente un proceso isentálpico, un turboexpansor ideal, termodinámicamente reversible, es isentrópico. El trabajo reversible

máximo requerido para la compresión es isentrópico; por el contrario, el trabajo reversible máximo eliminado por un sistema de turboexpansor también es isentrópico. La turboexpansión proporciona la máxima cantidad de eliminación de calor de un sistema para una caída de presión dada mientras se genera trabajo útil. El trabajo se puede utilizar para impulsar compresores o generadores eléctricos.

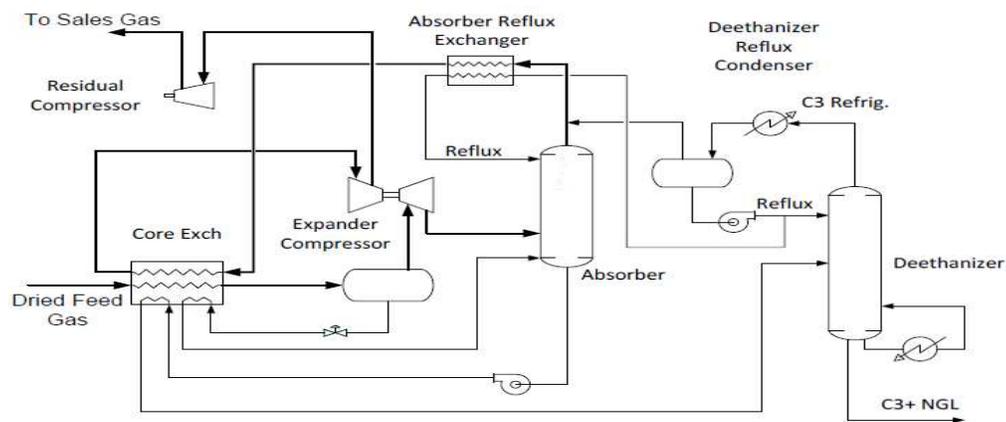
2.5. PROCESOS MODERNOS DE RECUPERACIÓN DE LGN

Los procesos modernos de recuperación de LGN son turboexpansores basados en varias configuraciones de reflujo. Existen muchos procesos patentados que se pueden utilizar para mejorar la recuperación de LGN, ya sea para la recuperación de propano o la recuperación de etano. Además, algunas unidades de recuperación de etano pueden funcionar en modo de rechazo de etano con una pérdida mínima de propano. De manera similar, algunas de las unidades de recuperación de propano también pueden funcionar en modo de recuperación de etano. Estos procesos se analizan en detalle en las siguientes secciones (Mokhatab & Poe, 2012).

2.5.1. Proceso de Reflujo de Doble Columna

El proceso de doble columna era bastante común entre las unidades de recuperación de LGN. Normalmente, la primera columna actúa como un absorbedor que recupera la mayor parte de los componentes de LGN y la segunda columna sirve como desetanizador durante la recuperación de propano y como desmetanizador durante la recuperación de etano. La adición de reflujo al proceso de diseño de doble columna se configuró originalmente para una alta recuperación de propano (Mokhatab & Poe, 2012).

Figura 2.6. Proceso de Reflujo de Doble Columna



Fuente: Tomado de *Dual column reflux process* (Mak et al., 2004) citados en *Handbook of Natural Gas Transmission and Processing* por Mokhatab & Poe, 2012.

El esquema de flujo del proceso de reflujo de doble columna se muestra en la Figura 2.6. El proceso es muy eficiente y puede lograr una recuperación de propano de más del 99%. El gas de alimentación, que normalmente se suministra a aproximadamente 1000 psig, primero se seca utilizando secadores de tamiz molecular y luego se enfría en un intercambiador de alimentación. El gas de alimentación se enfría con el vapor de cabeza del absorbedor, el líquido separador frío y los fondos del absorbedor. La refrigeración se realiza utilizando un turboexpansor expandiendo el gas separador al absorbedor que normalmente funciona a 450 psig. Cuando se procesa un gas de alimentación rico, a menudo se utiliza refrigeración con propano para complementar el requisito de enfriamiento. El líquido de fondo del absorbedor es bombeado por la bomba de fondo al desetanizador, que opera a una presión ligeramente más alta que el absorbedor. Proceso de subenfriado de gas Proceso de reciclado de cabeza de una sola columna Ortloff La cabeza del desetanizador de reciclado de gas residual se refluye utilizando refrigeración con propano, lo que produce un líquido rico en C_2 que se utiliza como reflujo para el desetanizador y el absorbedor. La cabeza del absorbedor se utiliza para subenfriar la corriente de reflujo del absorbedor, lo que mejora aún más el proceso de separación. Con el proceso de reflujo dual, se puede lograr una recuperación de propano muy alta con un consumo de energía muy bajo. La Figura 2.7 muestra una imagen de un proceso de doble columna. El desetanizador es la columna más alta detrás del absorbedor (Mokhatab & Poe, 2012).

Figura 2.7. Unidad de Reflujo de Doble Columna

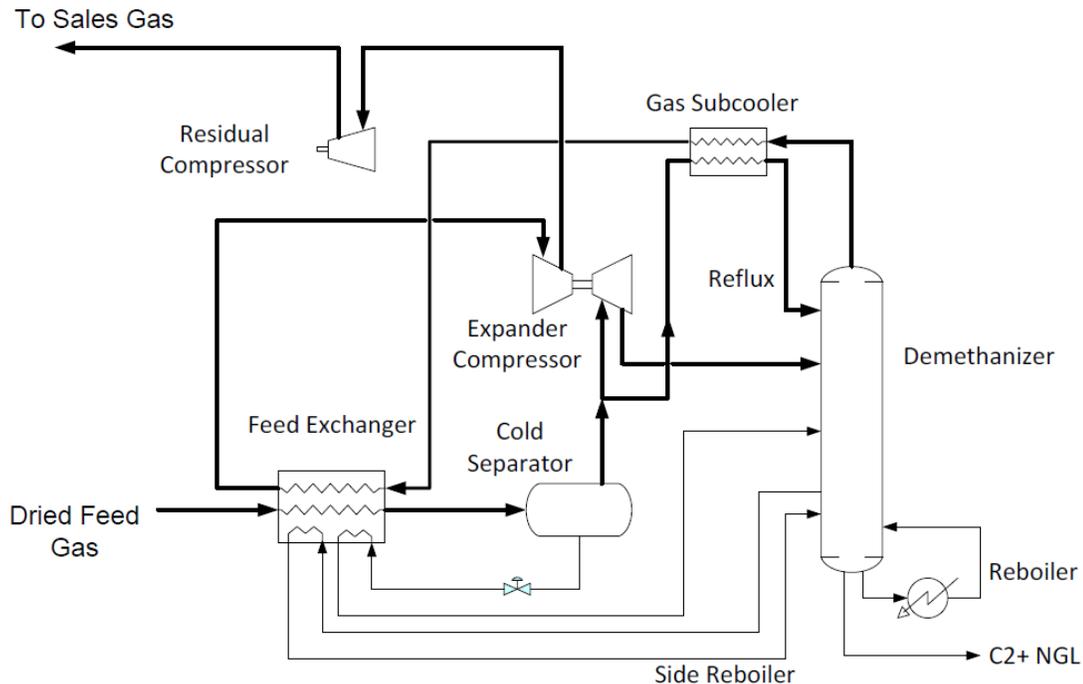


Fuente: Tomado de *Dual column reflux unit* de *Handbook of Natural Gas Transmission and Processing*, Mokhatab & Poe, 2012.

2.5.2. Proceso de Subenfriamiento de Gas (GSP)

El proceso de subenfriado de gas (GSP) es un método común de recuperación de etano en la industria de procesamiento de gas. El proceso fue inventado por Ortloff a fines de la década de 1970. El esquema de un proceso GSP típico se muestra en la Figura 2.8. La característica única del proceso GSP es la disposición de flujo dividido que utiliza una parte del separador de vapor frío (aproximadamente el 30%) para formar una corriente de reflujo pobre hacia el desmetanizador. El contenido de refrigeración del gas residual del desmetanizador se utiliza para subenfriar la corriente de reflujo en el subenfriador de gas. La parte restante se expande en un turboexpansor, lo que genera la refrigeración de baja temperatura para el desmetanizador (Mokhatab & Poe, 2012).

Figura 2.8. Esquema GPS



Fuente: Tomado de *Schematic of GSP* (Pitman et al., 1998) citados en *Handbook of Natural Gas Transmission and Processing* por Mokhatab & Poe, 2012.

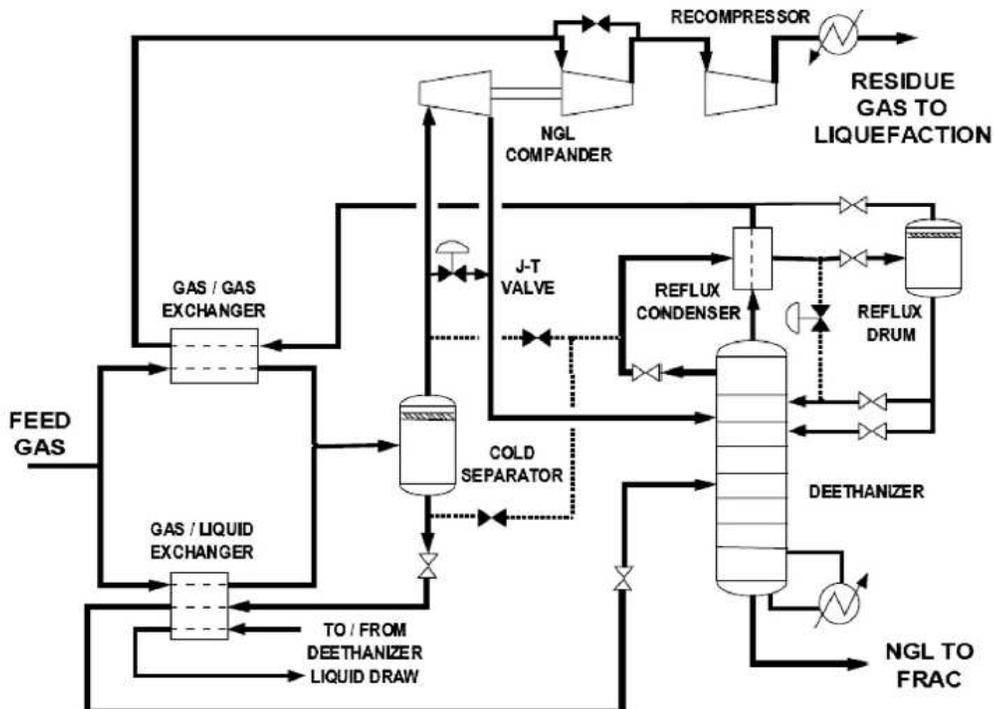
El recalentador de uno o dos lados en el desmetanizador se usa parcialmente para reducir el requisito de refrigeración. El recalentador del desmetanizador se usa para producir un líquido rico en etano que debe cumplir con las especificaciones de metano y CO₂. La columna normalmente opera entre 350 y 450 psig, dependiendo de la presión de entrada del gas de

alimentación, la composición del gas de alimentación y el nivel de recuperación de etano (Mokhatab & Poe, 2012).

2.5.3. Proceso de Reciclaje por encima de la Cabeza de una Sola Columna de Ortloff (SCORE)

Mokhatab & Poe (2012) citan a Thompson et al. (2004) quienes postulan que el proceso de reciclaje por encima de la cabeza de una sola columna (SCORE) autorizado por Ortloff Engineers, Ltd. se basa en el mismo principio de reflujo que el proceso de reflujo de columna doble. El proceso SCORE está diseñado para recuperar más del 99 % de propano del gas de alimentación en una configuración de columna única. Este proceso recupera los hidrocarburos C_3+ del gas de alimentación y produce un gas residual pobre para la venta. Alternativamente, el gas residual se puede enviar a la planta de licuefacción de gas natural. Se ha utilizado en la unidad de licuefacción de gas natural para cumplir la función de la columna de depuración para la eliminación de hidrocarburos C_5+ . La Figura 2.9 muestra un esquema simplificado del proceso de un proceso SCORE típico.

Figura 2.9. Proceso SCORE de Ortloff

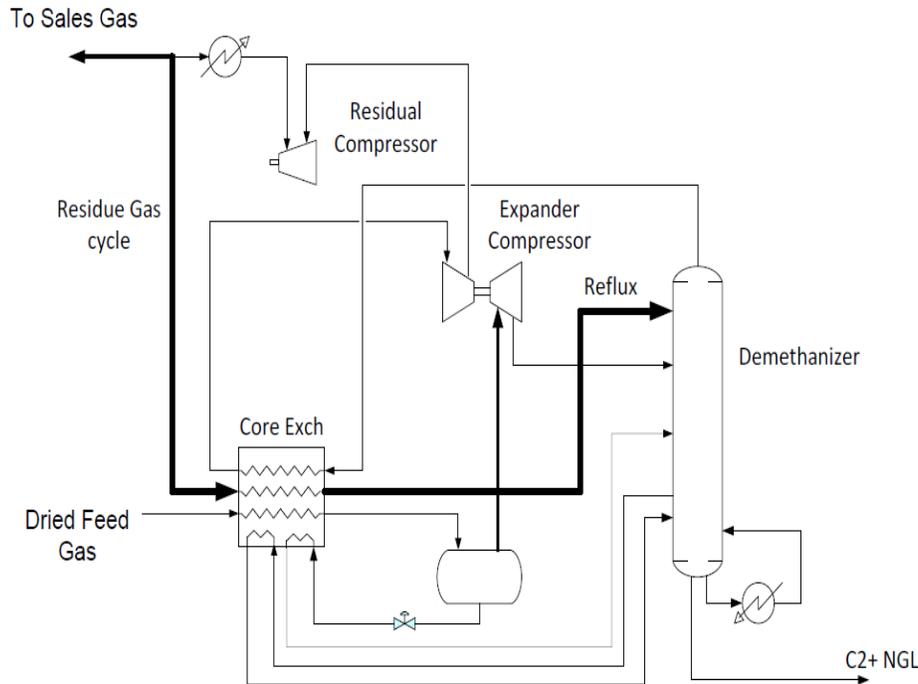


Fuente: Reproducido de *Ortloff SCORE process* (Thompson et al., 2004) citados en *Handbook of Natural Gas Transmission and Processing* por Mokhatab & Poe, 2012.

2.5.4. Reciclado de Gas Residual

Cuando se requiere una alta recuperación de etano, se requiere un enfriamiento adicional reciclando una parte del gas residual como reflujo al absorbedor. El esquema del flujo del proceso de reciclado de gas residual se muestra en la Figura 2.10. Con esta configuración, se puede lograr una recuperación de C₂ de hasta el 95% (Mokhatab & Poe, 2012).

Figura 2.10. Reciclaje de Gases Residuales para una Alta Recuperación de Etano



Fuente: Tomado de *Residue gas recycle for high ethane recovery* de *Handbook of Natural Gas Transmission and Processing*, Mokhatab & Poe, 2012.

El enfriamiento se puede producir reduciendo la presión de la columna o aumentando la tasa de gas de reciclado. Sin embargo, si el gas de alimentación contiene CO₂, una presión más baja del desmetanizador reduciría la temperatura de la columna, que es más propensa a la congelación del CO₂. Reducir la presión del desmetanizador también requiere una mayor compresión del gas residual. Normalmente, la presión óptima de la columna del desmetanizador se encuentra entre 350 y 450 psig. Los niveles óptimos de recuperación de C₂ deben evaluarse en función de la economía del proyecto. Normalmente, un nivel de recuperación de C₂ superior al 95% requeriría un aumento significativo en el reciclado de gas y el costo del equipo, lo que puede no estar justificado económicamente (Mokhatab & Poe, 2012).

2.6. SELECCIÓN DEL PROCESO DE RECUPERACIÓN DE LGN

La unidad de recuperación de LGN es una inversión importante en una planta de procesamiento de gas. Los niveles de recuperación de LGN deben determinarse mediante un análisis del costo del ciclo de vida, considerando el valor de los productos líquidos sobre el gas de venta durante la vida útil del proyecto. El costo de la planta de gas también incluye las instalaciones de apoyo, como la compresión del gas de entrada, la compresión del gas de venta, el manejo de líquidos, el tratamiento de líquidos, el almacenamiento de líquidos y los sistemas de transporte. El costo depende del sitio, como las temperaturas ambientales, las condiciones del suelo y la proximidad del sitio de la planta al ducto de líquido más cercano. La selección del proceso de recuperación de líquidos del gas natural debe considerar todas estas instalaciones y no solo la unidad de LGN en sí (Mokhatab & Poe, 2012).

Si la planta de gas está ubicada en un área remota y no cuenta con personal, la simplicidad en la operación y el bajo mantenimiento son importantes. El uso de unidades J-T puede ser ideal debido a la baja cantidad de equipos. Las unidades J-T no necesitan un expansor, que requiere la atención y el mantenimiento del operador. Los intercambiadores de carcasa y tubos son preferidos debido a la naturaleza robusta del diseño mecánico. Se requiere refrigeración con propano si la presión del gas de alimentación es baja y la recompresión del gas está restringida. La absorción de aceite pobre rara vez se utiliza debido a su baja eficiencia, la complejidad del proceso y el alto mantenimiento. La refrigeración en cascada o los sistemas de refrigeración mixtos rara vez se utilizan por las mismas razones. Para las plantas tradicionales de recuperación de LGN alto, el turboexpansor en combinación con la refrigeración con propano es la mejor solución (Mokhatab & Poe, 2012).

El costo de capital de una unidad de recuperación de propano es menor que el de una unidad de recuperación de etano. Si no se espera que el producto de etano sea rentable, la unidad debe diseñarse para la recuperación de propano a fin de minimizar el costo de capital. Si es necesario, se pueden instalar tuberías adicionales para permitir que la unidad de recuperación de propano funcione con la recuperación de etano. Si se requiere la recuperación de etano, la unidad debe diseñarse utilizando el proceso GSP, que generalmente puede lograr una recuperación de etano del 75%. Si se requiere una recuperación de etano muy alta, se puede agregar reciclaje de gas residual, que puede lograr una recuperación de etano de más del 90% (Mokhatab & Poe, 2012).

2.7. DESARROLLO DE TECNOLOGÍA DE RECUPERACIÓN DE LGN

La tecnología de recuperación de LGN está en constante evolución. Los procesos actuales de LGN utilizan expansores y compresores de alta eficiencia e intercambiadores de calor compactos para reducir los costos operativos y de capital. Existen muchas tecnologías patentadas disponibles; por lo general, utilizan múltiples reflujos, diseño de columnas y configuración de intercambiadores de calor estrechamente integrados para reducir los costos. Si bien estas innovaciones pueden reducir el costo de capital, pueden resultar difíciles y complejas de operar. La mayoría de las plantas de gas prefieren un diseño de operación simple y mantenimiento mínimo. Los esfuerzos de desarrollo deben enfatizar la seguridad, la simplicidad y la facilidad de operación. Es posible que no sea necesaria una eficiencia muy alta debido al bajo margen proyectado de los productos de LGN (Mokhatab & Poe, 2012).

Otro desarrollo es la modularización. La mayoría de los desarrolladores intermedios esperan un alto retorno de sus inversiones. También desean que las unidades de recuperación de LGN se puedan estandarizar y movilizar rápidamente. Las unidades modulares minimizan el trabajo en el sitio y reducen los costos de instalación. Se pueden diseñar para que se puedan transportar en camiones de modo que se puedan implementar en otros sitios cuando se agote el recurso actual (Mokhatab & Poe, 2012).

2.8. CONSIDERACIONES DE DISEÑO DE LA UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE LGN

El rendimiento del proceso de una unidad de recuperación de LGN es muy sensible a las composiciones del gas de alimentación. A medida que la unidad madura, el gas de alimentación contendrá menos hidrocarburos pesados. Cuando se utiliza la inyección de nitrógeno para la recuperación mejorada, el contenido de nitrógeno en el gas de alimentación aumentará. Estos cambios afectarán negativamente el rendimiento de la unidad de recuperación de LGN. Además, otra consideración de diseño, es el requisito de operar con niveles más bajos de recuperación de etano para satisfacer las demandas de etano. La unidad debe estar diseñada para operar con gas de alimentación con “GPM” variables. La capacidad de operar con rechazo de etano sin una pérdida en la recuperación de propano (Mokhatab & Poe, 2012).

2.9. PROBLEMAS OPERATIVOS DE LA UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE LGN

Según Mokhatab & Poe (2012) los problemas operativos en una unidad de recuperación de LGN son la operación inestable y el incumplimiento de los objetivos de recuperación de

LGN y las especificaciones del producto. Las siguientes listas de verificación se pueden utilizar para identificar la causa raíz de los problemas.

- Si se produce una caída de presión alta en la unidad, verifique el contenido de CO₂ en el gas de alimentación. Esto puede deberse a la congelación del CO₂ en el desmetanizador.
- Se verifica el contenido de humedad en el gas seco de la unidad de tamiz molecular. El contenido de agua debe registrarse por debajo de 1 ppmv para evitar la formación de hidratos. La formación de hidratos obstruirá el equipo de intercambio de calor, lo que provocará una caída de presión alta. Se puede iniciar la inyección de metanol para aliviar temporalmente los problemas.
- Si la unidad no logra alcanzar la capacidad de diseño, se debe verificar las composiciones del gas de alimentación. Si el gas de alimentación es más pobre y contiene más nitrógeno, la carga de vapor en el desmetanizador aumentará, lo que reducirá la capacidad de la unidad.
- Se verifica el perfil de temperatura y presión de la unidad de LGN. Si el desmetanizador funciona a alta temperatura, se reducirá la recuperación de propano. Si la presión de la columna es demasiado alta, la separación puede volverse difícil, lo que resulta en una recuperación menor.
- Para eliminar el cuello de botella del desmetanizador, se verifica el diseño de la bandeja y realice un escaneo de la columna. Además, algunos de los procedimientos que se describen en el manual de fraccionamiento.
- Si el intercambiador no logra alcanzar el rendimiento de diseño, se verifica el perfil de temperatura de la unidad LGN para determinar si hay un problema de temperatura en los intercambiadores de calor.
- Se verifica el rendimiento del compresor del expansor, observando si la válvula de derivación alrededor del expansor está abierta.
- Se revisa el rendimiento del sistema de refrigeración. Posteriormente se verifica los niveles de contaminantes en el sistema de refrigeración de propano. A veces, la fuga de aceite lubricante en el sistema de propano puede ser un problema.

2.10. PROCESO RSV DE ORTLOFF

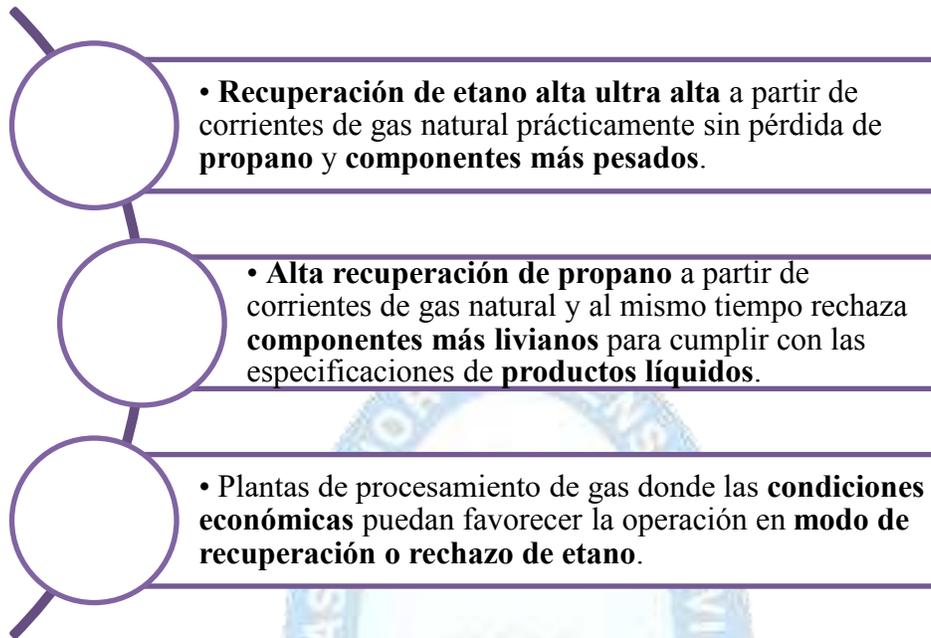
El proceso de reciclaje de vapor dividido (RSV) de Ortloff es una mejora de la tecnología original del proceso de subenfriamiento de gas (GSP) de Ortloff. El proceso RSV puede proporcionar una recuperación ultra alta de etano o propano a partir de corrientes de gas natural y también se puede operar para recuperar solo una porción del etano. El diseño RSV incorpora la adición de una pequeña corriente de reflujo generada a partir del gas residual que se utiliza para complementar las corrientes de reflujo tradicionales. La corriente de reflujo residual se alimenta al desmetanizador o columna desetanizadora a una sección de rectificación adicional que se instala encima del punto de alimentación de reflujo superior típico del proceso GSP. La sección inferior de la torre proporciona una recuperación masiva del producto líquido deseado, mientras que la sección superior proporciona un paso de "pulido" (Ortloff Engineers, 2003).

2.10.1. Aplicaciones

La tecnología RSV es extremadamente flexible y puede funcionar como un proceso de recuperación de etano o de propano. Esta flexibilidad permite al operador maximizar las ganancias de la planta basándose en la economía del etano. Además, una planta RSV puede operar a caudales significativamente diferentes a los del diseño. En el caso de un caudal menor se pueden lograr recuperaciones mayores y para caudales superiores a los de diseño se pueden mantener altas recuperaciones de producto. Otra característica importante de la tecnología RSV es la capacidad de tolerar mayores concentraciones de gas de entrada de CO₂. Debido a que emplea una alimentación de reflujo superior más pobre, la presión de la torre se puede aumentar sin dejar de proporcionar una alta recuperación. Esto proporciona un mayor margen de seguridad frente a la congelación de CO₂. Además, la tecnología RSV se puede instalar en una instalación nueva o modernizarla en una instalación existente donde se desean: recuperaciones ultra altas, mayor rendimiento y/o flexibilidad operativa de la planta (Ortloff Engineers, 2003).

Adicionalmente las aplicaciones típicas del proceso RSV incluyen algunos aspectos que se observan en la infografía de la Figura 2.11. El proceso RSV puede adaptarse a la mayoría de las composiciones de gas natural. Las composiciones de gas más ricas pueden requerir la adición de un sistema de refrigeración. Se prefieren presiones de entrada superiores a 600 psi (Ortloff Engineers, 2003).

Figura 2.11. Aplicaciones Típicas del Proceso RSV

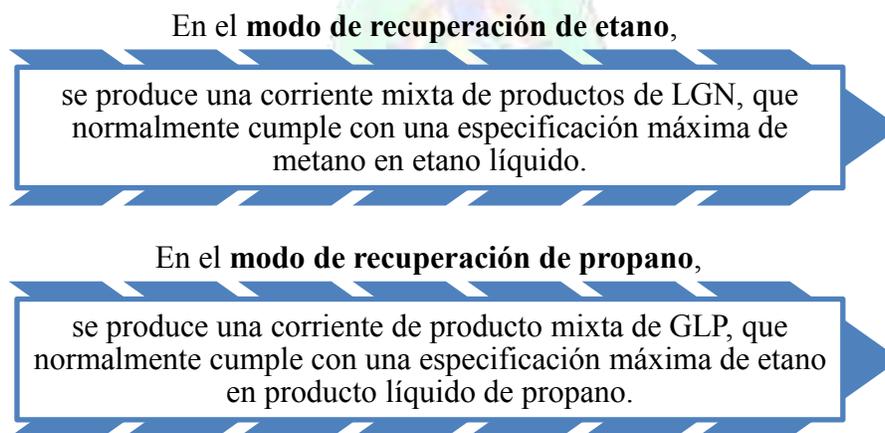


Fuente: Elaborado en base a *Ortloff's RSV Process*, Ortloff Engineers, 2003.

2.10.2. Materias Primas y Productos

La Figura 2.12 brinda información sobre las características de los modos de operación del proceso RSV de forma comparativa. Además, según Ortloff Engineers (2003) la corriente de producto del gas residual contendrá metano o metano y etano, dependiendo del modo de operación.

Figura 2.12. Modos de Operación del Proceso RSV



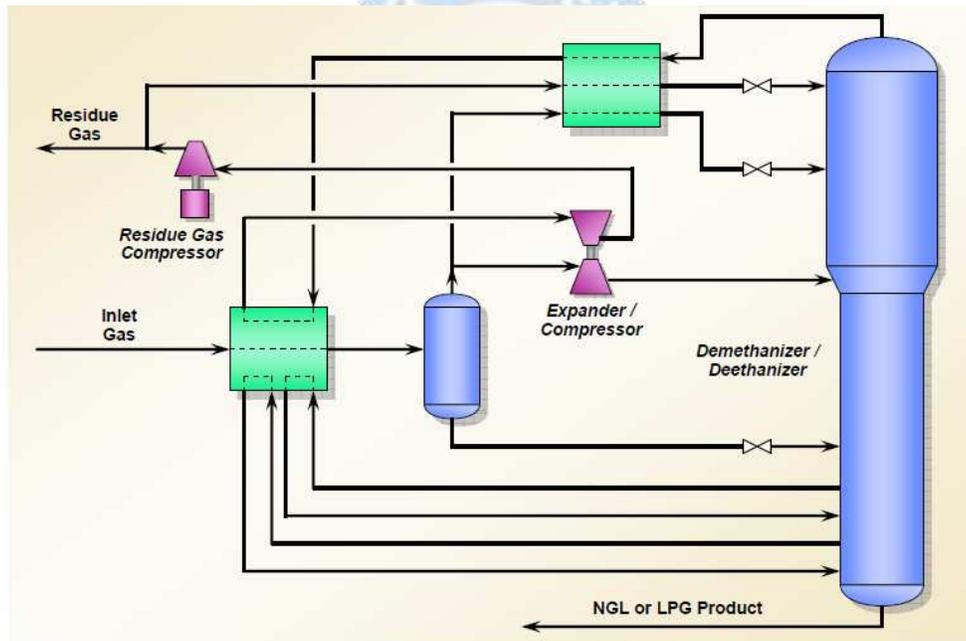
Fuente: Elaborado en base a *Ortloff's RSV Process*, Ortloff Engineers, 2003.

2.10.3. Experiencia

La tecnología RSV de Ortloff se desarrolló a finales de los años 1990 y se utilizó por primera vez en el año 2000. Actualmente hay varias plantas en funcionamiento y otras se están diseñando y construyendo en todo el mundo. RSV es la tecnología elegida para plantas donde la alta recuperación y la flexibilidad son de gran importancia (Ortloff Engineers, 2003).

En la Figura 2.13 se observa un esquema del proceso RSV, donde se puede apreciar su configuración y los equipos que conforman dicho proceso.

Figura 2.13. Esquema del Proceso RSV de Ortloff



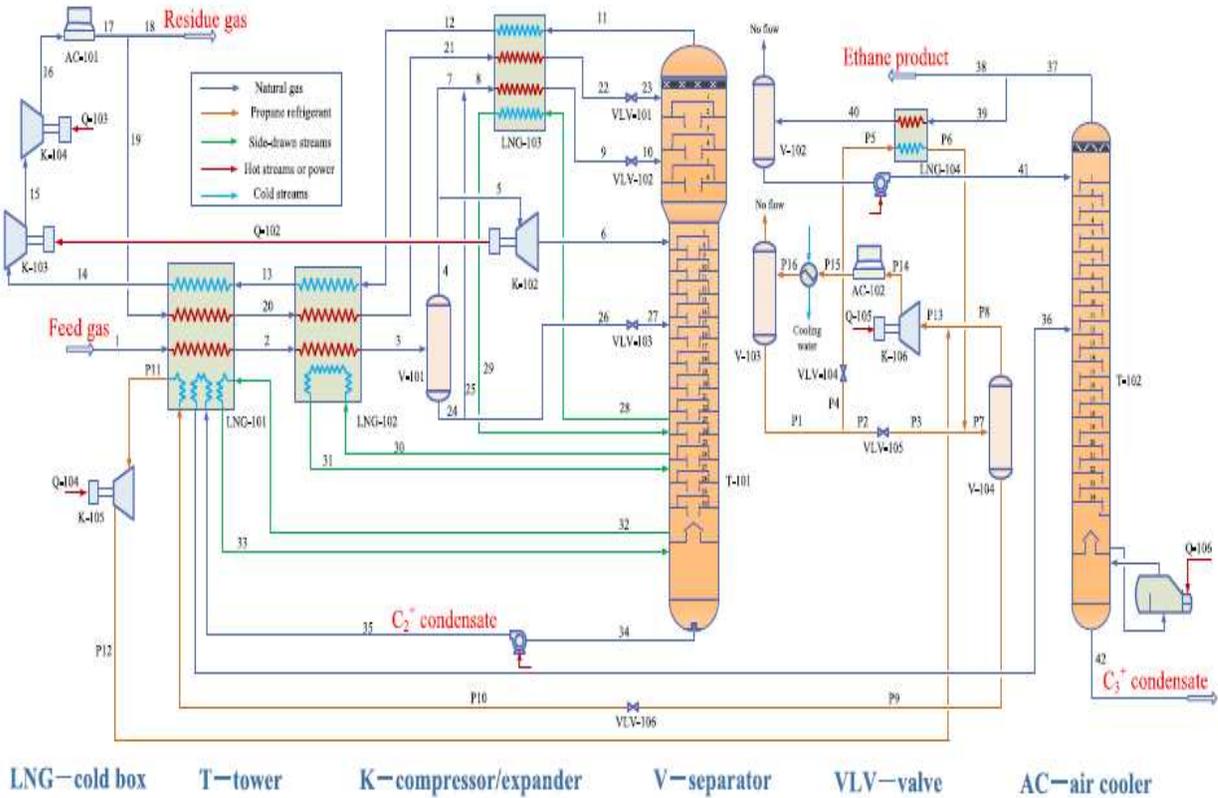
Fuente: Reproducido de *Ortloff's RSV Process*, Ortloff Engineers, 2003.

2.11. PROCESO RSV CONVENCIONAL

Como el proceso RSV está basado de gran manera en el proceso de subenfriamiento de gas (GSP) para la recuperación de etano, debido a que consiste en un proceso de circulación parcial de gas (RSV). En el proceso RSV, el gas residual parcial se condensa, se estrangula, se evapora y luego se devuelve a la parte superior del desmetanizador para formar un ciclo de refrigeración basado en metano, generando energía fría a baja temperatura y mejorando la tasa de recuperación. La tasa de recuperación de etano puede ser superior al 96%. Simultáneamente, el separador de baja temperatura o la mezcla de gas y fase líquida fraccionada se utiliza para enfriarse y estrangularse de nuevo en la parte media-superior del desmetanizador (Jiang & Li, 2021).

Por un lado, el hidrocarburo líquido parcial produce energía fría a bajas temperaturas. Por otro lado, puede absorber hidrocarburos pesados y dióxido de carbono en la fase gaseosa, mejorando la tasa de recuperación y reduciendo el riesgo de congelación y bloqueo. El esquema del proceso RSV para la recuperación de etano se muestra en la Figura 2.14.

Figura 2.14. Esquema del Proceso RSV para la Recuperación de Etano



Fuente: Reproducido de *Schematic of RSV process for ethane recovery* de *Economic and thermodynamic comparison of enhanced recycle split vapor processes for ethane recovery under different rich feed compositions*, Jiang & Li, 2021.

La parte principal del proceso RSV es la siguiente: el gas de alimentación se preenfía en cajas frías y luego parte del condensado se separa en el separador criogénico V-101. El gas separado del V-101 se divide en dos corrientes, la mayor parte de las cuales se expande y enfría mediante un turboexpansor y luego ingresa a la parte superior del desmetanizador T-101. El gas separado restante se mezcla con una parte del líquido separado del V-101 (los hidrocarburos pesados separados tienen la función de evitar la congelación del CO₂ en la parte superior del desmetanizador). El gas residual en la parte superior del T-101 suministra frío a las cajas frías

y luego ingresa al turboexpansor K-103 antes de ser presurizado por el compresor de residuos K-104 a 4500 kPa, enfriado por aire a 50 °C por el enfriador de aire AC-101 y finalmente enviado aguas abajo. Una pequeña parte del gas residual se enfría mediante cajas frías y luego se estrangula como reflujo superior del T-101. Del T-101 se extrae lateralmente 3 corrientes para proporcionar capacidad de enfriamiento para cajas frías. El condensado C₂₊ en el fondo del T-101 se recalienta en diferentes cajas frías y luego ingresa al desetanizador T-102 para su fraccionamiento. Una porción del gas de cabeza del T-102 se usa como producto de etano, y la otra porción se enfría a una fase líquida mediante cajas frías y luego fluye de regreso a la cabeza del T-102 como reflujo. El condensado C₃₊ en el fondo del T-102 ingresa a las unidades de procesamiento de fraccionamiento posteriores (Jiang & Li, 2021).

2.12. PROCESOS RSV MEJORADOS

2.12.1. Proceso RSV2 Modernizado

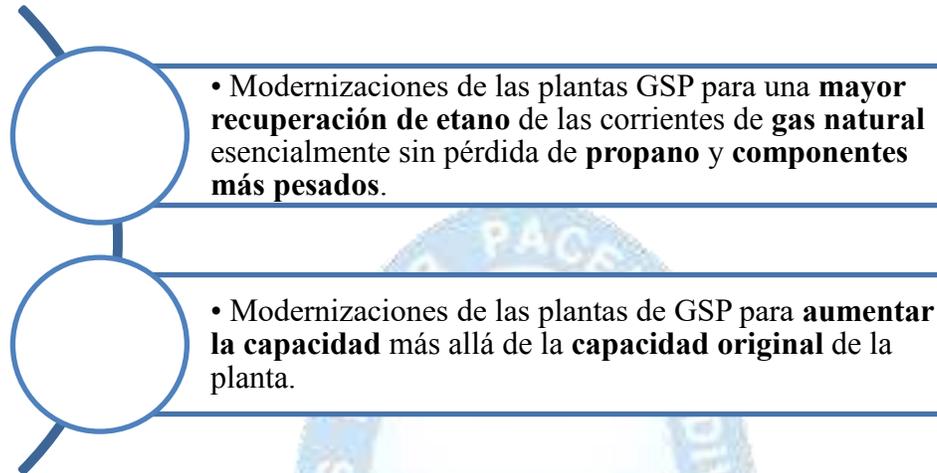
El proceso Ortloff Recycle Split Vapor 2 (RSV2) de UOP es una mejora de la tecnología original Recycle Split Vapor (RSV) de Ortloff al modernizar una planta de recuperación de LGN existente utilizando la tecnología de proceso de subenfriamiento de gas (GSP). El proceso RSV2 para modernizaciones puede proporcionar una recuperación de etano igual o superior a partir de corrientes de gas natural y al mismo tiempo aumentar la capacidad por encima de lo que se puede lograr con la modernización con RSV (UOP & Ortloff, 2016).

El diseño de modernización de RSV2 incorpora los mismos elementos adicionales del equipo de proceso, es decir una nueva columna absorbente, nuevo intercambio de calor, bombas de transferencia de líquido y una corriente de reciclaje de gas residual utilizada al modernizar una planta GSP con RSV. Sin embargo, RSV2 también toma una parte del gas de entrada y evita la planta de recuperación de LGN existente, alimentando el gas de entrada directamente a la parte superior de la columna desmetanizadora existente después de enfriar la corriente en el nuevo equipo intercambiador de calor (UOP & Ortloff, 2016).

RSV2 moderniza eficientemente las plantas GSP para obtener capacidad adicional con recuperaciones de etano iguales o superiores. Además, al igual que RSV, la tecnología RSV2 puede tolerar mayores concentraciones de gas de entrada de CO₂. Debido a que emplea una alimentación de reflujo superior más pobre, la presión de la torre se puede aumentar sin dejar de proporcionar una alta recuperación. Esto proporciona un mayor margen de seguridad frente a la congelación de CO₂ (UOP & Ortloff, 2016).

La Figura 2.15 brinda información sobre las características de las modernizaciones del proceso RSV2 de forma comparativa con el proceso GSP.

Figura 2.15. Aplicaciones Típicas del Proceso RSV2



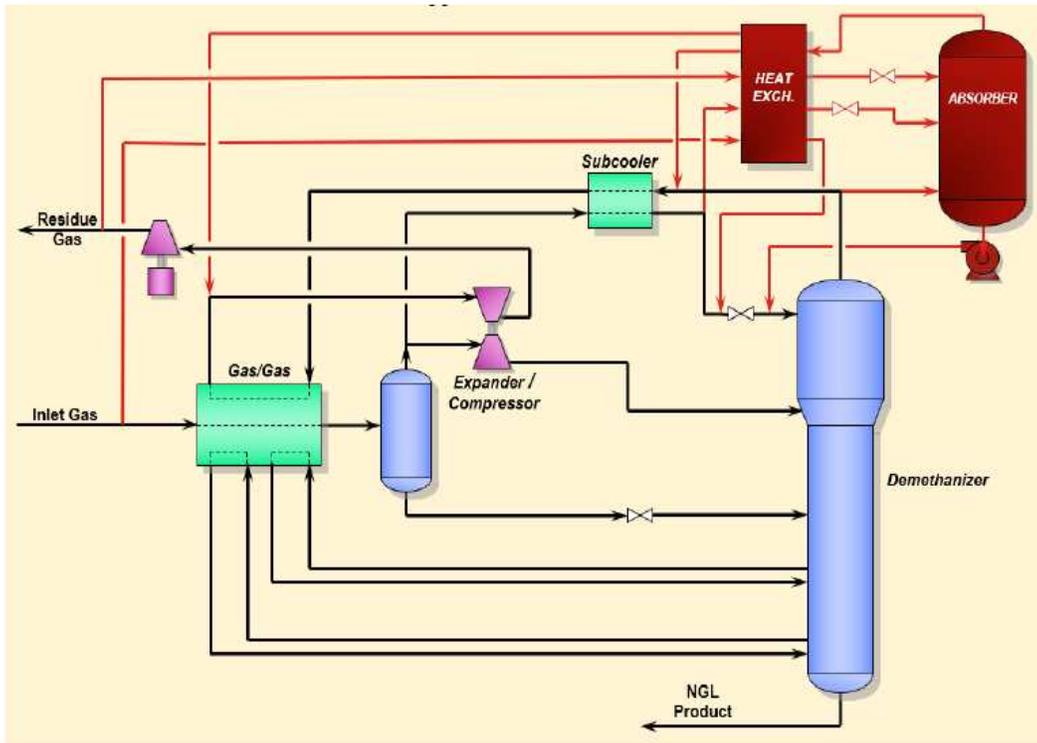
Fuente: Elaborado en base a *Ortloff's RSV2 Process*, UOP & Ortloff, 2016.

El proceso RSV2 puede adaptarse a la mayoría de las composiciones de gas natural. Las composiciones de gases más ricas pueden requerir la adición de un sistema de refrigeración. Generalmente son deseables presiones de entrada superiores a 600 psi. En el modo de recuperación de etano, el proceso RSV2 produce una corriente mixta de productos de LGN, que normalmente cumple con una especificación máxima de metano en etano líquido. Además, la corriente de producto del gas residual contendrá metano y componentes más ligeros, tales como hidrógeno y/o nitrógeno (UOP & Ortloff, 2016).

La tecnología Ortloff RSV de UOP se desarrolló a finales de la década de 1990 y se utilizó por primera vez en 2000. Más de 30 plantas RSV están en funcionamiento en todo el mundo, con tamaños que van desde 28 MMSCFD hasta 1,5 BCFD. Ortloff también tiene una amplia experiencia en modernización de plantas, habiendo modernizado más de 50 plantas en todo el mundo con tamaños que van desde 10 MMSCFD a 1,2 BCFD, incluidas 4 modernizaciones a RSV. RSV2 utiliza RSV probado y otros conceptos de proceso implementados en la tecnología de Ortloff (UOP & Ortloff, 2016).

En la Figura 2.16, se observa un esquema del proceso RSV2, donde se puede apreciar los cambios en su configuración y los equipos que conforman dicho proceso en comparación al RSV convencional.

Figura 2.16. Esquema del Proceso RSV2

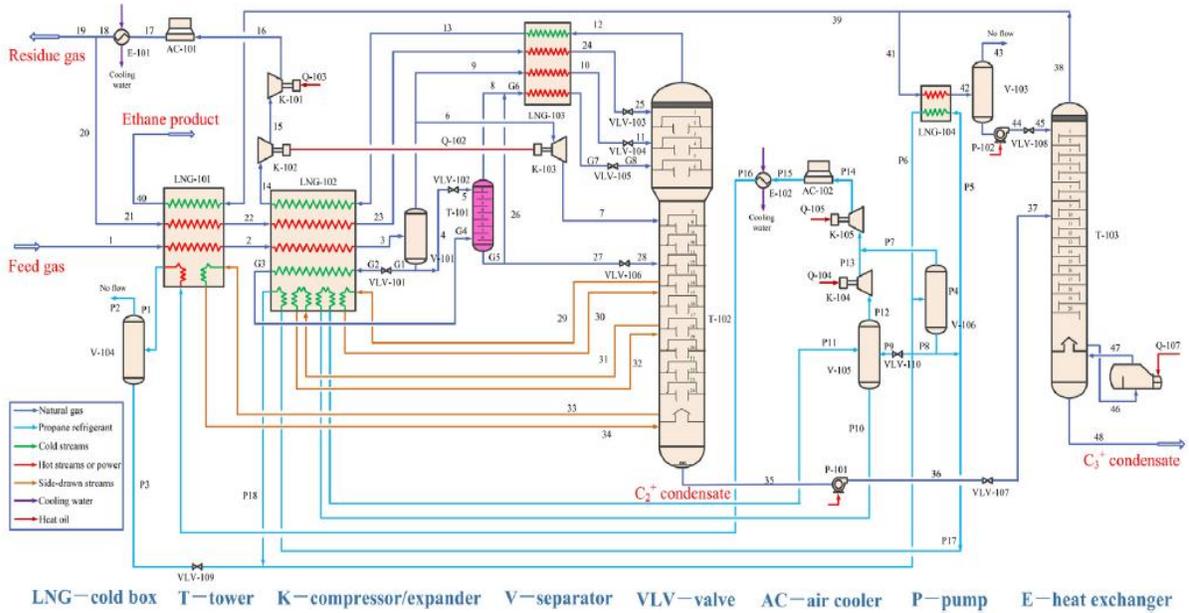


Fuente: Reproducido de *Ortloff's RSV2 Process*, UOP & Ortloff, 2016.

2.12.2. Proceso RSVG

La idea de mejora del proceso RSVG, mostrado en la configuración de la Figura 2.17, es conservar el carácter único del reflujo del gas residual seco del proceso RSV, combinar la fase líquida del separador criogénico con un método de preenfriamiento dividido y una torre de absorción, y utilizar la diferencia de temperatura para lograr una mayor separación de la fase líquida pesada. La fase líquida estrangulada del separador criogénico se utiliza como alimentación superior de la torre de absorción. Por el contrario, la otra fase líquida se estrangula y luego ingresa a la caja fría, y se utiliza como alimentación inferior de la torre de absorción después de que aumenta la temperatura. El metano y otros componentes ligeros de la alimentación superior de la torre de absorción se eliminan, lo que aumenta significativamente el contenido de metano en la alimentación superior del desmetanizador, mejorando el efecto de condensación de los componentes pesados en la parte superior del desmetanizador y aumentando la tasa de recuperación de etano (Jiang & Li, 2021).

Figura 2.17. Esquema del Proceso RSVG para la Recuperación de Etano

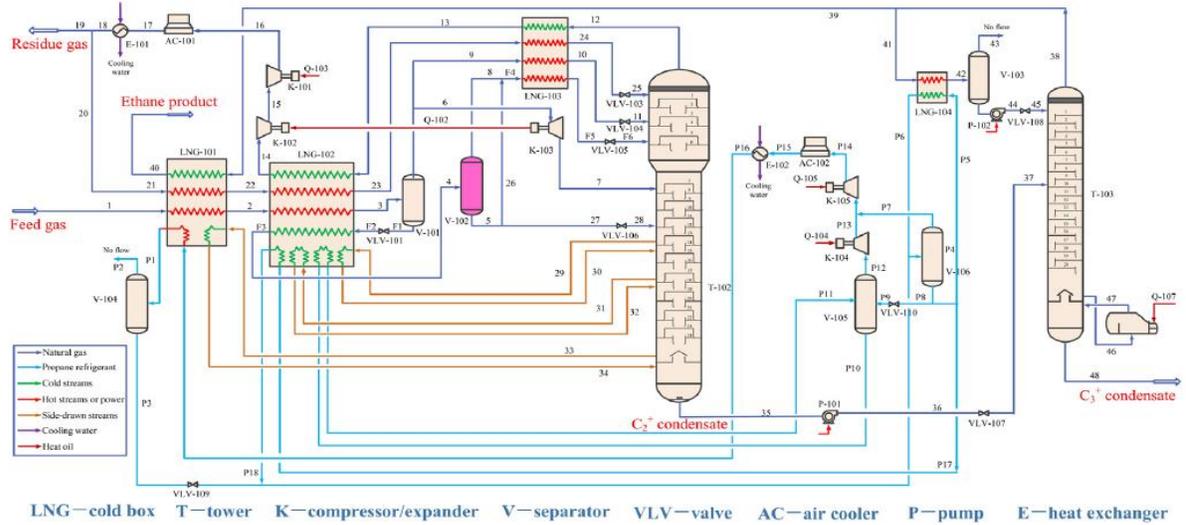


Fuente: Reproducido de *Schematic of RSVG process for ethane recovery* de *Economic and thermodynamic comparison of enhanced recycle split vapor processes for ethane recovery under different rich feed compositions*, Jiang & Li, 2021.

2.12.3. Proceso RSVF

El esquema del proceso RSVF para la recuperación de etano se muestra en la Figura 2.18. La idea de mejora del proceso RSVF es conservar el carácter único del reflujo del gas residual seco del proceso RSV, utilizando un método de separación de dos etapas, es decir, un separador flash se conecta en serie después del separador criogénico. Después de ser estrangulada, la fase líquida del separador criogénico entra en la caja fría para el intercambio de calor y luego entra en el separador flash para separar los componentes ligeros como el metano para lograr la preseparación de los componentes ligeros y pesados. La alimentación de la parte superior del desmetanizador con mayor contenido de metano mejora aún más las tasas de condensación y recuperación de etano. Simultáneamente, debido a la temperatura ligeramente más alta del separador criogénico, el volumen de alimentación del expansor aumenta, la capacidad de frío producida por la expansión y la potencia del eje recuperada por el compresor coaxial aumentan, lo que reduce el consumo de energía de los compresores de gas residual (Jiang & Li, 2021).

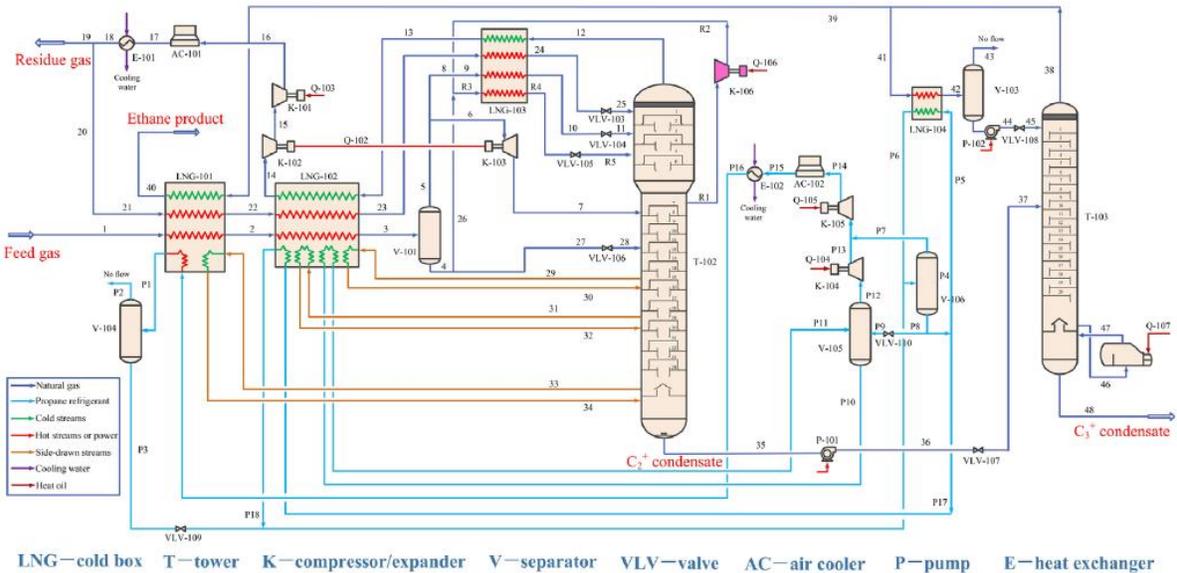
Figura 2.18. Esquema del Proceso RSVF para la Recuperación de Etano



Fuente: Reproducido de *Schematic of RSVF process for ethane recovery* de *Economic and thermodynamic comparison of enhanced recycle split vapor processes for ethane recovery under different rich feed compositions*, Jiang & Li, 2021.

2.12.4. Proceso SRCR

Figura 2.19. Esquema del Proceso SRCR para la Recuperación de Etano

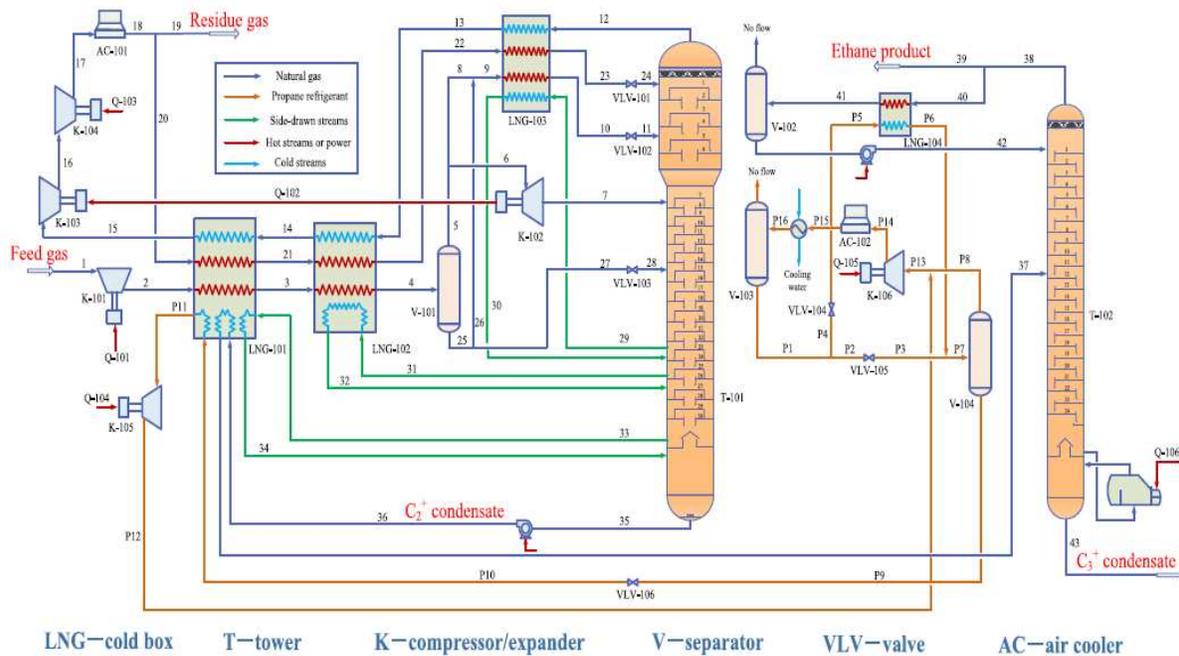


Fuente: Reproducido de *Schematic of SRCR process for ethane recovery* de *Economic and thermodynamic comparison of enhanced recycle split vapor processes for ethane recovery under different rich feed compositions*, Jiang & Li, 2021.

La idea de mejora del proceso SRCR, cuyo esquema del proceso SRCR para la recuperación de etano se muestra en la Figura 2.19, es conservar el carácter único del proceso RSV para el retorno del gas residual seco. Aprovechando la característica única del proceso de rectificación suplementaria con compresión (SRC), es que parte de la fase gaseosa que se extrae de la parte superior del desmetanizador es presurizada por el compresor, se intercambia calor con el gas de la parte superior del desmetanizador y condensado como reflujo de la parte superior del desmetanizador, mejorando el efecto de rectificación y minimizando la pérdida de etano y componentes más pesados en la parte superior del desmetanizador, lo que puede aumentar la tasa de recuperación de etano (Jiang & Li, 2021).

2.12.5. Proceso RSVPP

Figura 2.20. Esquema del Proceso RSVPP



Fuente: Reproducido de *Schematic diagrams of RSVPP de Comprehensive comparison of enhanced recycle split vapour processes for ethane recovery*, Zhang et al., 2020.

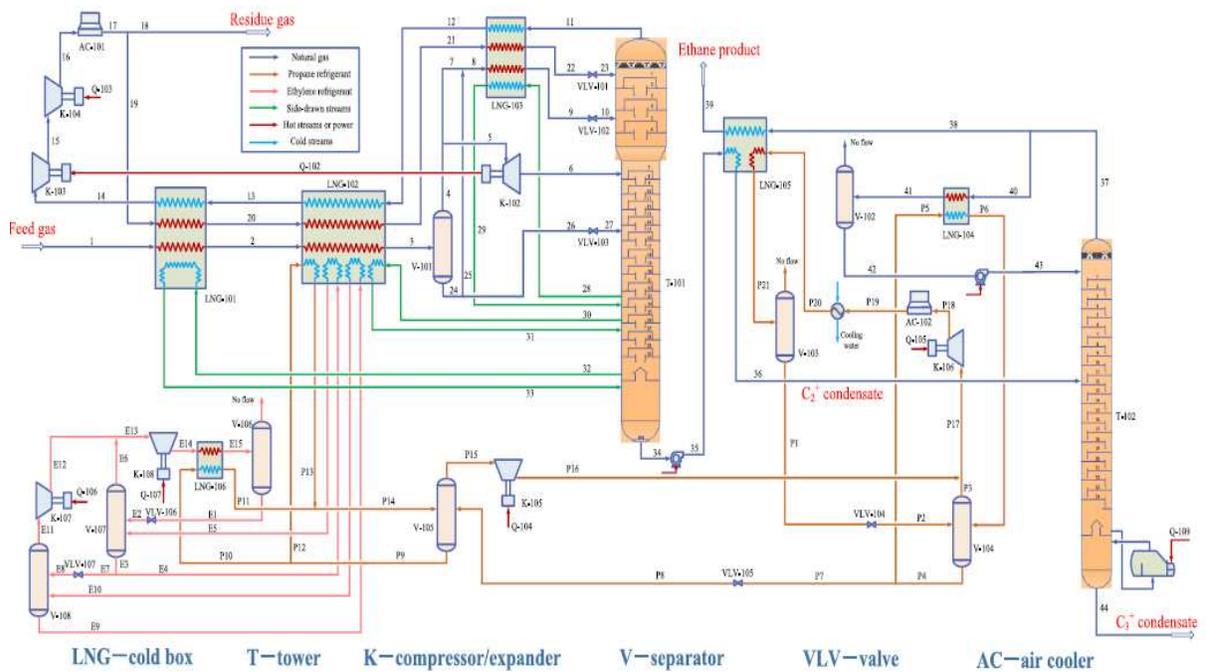
En comparación con el proceso RSV convencional, el RSV con refrigeración y prepresurización por propano (RSVPP), mostrado en la Figura 2.20, donde se añade sólo un compresor de entrada, que permite que el gas de alimentación intercambie calor en los preenfriadores LNG-101 y LNG-102 a alta presión. El calor latente del gas de alimentación es menor a alta presión, lo que favorece más la separación previa de hidrocarburos pesados en el

separador criogénico V-101, y una relación de expansión mayor complementará aún más la capacidad de refrigeración. En comparación con el proceso RSV convencional, la tasa de recuperación de etano del RSVPP mejora enormemente. La tecnología de prepresurización está desarrollada específicamente para el gas de alimentación especial (Zhang et al., 2020)

2.12.6. Proceso RSVPE

La Figura 2.21 muestra que el ciclo de refrigeración de etileno en el RSVPE es relativamente complejo, puesto que para compensar las deficiencias de la alta temperatura de enfriamiento del refrigerante de propano en el proceso RSV convencional, el RSVPE preenfía el gas de alimentación agregando un sistema de refrigeración de etileno (Zhang et al., 2020).

Figura 2.21. Esquema del Proceso RSVPE



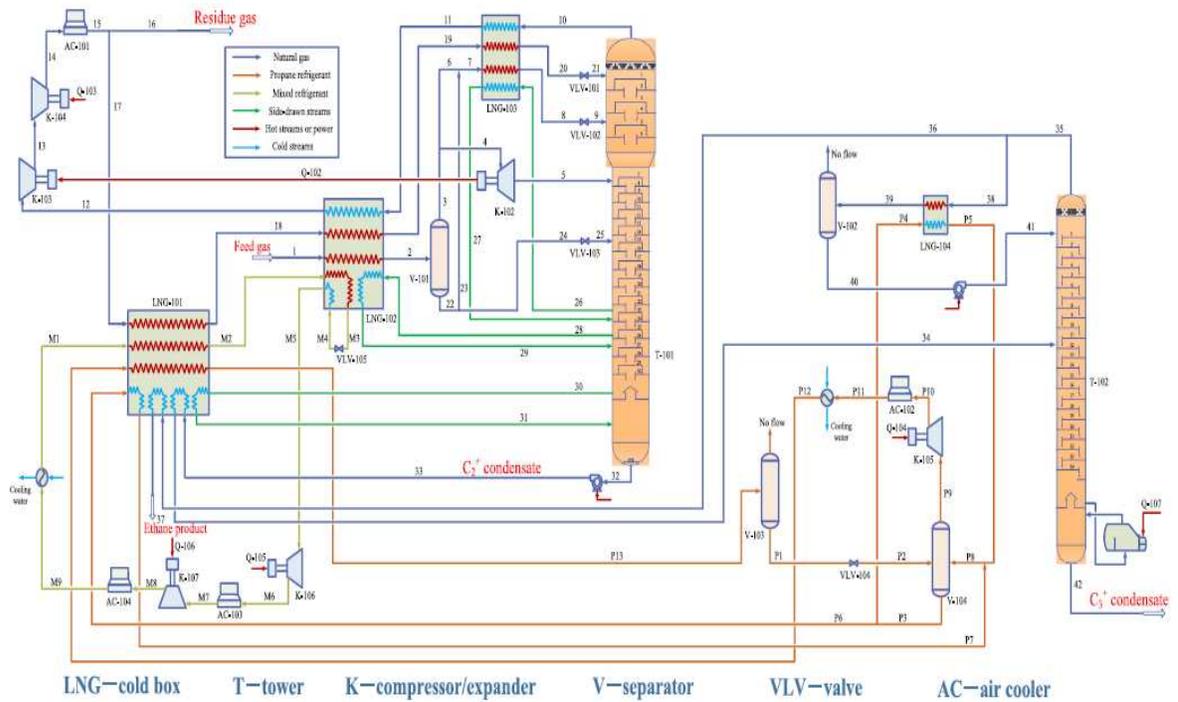
Fuente: Reproducido de *Schematic diagrams of RSVPE* de *Comprehensive comparison of enhanced recycle split vapour processes for ethane recovery*, Zhang et al., 2020.

2.12.7. Proceso RSVPM

Para simplificar la estructura del ciclo de refrigeración, mejorar la integración térmica en la caja fría y reducir el consumo de energía de los servicios públicos, se desarrolló un proceso RSV mejorado (RSVPM), mostrado en la Figura 2.22 mediante el uso de refrigerante mixto en lugar del ciclo de refrigeración de etileno. La idea de un ciclo de refrigeración de refrigerante

mixto en el RSVPM proviene del proceso de refrigeración en un proceso de licuefacción de gas natural, pero el nivel de temperatura requerido en el proceso de recuperación de etano es mayor que en el proceso de licuefacción de gas natural, por lo que la composición del refrigerante mixto es bastante diferente del refrigerante mixto utilizado en la licuefacción del gas natural (Zhang et al., 2020).

Figura 2.22. Esquema del Proceso RSVPM

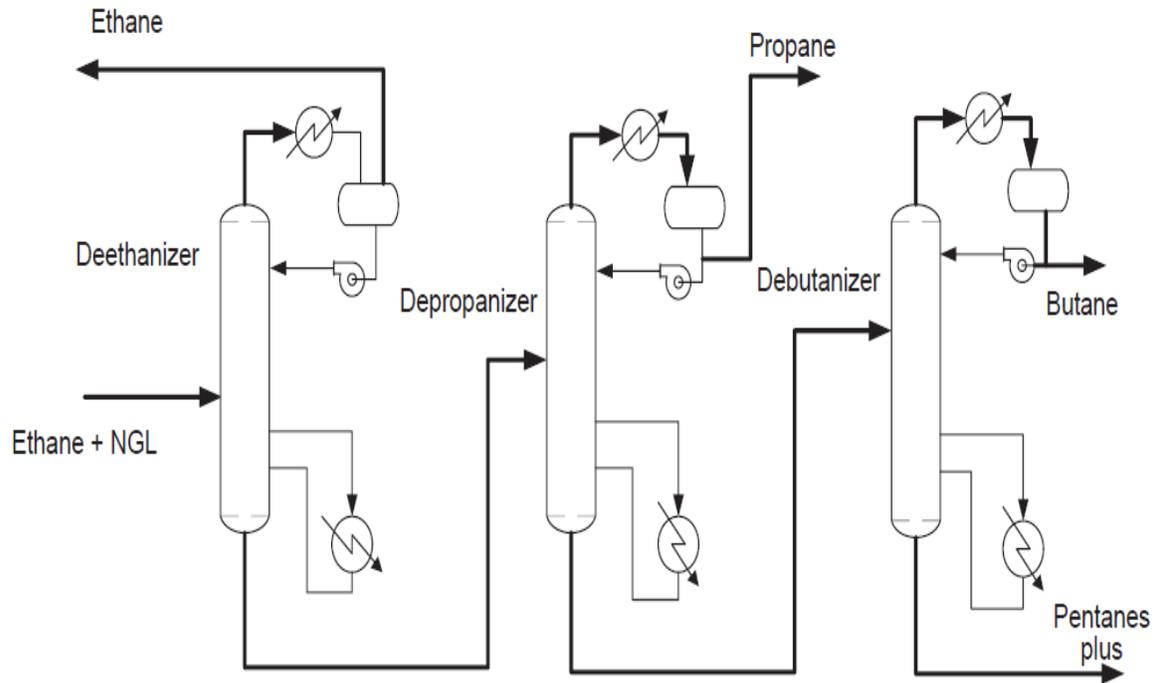


Fuente: Reproducido de *Schematic diagrams of RSVPM de Comprehensive comparison of enhanced recycle split vapour processes for ethane recovery*, Zhang et al., 2020.

2.13. FRACCIONAMIENTO DE LGN

Los LGN producidos en la unidad de recuperación de LGN se envía normalmente a un centro de fraccionamiento para su posterior procesamiento en productos individuales. En la Figura 2.23 se muestra una imagen de un centro de fraccionamiento. Generalmente se fracciona calentando la corriente de LGN y procesándola a través de una serie de columnas de destilación. El fraccionamiento aprovecha los diferentes puntos de ebullición de los diversos componentes de LGN. A medida que se calienta la corriente de LGN, el componente más ligero (el de punto de ebullición más bajo) se evapora primero y se separa (Mokhatab & Poe, 2012).

Figura 2.23. Diagrama Esquemático Típico del flujo de Fraccionamiento de LGN



Fuente: Reproducido de *Typical NGL fractionation flow schematic* de *Handbook of Natural Gas Transmission and Processing*, Mokhatab & Poe, 2012.

El vapor de cabeza se condensa y una parte se utiliza como reflujo y la parte restante se envía al almacenamiento de producto. La mezcla líquida más pesada en la parte inferior de la primera columna se envía a la segunda columna, donde se repite el proceso y se separa un componente de LGN diferente como producto. Este proceso se repite hasta que todos se separan en sus componentes individuales. Existen muchas opciones para configurar el tren de fraccionamiento de LGN y la disposición óptima puede variar según las composiciones y las especificaciones del producto (Mokhatab & Poe, 2012).

2.14. CICLOS DE DE REFRIGERACIÓN

Según Cengel & Boles (2009), la refrigeración es una de las principales áreas de aplicación de la termodinámica, que consiste en la transferencia de calor desde una región de menor temperatura hacia una región de mayor temperatura. Los fluidos que generan refrigeración se denominan refrigerantes, y los ciclos en los que operan se denominan ciclos de refrigeración. Uno de los ciclos de refrigeración más utilizados es el de compresión de vapor, donde el refrigerante se evapora y luego se condensa alternativamente para comprimirse en la

fase de vapor. No obstante, otro ciclo de refrigeración frecuentemente estudiado es el ciclo de refrigeración de gas en el que el refrigerante permanece en la fase de gas en todo momento.

2.15. BALANCE DE MATERIA

Según Felder & Rousseau (2004) la ecuación general del balance refleja la conservación de la masa o materia en un sistema (una sola unidad de proceso, un conjunto de unidades o un proceso completo) y matemáticamente se representa como:

$$\text{entrada} + \text{generación} - \text{salida} - \text{consumo} = \text{acumulación} \quad \text{Ec.A}$$

Felder & Rousseau, (2004) también describen las reglas se aplican para simplificar la ecuación general de balance de materia:

- ✓ Si la cantidad balanceada es la masa total, se establece que tanto la generación = 0 como el consumo = 0. Debido a que es imposible crear o destruir la masa.
- ✓ Si la sustancia balanceada es una especie no reactiva (es decir que no existe reactivos que se consuman ni productos que se generen), se establece que generación= 0 y consumo = 0.
- ✓ Si un sistema se encuentra en estado estacionario, se establece que acumulación = 0, independientemente de lo que se esté balanceando. Por consiguiente, en un sistema en estado estacionario nada cambia con el tiempo, incluyendo la cantidad de la variable que se balancea.

2.16. BALANCE DE ENERGÍA

Según Cengel & Boles (2009) el balance de energía puede aplicarse a cualquier tipo de sistema de cualquier clase de proceso e involucra la comprensión de las distintas formas de energía y la forma de reconocer los modos en que dicha energía se transfiere. Además, el principio de conservación de la energía es expresado como: “el cambio neto (puede ser aumento o disminución) que la energía total del sistema experimenta durante un proceso resulta igual a la diferencia entre la energía total de entrada y la energía total de salida del sistema durante dicho proceso”. Es decir:

$$\begin{aligned} & \text{Energía total que entra al sistema} - \text{Energía total que sale del sistema} \\ & = \text{Cambio en la Energía total del sistema} \end{aligned}$$

Ec.B

También es importante considerar que un sistema puede denominarse abierto o cerrado dependiendo de que la masa atraviesa o no las fronteras del sistema analizado durante el tiempo cubierto por el balance de energía (Felder & Rousseau, 2004).

Un sistema cerrado, también conocido como una masa de control, consiste en una cantidad fija de masa donde ninguna otra puede atravesar su frontera. Sin embargo, la energía, en forma de calor o trabajo puede atravesar la frontera; además, el volumen de un sistema cerrado no tiene que ser fijo. En caso de que se impida la transferencia de energía, se trata de un sistema aislado (Cengel & Boles, 2009).

Felder & Rousseau (2004) indican que un sistema de proceso por lotes es cerrado. El balance de energía integral para un sistema cerrado se describe entre dos instantes dados. Como la energía no puede crearse ni destruirse, tanto los términos asignados para la generación y el consumo del balance general se cancelan, lo cual deja:

$$\text{acumulación} = \text{entrada} - \text{salida} \quad \text{Ec.C}$$

En el balance integral de materia para un sistema cerrado, los términos de entrada y salida se eliminan, debido a que la masa no atraviesa las fronteras de un sistema cerrado. Aunque de forma similar a los balances de masa, es posible que se transfiera energía a través de las fronteras como calor o trabajo. De todos modos, el término de acumulación es igual al valor final de la cantidad balanceada, menos el valor inicial de esta cantidad. Lo que se expresa como:

$$\text{energía final} - \text{energía inicial} = \text{energía neta transferida} \quad \text{Ec.D}$$

Un sistema abierto, también denominado volumen de control, consiste en un sistema relacionado a un dispositivo que tiene un flujo másico, como un compresor, turbina o tobera. En este caso, la masa y también la energía pueden atravesar la frontera de un volumen de control (Cengel & Boles, 2009).

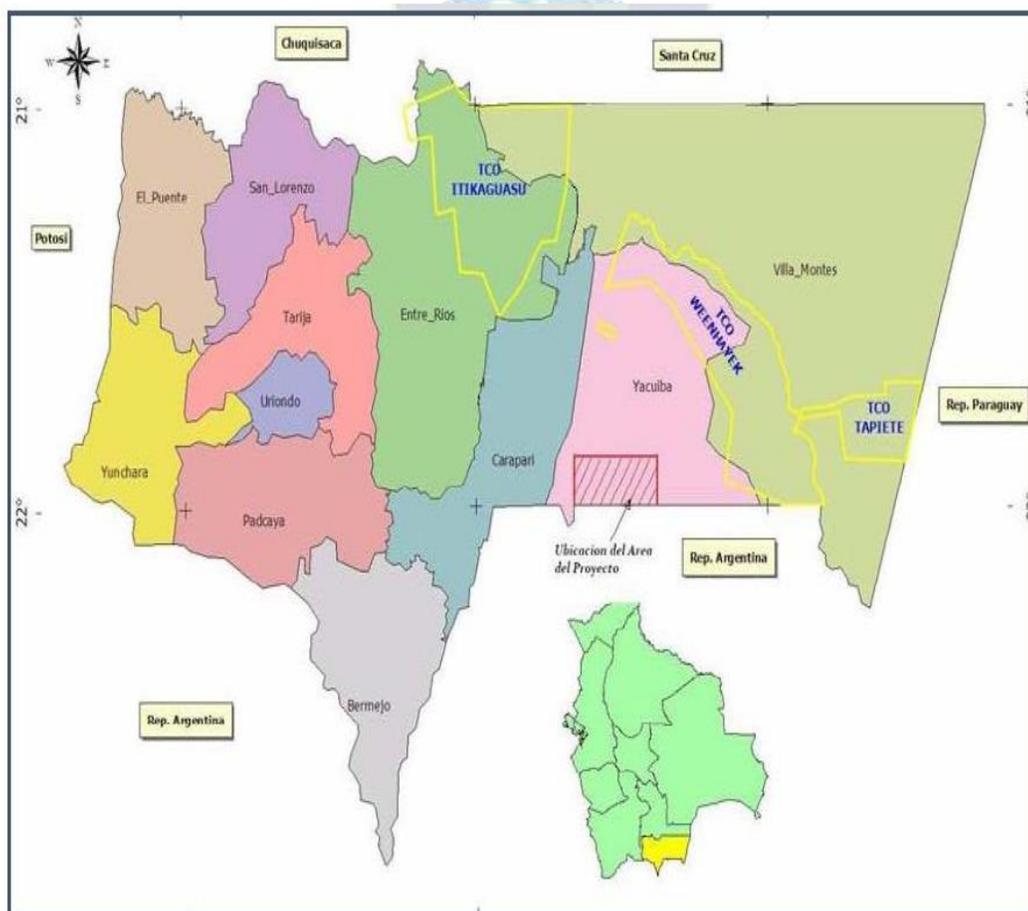
Los sistemas semicontinuos y continuos son abiertos. En un balance de energía en sistemas abiertos, la masa atraviesa las fronteras de un sistema a medida que dicho balance sucede. Cuando una determinada masa se introduce al sistema es necesario realizar trabajo sobre el mismo y también cuando emerge masa del sistema se existe trabajo sobre los alrededores. Para ello se describe también el cálculo del trabajo la proporción de energía transferida como trabajo requerido para desplazar un fluido a través de un sistema de proceso continuo, además de la entalpía específica para el balance de un sistema abierto en estado estacionario. (Felder & Rousseau, 2004).

CAPÍTULO 3 - OPERATIVIDAD DE LA PSLCV

3.1. LOCALIZACIÓN GEOGRÁFICA

La Planta Separadora de Líquidos Carlos Villegas (PSLCV), también conocida como Planta Gran Chaco, geográficamente se encuentra ubicada en el Municipio de Yacuiba, Provincia Gran Chaco, en el departamento de Tarija de Bolivia, como se puede apreciar en el mapa de la Figura 3.1.

Figura 3.1. Localización Geográfica de la PSLCV



Fuente: Tomada del Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPFB, 2023.

En la Figura 3.2, se muestra una imagen satelital de la planta donde también se puede observar su conexión con el gasoducto GIJA y su estación de bombeo.

Figura 3.2. Imagen Satelital de la PSLCV



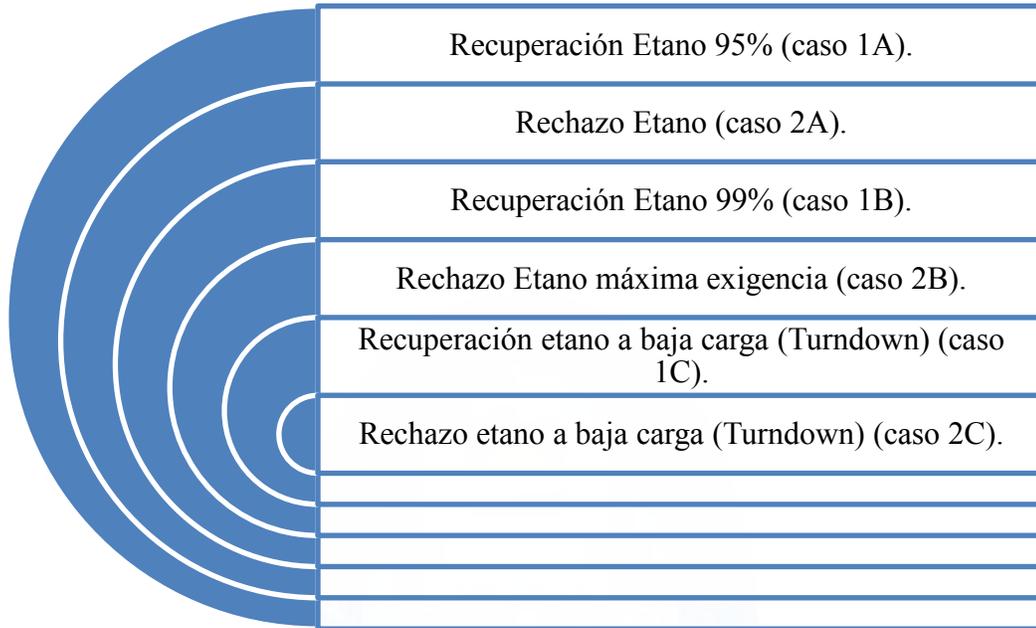
Fuente: Tomada desde Google Maps, 2024.

3.2. BASES DEL DISEÑO

De acuerdo al manual de operaciones la planta de Separación de Líquidos Carlos Villegas (PSLCV), las bases del diseño relacionadas a la operatividad establecen que la misma puede operar en dos modos diferentes: Recuperación de etano y Rechazo de etano.

El proceso RSV (RECYCLE SPLIT VAPOR) licenciado por Ortloff permite un esquema de operación cambiante entre recuperación y rechazo de etano. La característica principal del proceso se basa en una recirculación de gas residual de alta presión, el cual es condensado en la sección criogénica y utilizado como reflujo superior en la columna de dicha sección. La Ingeniería Básica ha contemplado seis casos de simulación (BM&E) mostrados en la infografía de la Figura 3.3 para establecer los extremos operativos de la misma. Por consiguiente, se tiene previsto que la planta pueda operar en las condiciones planteadas por cada uno de los casos considerados y en las condiciones operativas intermedias, aunque los caudales de entrada a la Unidad sean variables dependiendo del caso. (ANH & YPFB, 2023).

Figura 3.3. Casos de Simulación de la Operatividad de PSLCV



Fuente: Elaboración en función a Bases de Diseño y Fundamentos del Proceso del Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPF, 2023.

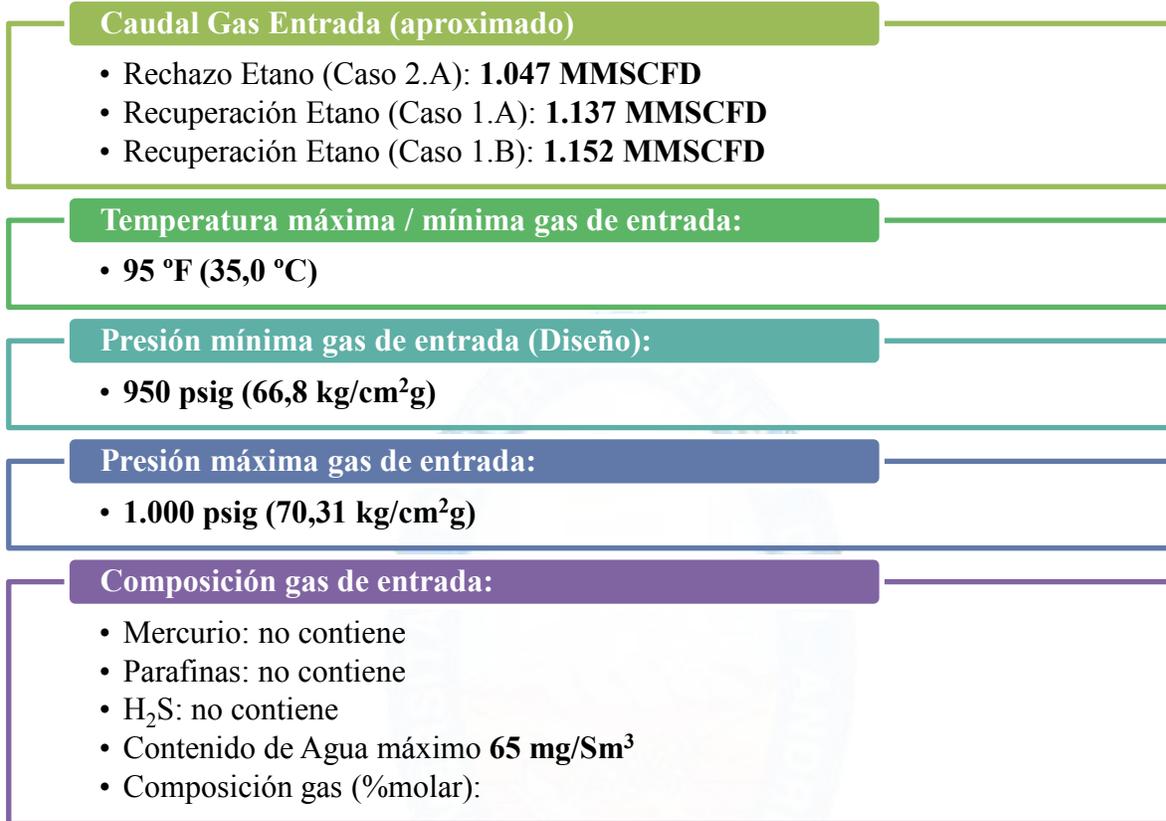
3.2.1. Capacidad

La base de diseño principal de la planta es el Caudal de Gas Residual reinyectado al GIJA cuyo valor es de 978 MMSCFD (27.700.000 Sm³/d). El caudal de entrada a la PSLCV es calculado de modo tal que con la recuperación especificada según cada modo de operación siempre se cumpla el caudal de gas residual producto señalado. Los caudales de entrada a la planta varían dependiendo del caso, 1137 MMSCFD para caso 1A Recuperación etano 95% y 1047 MMSCFD para caso 2A Rechazo de etano; siendo siempre el caudal de gas residual producido de 978 MMSCFD (ANH & YPF, 2023).

3.2.2. Condiciones de Entrada

La Figura 3.4 muestra las condiciones de entrada con los valores de algunas variables importantes tales como, caudal del gas, temperatura, presión máxima y mínima, así como la composición.

Figura 3.4. Condiciones de Entrada a PSLCV



Fuente: Elaborado en base al Manual de Operación de PSLCV. ANH & YPF, 2023.

3.2.3. Condiciones de los Productos

Los productos obtenidos en la PSLCV se muestran en la infografía de la Figura 3.5.

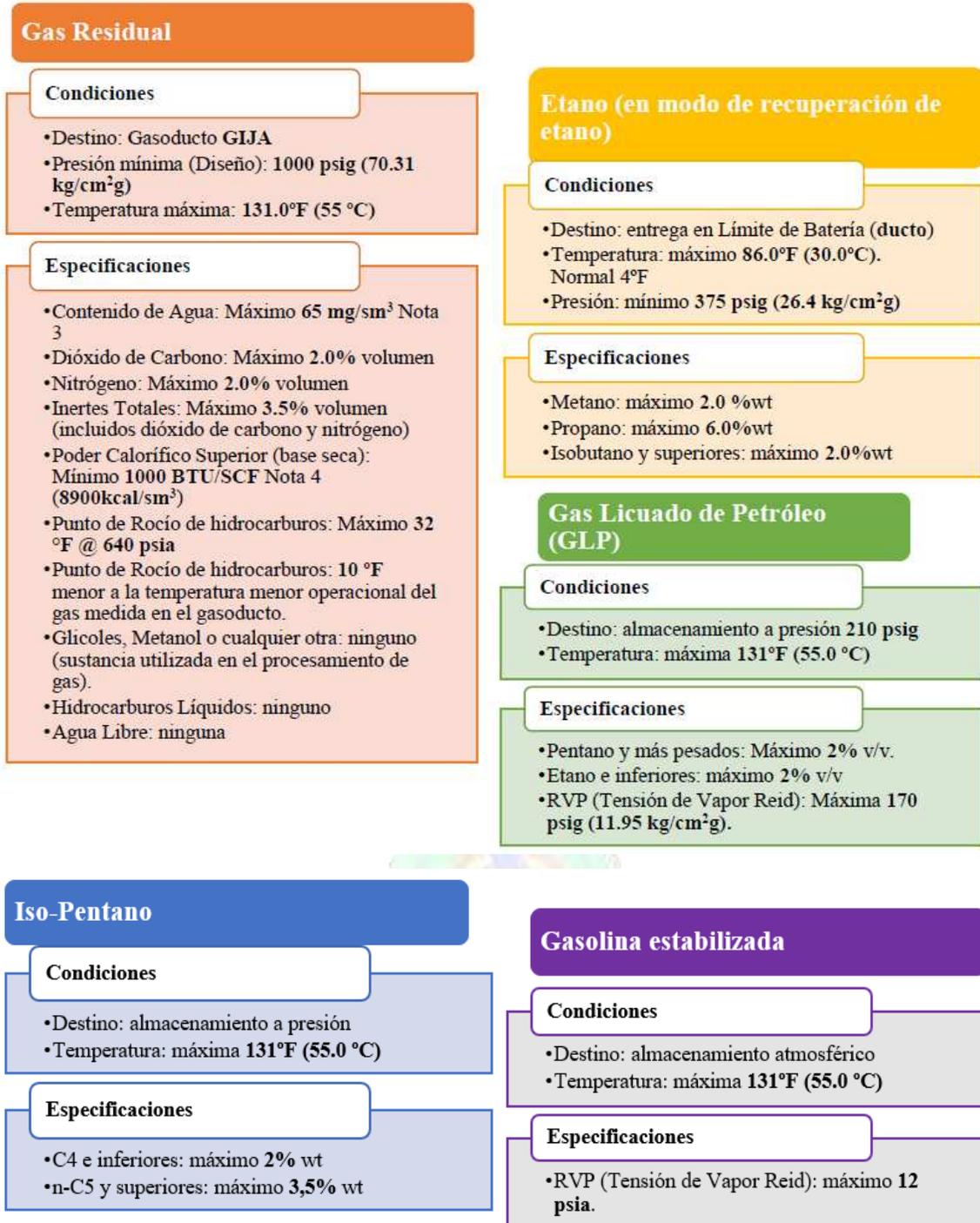
Figura 3.5. Productos de PSLCV



Fuente: Elaborado en base al Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPF, 2023.

En la infografía de la Figura 3.6, se describen las condiciones y las especificaciones de cada uno de los productos.

Figura 3.6. Especificaciones de los Productos de PSLCV

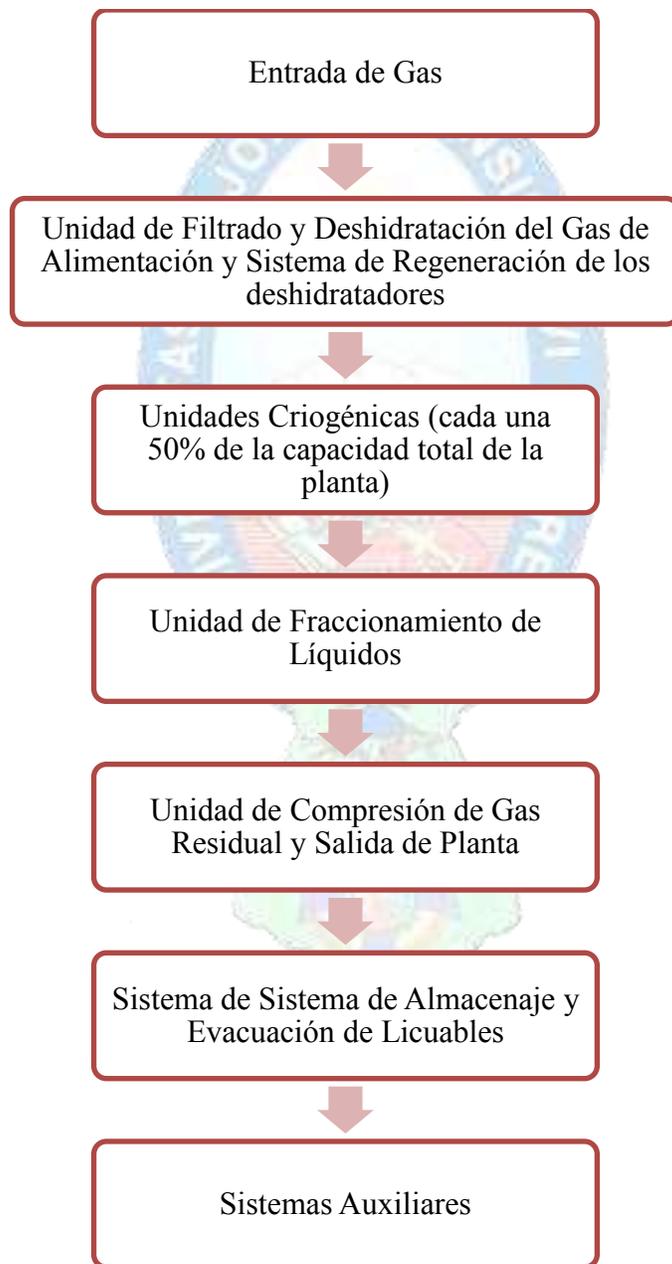


Fuente: Elaborado en base al Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPFB, 2023.

3.3. DESCRIPCIÓN DE LOS PROCESOS EN PSLCV

Como toda planta industrial, puede distinguirse entre una serie de secciones de proceso y una de servicios auxiliares donde se aporta todo lo necesario para que la Unidad principal funcione. Las distintas secciones que componen la PSLCV se observan en el flujograma de la Figura 3.7.

Figura 3.7. Secciones de la PSLCV



Fuente: Elaborado en base al Manual de Operación de PSLCV (ANH & YPFB, 2023).

3.3.1. Entrada de Planta

El gas proveniente del gasoducto GIJA, como indica la Figura 3.8, donde se muestra el Gasoducto GIJA y la corriente de entrada del gas de alimentación a PSLCV, el gas ingresa a la planta mediante la sección de entrada a una presión mínima de 950 psig una temperatura de 95 °F. En la línea de entrada, se deriva una alimentación de fuel gas hacia los turbocompresores y turboexpander y también para abastecer los consumos durante las maniobras de puesta en marcha de la planta. Las dos líneas cuentan con preacondicionamiento del gas con objeto de cumplir los requerimientos de los equipos asociados. Como la presión de diseño del GIJA es superior a la de planta (1.135 psig), antes de la válvula de corte se instalan las válvulas de seguridad que protegen todas las instalaciones aguas abajo, ante un cierre inadvertido (ANH & YPFB, 2023).

Figura 3.8 Entrada de Planta PSLCV



Fuente: Elaborado en base al Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPFB, 2023.

Existe un Puente de Medición de Gas de Entrada para medir el caudal total de gas a procesar. Este puente consta de dos medidores de caudal tipo ultrasónico (uno en servicio y otro en stand-by) nivelados por presión y temperatura, una toma muestras para análisis de punto de rocío o dew point de agua e incluyendo la cromatografía para análisis de composición del gas de entrada. En la Figura 3.9 se muestra el ingreso de la corriente principal de gas de alimentación a la PSLCV (ANH & YPFB, 2023).

Figura 3.9. Ingreso de Gas a Planta



Fuente: Elaboración Propia.

Si en algún caso la PSLCV tuviese que salir de servicio, existe un By-pass Total de Planta, ubica dentro de los límites de batería, que hace posible que el gas proveniente de las tres plantas de ajuste de punto de rocío pueda continuar por el ducto sin ser procesado. Adicionalmente, existe otro By-pass Total de planta, que se ubica fuera de los límites de batería, perteneciente y operado por YPFB Transporte, el cual permite que el gas circule por el gasoducto sin ingresar a PSLCV (ANH & YPFB, 2023).

3.3.2. Unidad de Filtrado y Deshidratación del Gas de Alimentación

El gas de alimentación proveniente del Gasoducto de Integración Juana Azurduy (GIJA), después de ingresar a la planta y medir su caudal en el Puente de Medición de Gas de Entrada, la corriente es conducida hacia la unidad de filtración y deshidratación con tamices moleculares mostrados en la Figura 3.10.

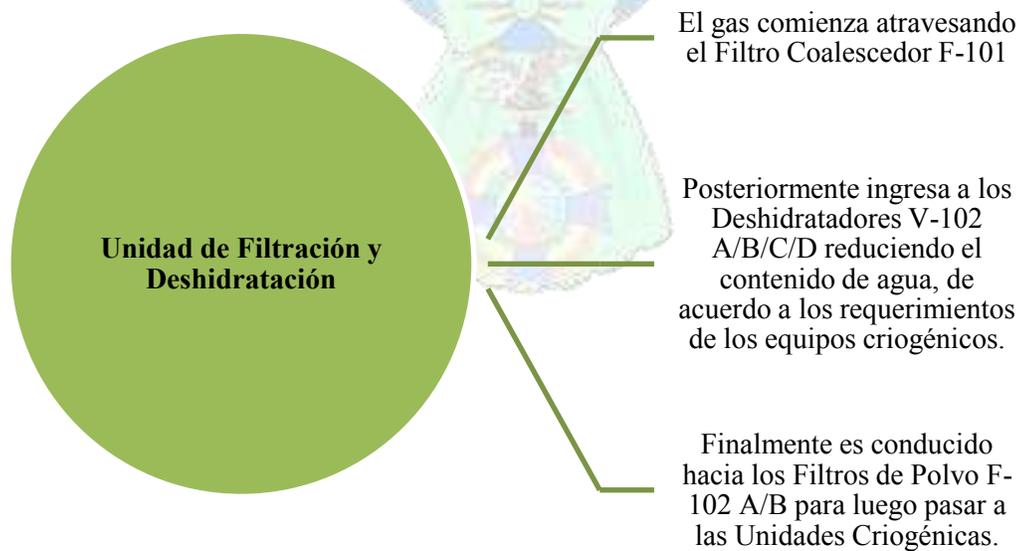
Figura 3.10. Unidad de Deshidratación con Tamices Moleculares en PSLCV



Fuente: Tomado del Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPF, 2023.

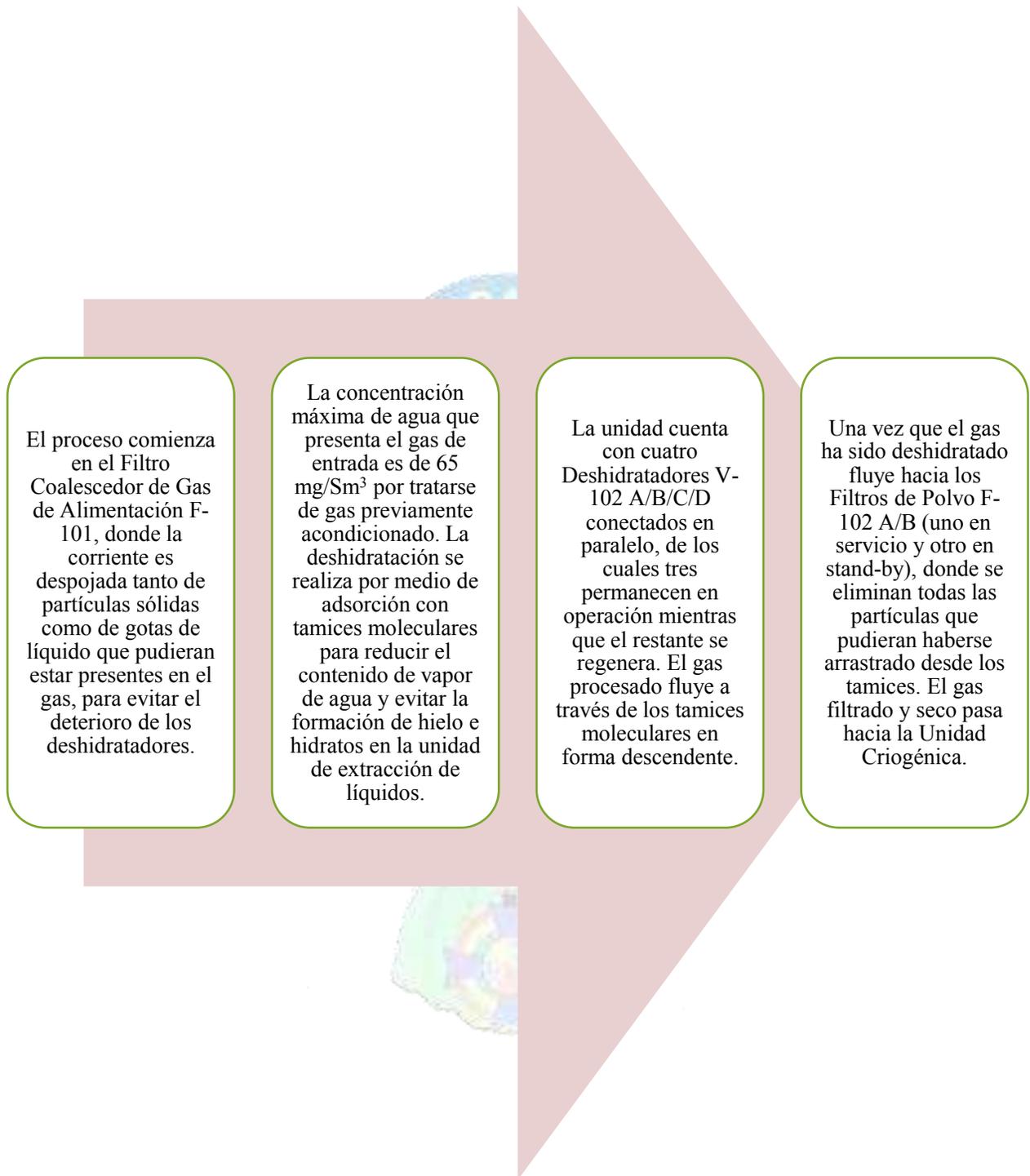
El gas de entrada se dirige hacia la Unidad de Filtración y Deshidratación cuyas características principales se describen en la infografía de la Figura 3.11, donde la función de esta unidad es acondicionar el gas de entrada, removiendo el agua, brindándole las condiciones adecuadas para ser procesado en las Unidad Criogénicas.

Figura 3.11. Características de la Unidad de Filtración y Deshidratación de PSLCV



Fuente: Elaborado en base al Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPF, 2023.

Figura 3.12. Diagrama de flujo de la Unidad de Filtrado y Deshidratación de PSLCV



Fuente: Elaborado en base al Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPFB, 2023.

La Figura 3.12 describe a detalle los procedimientos de la unidad de filtrado y deshidratación, comenzando por el filtro coalescedor del gas de alimentación cuya

concentración máxima de agua es alrededor de 65 mg/Sm^3 que en los tamices moleculares de la unidad de deshidratación por adsorción la cantidad de agua reduce a valores inferiores a 0,1 ppm que equivale a 0,5 lb/MMSCF. En la PSLCV se cuenta con cuatro deshidratadores conectados en paralelo y uno de ellos cumple el rol de regeneración, después de que la corriente de alimentación es deshidratada pasa a los filtros de polvo para posteriormente dirigirse a las unidades criogénicas (ANH & YPFB, 2023).

3.3.3. Sistema de Regeneración de Deshidratadores

Los tamices moleculares de la Unidad de Deshidratación son regenerados utilizando una derivación del gas seco proveniente de los filtros F-102 A/B. La corriente es comprimida por los compresores K-101 A/B (uno en servicio y otro en stand-by) para posteriormente ser enviada hacia el calentador E-501, asociado a los turbogeneradores de dicha Unidad. Entonces, el gas caliente fluye en sentido ascendente a través del lecho que se encuentre regenerando y abandona el deshidratador por el tope, posteriormente es conducido hacia el Aeroenfriador de Gas de Regeneración A-101. El agua que condensa es separada de la corriente gaseosa en el Scrubber de Gas de Regeneración V-103 para luego ser enviada al Sistema de Tratamiento de Agua. Además, el gas de tope del scrubber es reinyectado a la corriente de gas de alimentación aguas arriba del filtro F-101 (ANH & YPFB, 2023).

Después de que el lecho es desabsorbido y enfriado con gas de regeneración frío, las válvulas de control de temperatura del circuito de regeneración bloquean la derivación hacia el equipo E-501, habilitando en su totalidad el paso del gas frío a través del by-pass, es así como se logra enfriar el tamiz y luego el gas que sale del deshidratador es enfriado en el equipo A-101 e ingresa al separador V-103 donde se elimina cualquier líquido que pudiera haber condensado. Posteriormente, la corriente gaseosa retorna al proceso y es inyectada aguas arriba del filtro F-101. Adicionalmente, es importante considerar que previa a la etapa de calentamiento (280°C), se realiza una etapa de precalentamiento (120°C) (ANH & YPFB, 2023).

3.3.4. Unidades Criogénicas

Las Unidades Criogénicas de PSLCV están compuestas por dos trenes equivalentes que operan en paralelo, procesando cada uno el 50% del caudal proveniente de la Unidad de Filtración y Deshidratación. La Figura 3.13 muestra una vista panorámica de las Unidades Criogénicas, entre los principales se tiene a intercambiadores de calor (también denominados

cajas frías), separador frío, reboilers, condensadores y columnas demetanzadoras (ANH & YPFB, 2023).

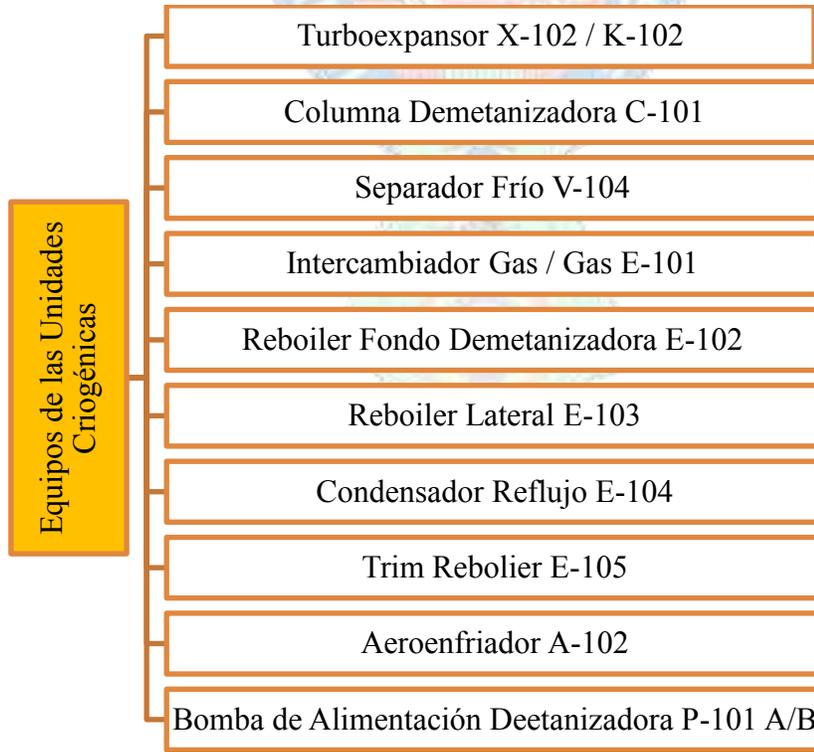
Figura 3.13 Unidades Criogénicas de PSLCV



Fuente: Elaboración Propia.

Los equipos que componen cada tren criogénico se enlistan a detalle en la infografía de la Figura 3.14 con su respectiva simbología.

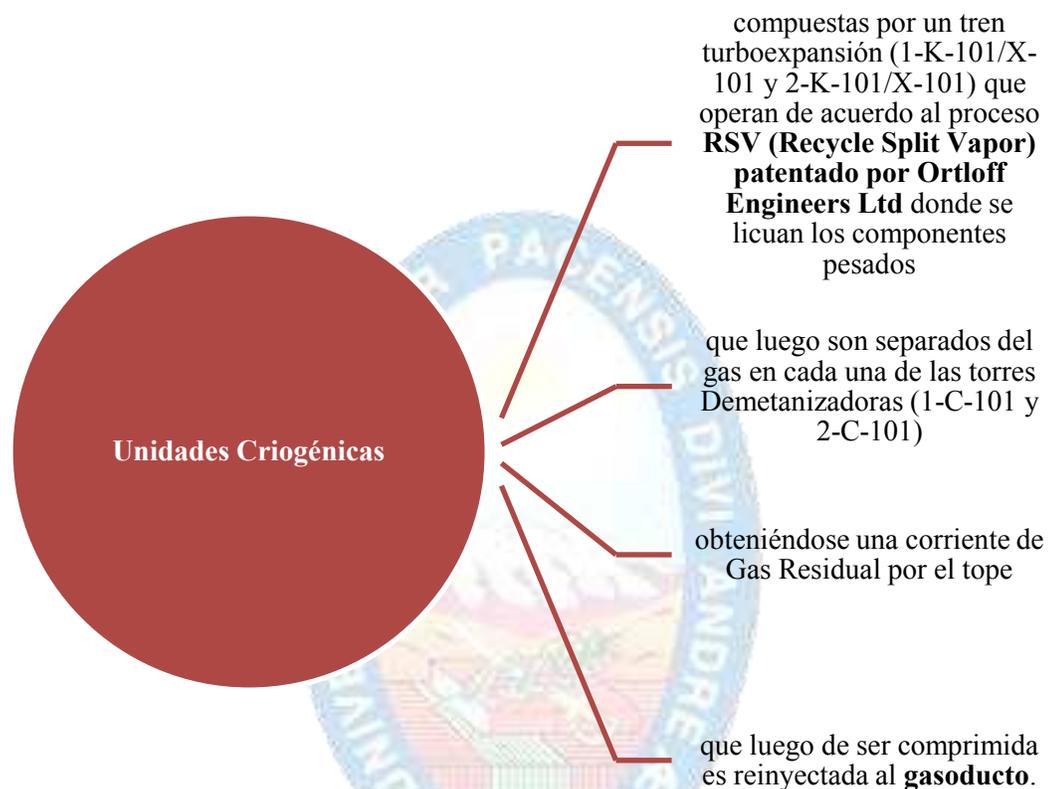
Figura 3.14. Equipos de la Unidad Criogénica de PSLCV



Fuente: Elaborado en base al Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPFB, 2023.

Las características principales de las unidades criogénicas se describen en la infografía de la Figura 3.15.

Figura 3.15. Características de las Unidades Criogénicas de PSLCV



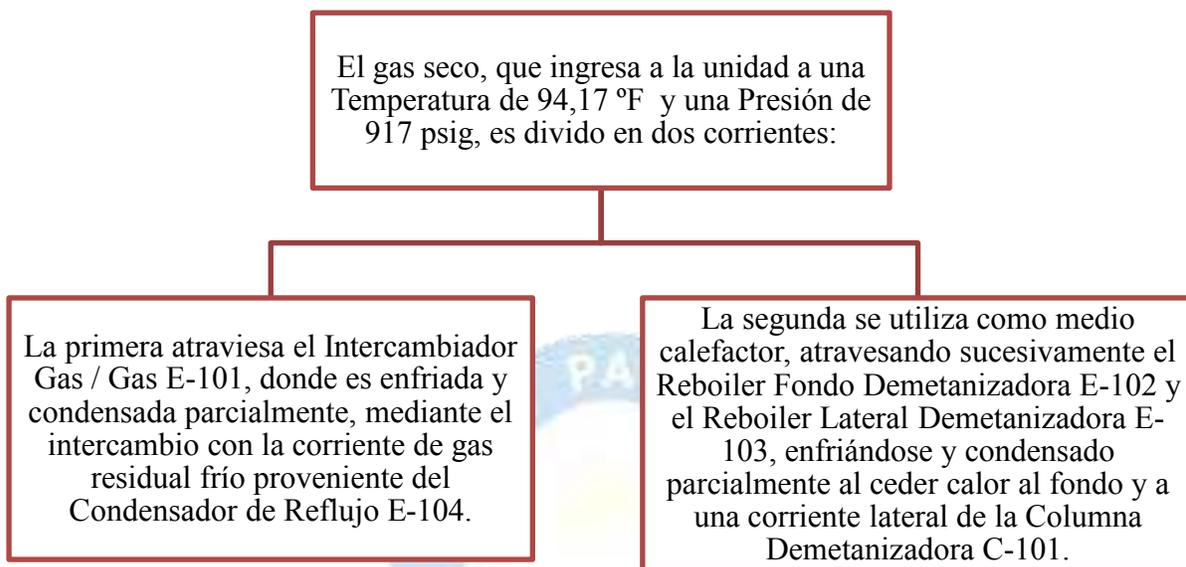
Fuente: Elaborado en base al Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPF, 2023.

Los líquidos obtenidos por el fondo de las torres Demetanizadoras 1-C-101 y 2-C-101 pasan a la zona de Fraccionamiento donde son separados. El etano contenido en la corriente de gas de alimentación es separado en la columna Deetanizadora cuando la planta opera en modo Recuperación de Etano; sin embargo, también puede permanecer en la corriente de gas residual cuando la planta opera en modo Rechazo de Etano.

3.3.4.1. Modo Recuperación de Etano

El gas que sale de la Unidad de Deshidratación que ingresa a las Unidades Criogénicas a una Temperatura de 94,17 °F y una Presión de 917 psig si opera en modo recuperación de etano. Dicha corriente se dirige por los equipos como indica la infografía de la Figura 3.16.

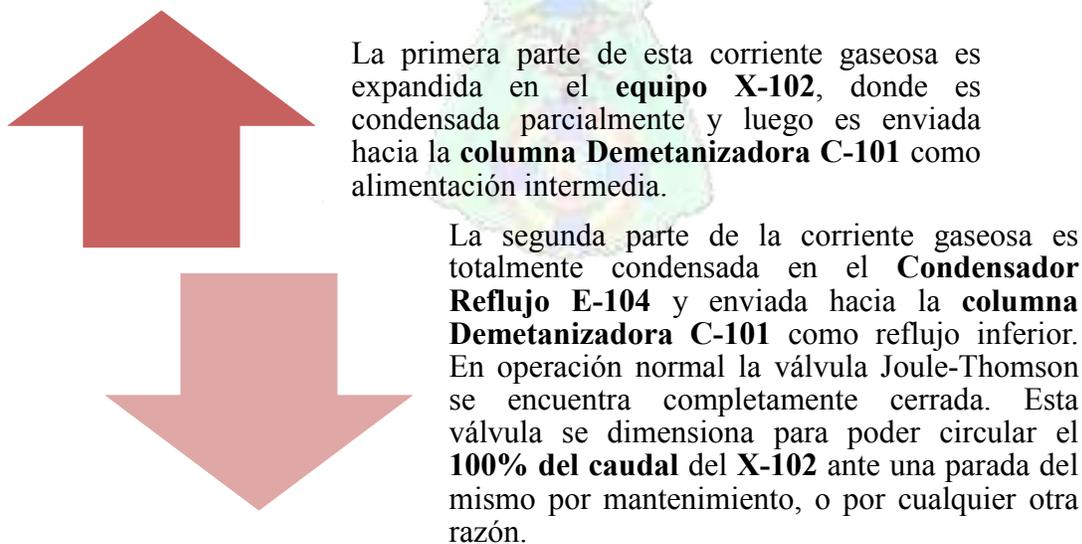
Figura 3.16. Gas de Entrada en Modo Recuperación de Etano



Fuente: Elaborado en base al Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPF, 2023.

Posteriormente, la corriente de gas de alimentación atraviesa los intercambiadores de calor donde sale de forma bifásica y fluye hacia el Separador Frío V-104. De este último se extrae una corriente líquida por el fondo que es enviada como alimentación inferior hacia la columna Demetanzadora C-101 y una corriente gaseosa por el tope que es dividida en dos partes, como indica la Figura 3.17 (ANH & YPF, 2023).

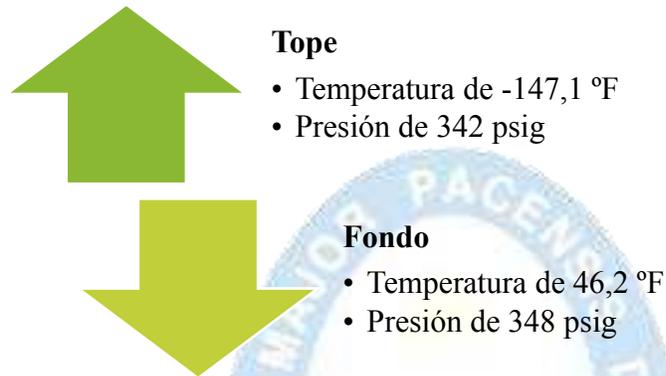
Figura 3.17. Corrientes del Separador Frío de las Unidades Criogénicas



Fuente: Elaborado en base al Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPF, 2023.

Las condiciones de la columna Demetanizadora C-101, en modo Recuperación de Etano, se detallan en la infografía de la Figura 3.18.

Figura 3.18. Variables de Operación de la Columna Demetanizadora Modo Recuperación de Etano

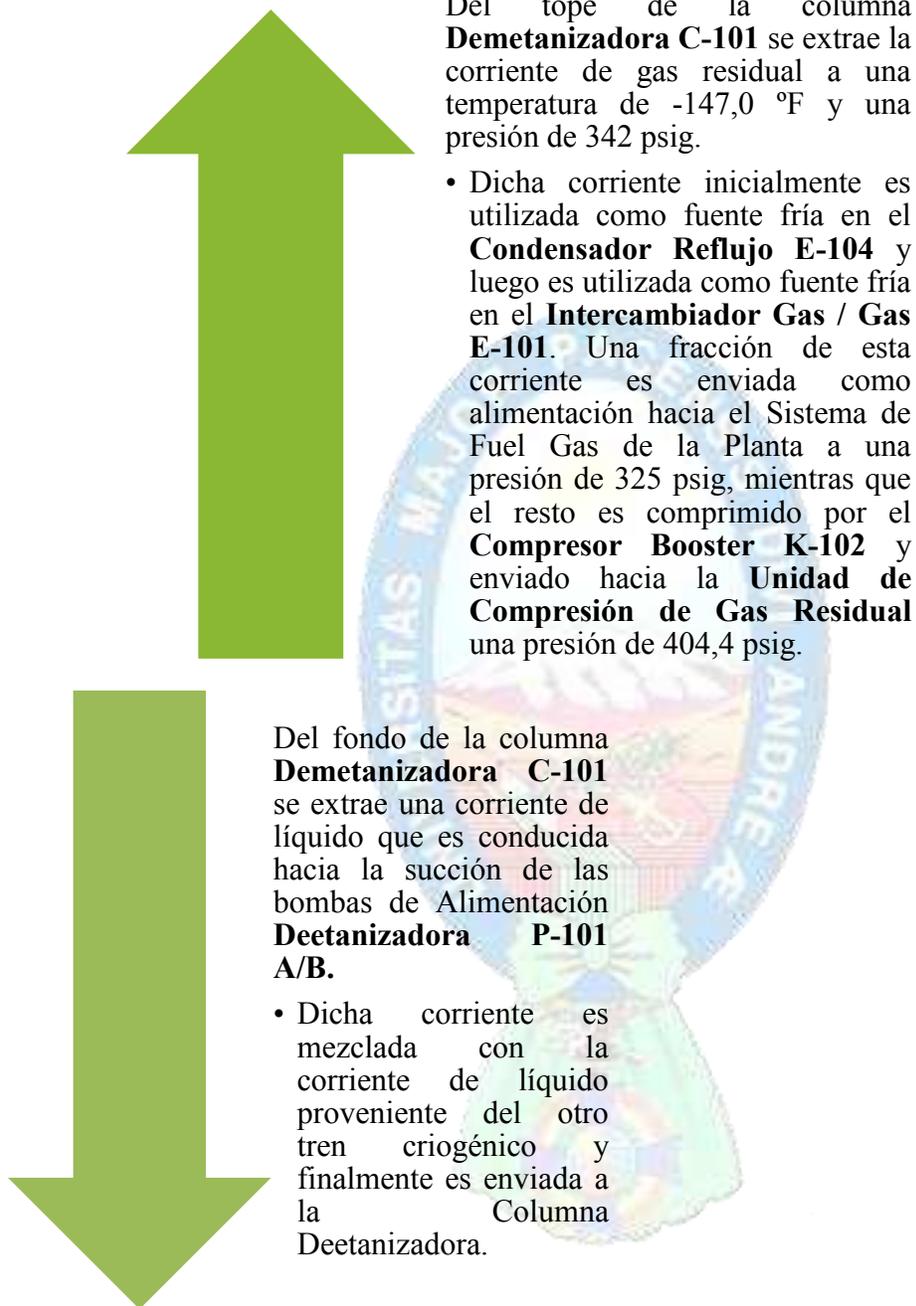


Fuente: Elaborado en base al Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPFB, 2023.

Los reflujo de la columna Demetanizadora C-101 son obtenidos de la corriente gaseosa proveniente del Separador Frío V-104 y de una corriente de gas reciclada desde la Unidad de Compresión de Gas Residual. En cuanto al reflujo proveniente de la corriente de gas reciclada es ingresado a la unidad y atraviesa correlativamente el Intercambiador Gas / Gas E-101 y el Condensador de Reflujo E-104, para expandirse hasta alcanzar una temperatura de -152,5 °F y ser enviada al tope de la columna Demetanizadora C-101 como reflujo superior. Por otro lado, el reflujo proveniente de la corriente gaseosa del Separador Frío V-104 atraviesa el Condensador de Reflujo E-104, y es enviado al tope de la Columna Demetanizadora C-101 como reflujo inferior a una temperatura de -144,4 °F (ANH & YPFB, 2023).

En la Figura 3.19 se observa que de la columna Demetanizadora C-101 se extraen dos corrientes líquidas (una lateral y una del fondo) que son dirigidas hacia el Reboiler Lateral E-103 y el Reboiler de Fondo E-102 con el propósito de vaporizarlas parcialmente y luego reinyectarlas, aportando el caudal de vapor necesario para la operación de la columna y mejorando de esta manera la separación de compuestos. El calor requerido es cedido por una fracción de la corriente de gas que alimenta la unidad, que a su vez es preenfriada como se mencionó anteriormente (ANH & YPFB, 2023).

Figura 3.19. Características de la Demetanizadora en Modo Recuperación de Etano

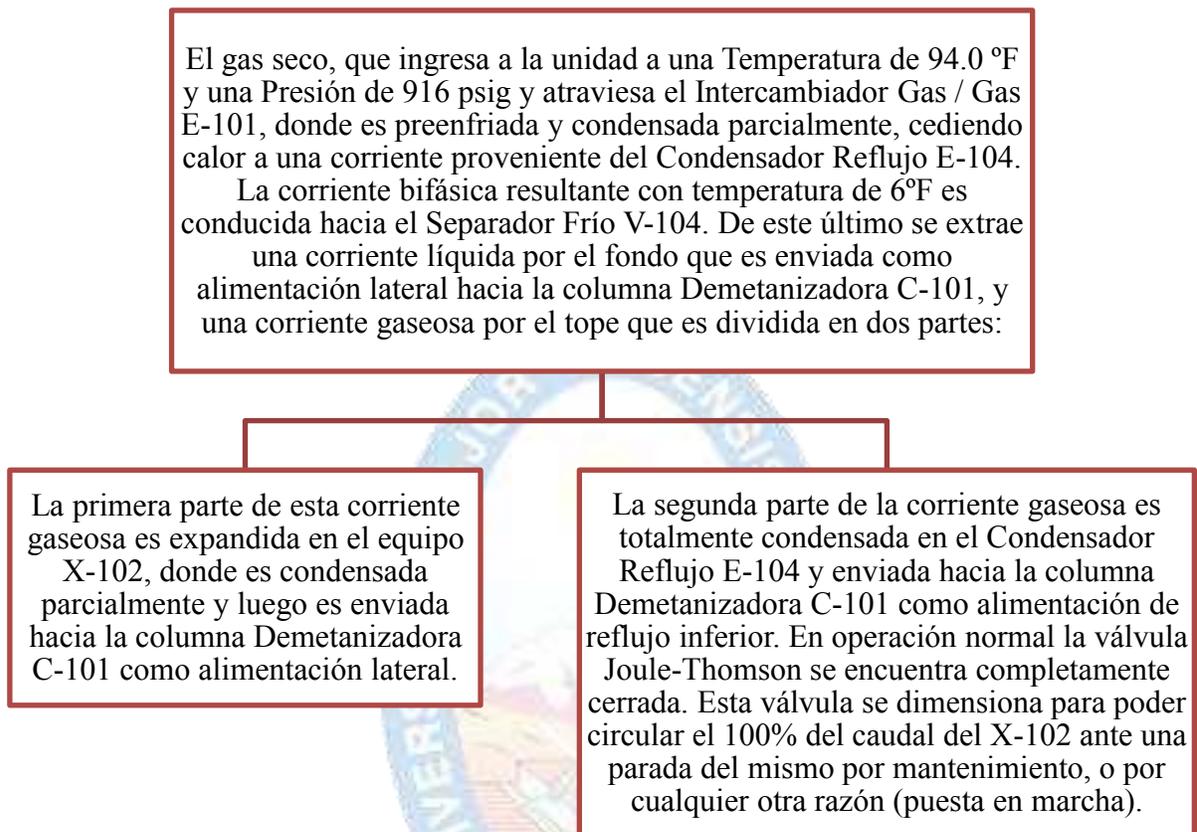


Fuente: Elaborado en base al Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPFB, 2023.

3.3.4.2. Modo Rechazo de Etano

El gas de alimentación ingresa a las Unidades Criogénicas a una Temperatura de $94\text{ }^{\circ}\text{F}$ y una Presión de 916 psig cuando opera en modo rechazo de etano para atravesar por los equipos indicados en la Figura 3.20.

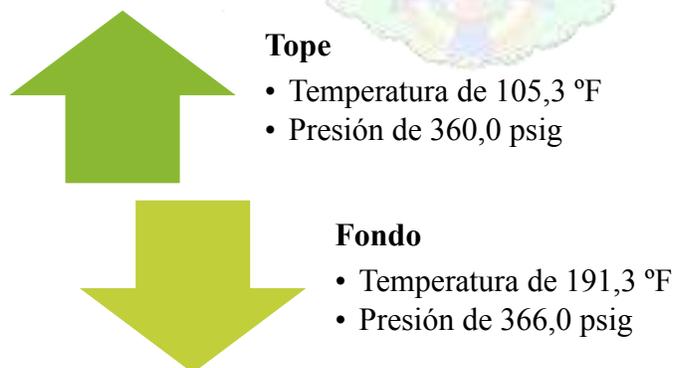
Figura 3.20. Gas de Entrada en Modo Rechazo de Etano



Fuente: Elaborado en base al Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPFB, 2023.

Las condiciones de la columna Demetanzadora C-101, en modo Rechazo de Etano, se detallan en la infografía de la Figura 3.21.

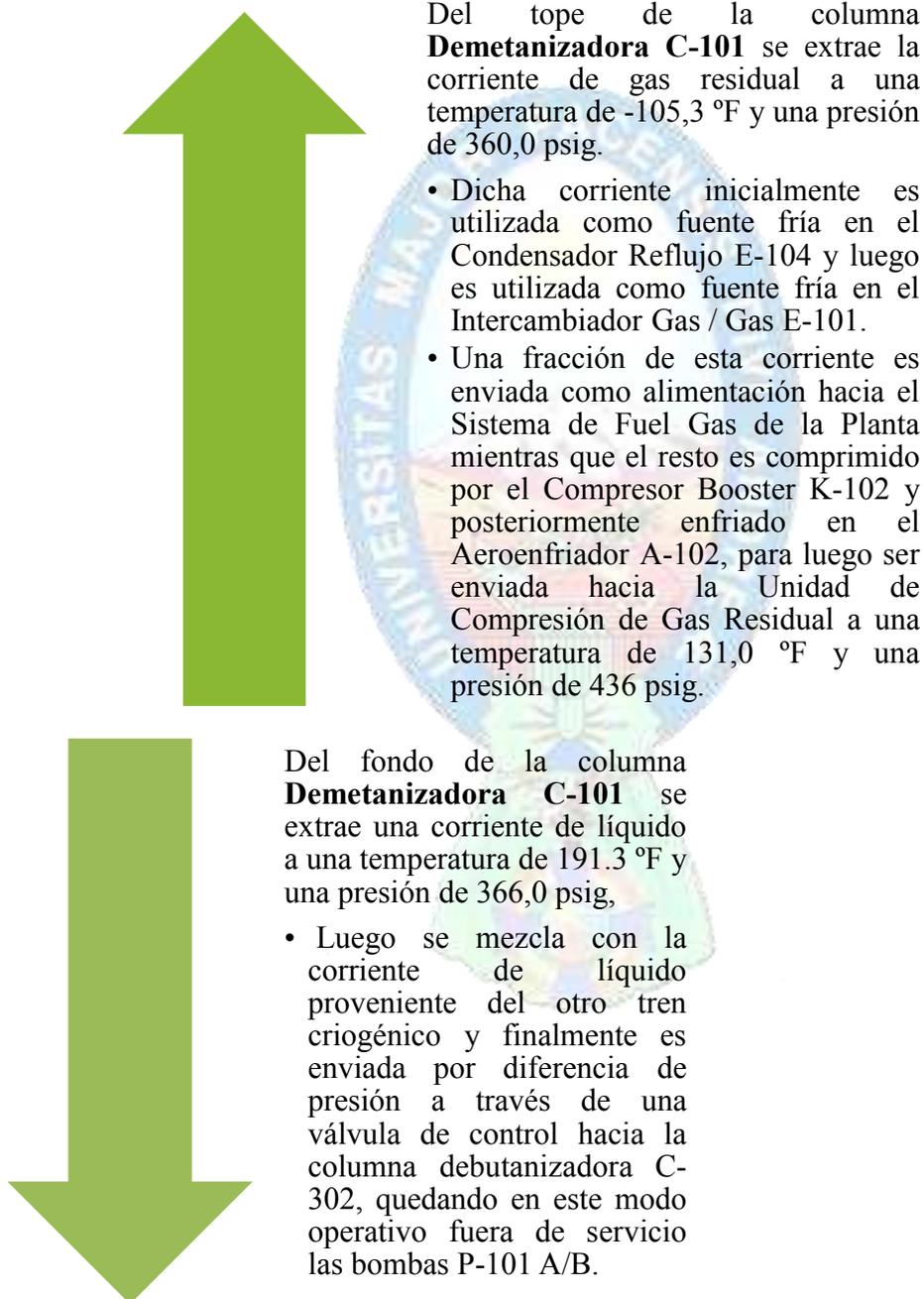
Figura 3.21. Variables de Operación de la Columna Demetanzadora en Modo Rechazo de Etano



Fuente: Elaborado en base al Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPFB, 2023.

En la infografía de la Figura 3.22, se detallan las características de las corrientes que salen de la columna demetanizadora, en modo rechazo de etano, resaltando su importancia para las operaciones de los equipos de las Unidades Criogénicas de PSLCV en modo rechazo de etano.

Figura 3.22. Características de la Demetanizadora en Modo Rechazo de Etano



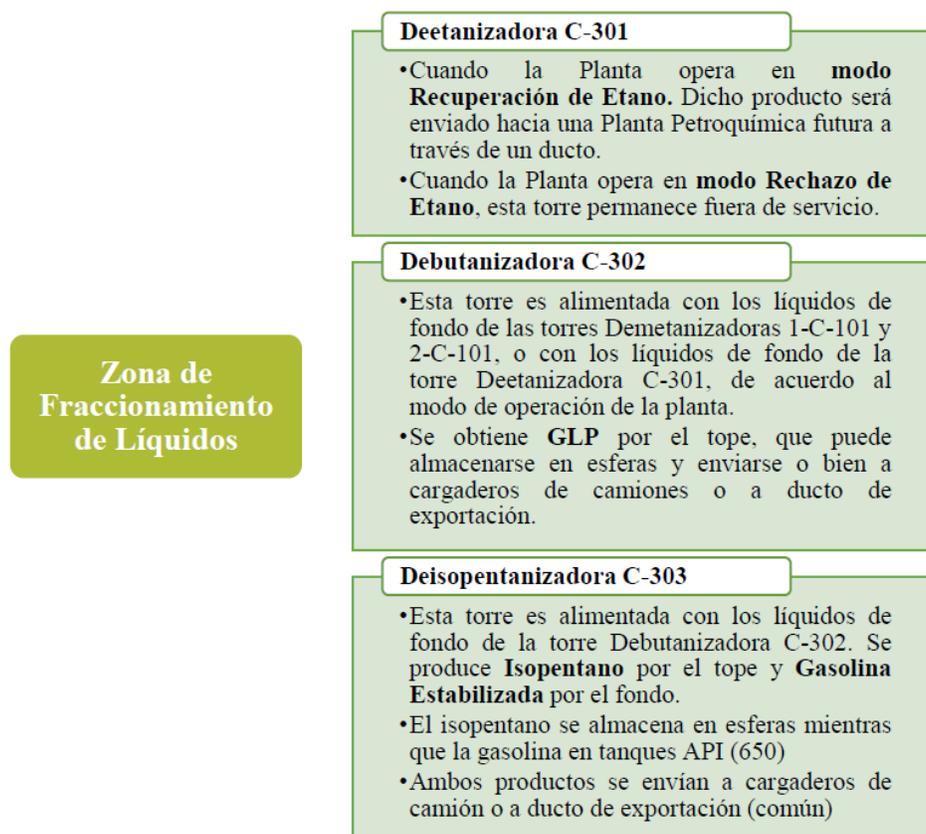
Fuente: Elaborado en base al Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPFB, 2023.

Los reflujo de la columna Demetanizadora C-101 son obtenidos de la corriente gaseosa proveniente del Separador Frío V-104 y también de una corriente de gas reciclada desde la Unidad de Compresión de Gas Residual. Donde el reflujo proveniente de la corriente de gas reciclada ingresa a la unidad y atraviesa correlativamente el Intercambiador Gas / Gas E-101 y el Condensador de Reflujo E-104 y alcanza una temperatura de $-141,0^{\circ}\text{F}$ como reflujo superior. Además, el reflujo proveniente de la corriente gaseosa del Separador Frío V-104 se destina al tope de la Columna Demetanizadora C-101 a una temperatura de $-137,4^{\circ}\text{F}$ como reflujo inferior (ANH & YPF, 2023).

3.3.5. Fraccionamiento

La zona de Fraccionamiento de LGN está formada por tres secciones, como indica la infografía de la Figura 3.23, donde se separan de manera sucesiva los productos provenientes de la corriente líquida de las Unidades Criogénicas, los cuales están conformados por etano, GLP, isopentano y gasolina.

Figura 3.23. Zona de Fraccionamiento de LGN



Fuente: Elaborado en base al Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPF, 2023.

3.3.5.1. *Recuperación de Etano*

El equipo principal de la recuperación de etano es la columna Deetanizadora el cual se muestra en la Figura 3.24.

Figura 3.24. Columna Deetanizadora

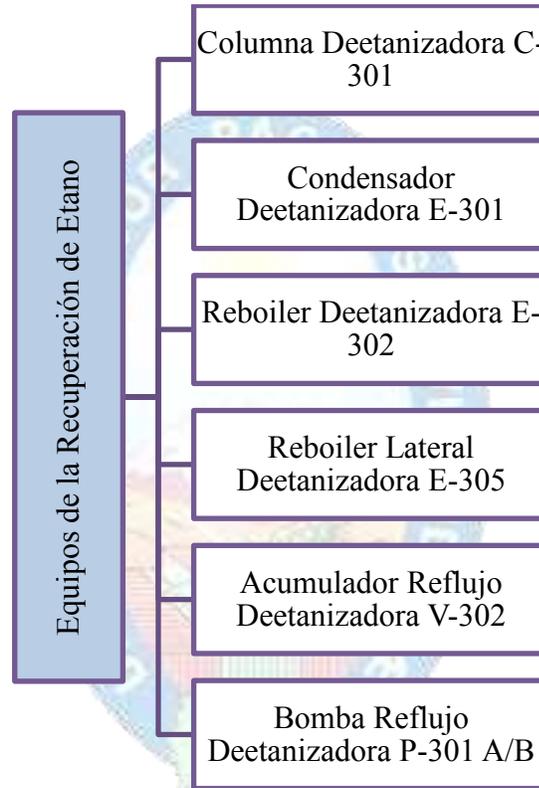


Fuente: Elaboración Propia.

La columna Deetanizadora es alimentada por los líquidos de fondo que provienen de ambos Trenes de las Unidades Criogénicas (específicamente de las columnas Demetanizadoras) la corriente de líquidos también aporta como fuente fría en el intercambiador del Sistema de Refrigeración con Propano.

La sección de recuperación de etano opera cuando las Unidades Criogénicas trabajan en modo Recuperación de Etano; sin embargo, permanece fuera de servicio cuando se opera en modo Rechazo de Etano. La misma está compuesta por los equipos mencionados en la infografía de la Figura 3.25.

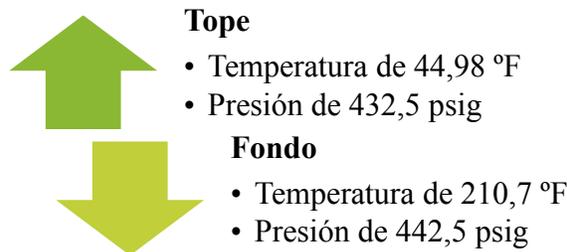
Figura 3.25. Equipos para la Recuperación de Etano



Fuente: Elaborado en base al Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPF, 2023.

Las condiciones de operación columna Deetanizadora C-301 se detallan en la infografía de la Figura 3.26, especificando las variables de operación de presión y temperatura tanto en el tope como en el fondo de la columna.

Figura 3.26. Variables de Operación de la Columna Deetanizadora



Fuente: Elaborado en base al Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPF, 2023.

La corriente gaseosa que sale del tope de la columna Deetanizadora C-301 es conducida hacia el Condensador Deetanizadora E-301, donde se enfría hasta una temperatura de 39,7 °F, logrando condensarse parcialmente a una presión de 425,0 psig. El condensador tiene como fuente fría a una corriente proveniente del Sistema de Refrigeración con Propano. Posteriormente, la corriente bifásica ingresa al Acumulador Reflujo Deetanizadora V-302, donde se separa una corriente líquida por el fondo para ser conducida nuevamente hacia la columna por las Bombas Reflujo Deetanizadora P-301 A/B. y una corriente gaseosa de Etano por el tope, la cual es enviada como producto hacia la Salida de Planta (ANH & YPFB, 2023)..

Una porción lateral líquida es enviada hacia el Reboiler Lateral Deetanizadora E-305, con el objetivo de vaporizarla parcialmente para reinyectarla lateralmente en la columna C-301. La corriente líquida de fondo que abandona la columna se emplea como fuente caliente porque cede calor antes de ser enviada hacia la siguiente subunidad, logrando mantener un caudal de vapor estable a lo largo de toda la columna y evitando grandes caudales en el fondo lo que implicaría un equipo de mayor sección en la zona inferior.

Se extrae una corriente de líquido a una temperatura de 196 °F, del plato chimenea inferior de la columna Deetanizadora C-301 para ser conducida hacia el Reboiler Deetanizadora E-302 donde la corriente es vaporizada parcialmente hasta alcanzar una temperatura de 210,7 °F. El Sistema de Hot Oil aporta el calor necesario, el vapor generado es reinyectado por debajo del último plato de la columna y el líquido remanente es devuelto al fondo del mismo equipo.

La corriente líquida proveniente del fondo de la Columna C-301 cede calor en el Reboiler Lateral E-305 y posteriormente es enviado como alimentación a la columna Debutanizadora C-302 donde se recuperará el GLP por el tope, a una temperatura de 144,9 °F y una presión de 427,5 psig. El producto Etano proveniente de la Unidad de Fraccionamiento abandonará la planta a través del ducto de etano a razón de 288.800 lb/h. Existe un Puente de Medición de Etano, que mide el caudal de etano entregado al ducto, el cual cuenta con dos medidores de caudal tipo ultrasónicos, también se realiza el control de la presión y temperatura, además de una toma muestras para análisis de dew point de agua y una derivación hacia el cromatógrafo para análisis de composición del etano (ANH & YPFB, 2023)..

3.3.5.2. Recuperación de GLP

El equipo principal de esta sección es la Columna Debutanizadora C-302 mostrada en la Figura 3.27, la cual es alimentada desde el fondo de la Columna Deetanizadora C-301 cuando

las Unidades Criogénicas funcionan en modo Recuperación de Etano; sin embargo, es alimentada directamente desde el fondo de las Columnas Demetanizadoras 1-C-101 y 2-C-101 cuando se opera en modo Rechazo de Etano.

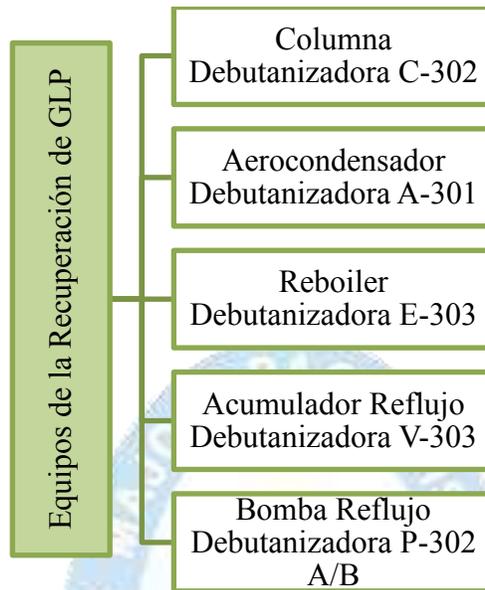
Figura 3.27. Columna Debutanizadora



Fuente: Elaboración Propia.

La sección de recuperación de GLP además está compuesta por los equipos mencionados en la infografía de la Figura 3.28.

Figura 3.28. Equipos para la Recuperación de GLP



Fuente: Elaborado en base al Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPF, 2023.

Las condiciones de las variables de operación de Columna Debutanizadora C-302, de la sección de recuperación de GLP de la Zona de Fraccionamiento de PSLCV, se detallan en la Figura 3.29.

Figura 3.29. Variables de Operación de la Columna Debutanizadora



Fuente: Elaborado en base al Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPF, 2023.

Esta sección es alimentada por una corriente líquida que ingresa a la columna a una temperatura de 143,7°F y a una presión de 230 psig, luego de ser expandida en una válvula de control. La corriente gaseosa que sale del tope de la columna Debutanizadora C-302 es conducida hacia el Aerocondensador Debutanizadora A-301, donde se enfría hasta una temperatura de 131,6 °F, logrando condensarse totalmente a una presión de 210,0 psig. Por otra parte, la corriente líquida ingresa al Acumulador Reflujo Debutanizadora V-303 para luego ser

evacuada por las Bombas de Reflujo Debutanizadora P-302 A/B, donde de cuya descarga se derivan dos corrientes siendo la primera el reflujo que es reinyectado a la columna C-302 y la segunda es el producto que es enviado hacia las Esferas de Almacenaje de GLP V-607 A/B/C/D (ANH & YPFB, 2023).

Se extrae una corriente de líquido a una temperatura de 309,1 °F del plato chimenea inferior de la columna Debutanizadora C-302 para ser conducida hacia el Reboiler Debutanizadora E-303 donde la corriente es vaporizada parcialmente hasta alcanzar una temperatura de 320,1 °F. El Sistema de Hot Oil aporta el calor necesario, el vapor generado es reinyectado por debajo del último plato de la columna C-302 y que el líquido remanente es devuelto al fondo del mismo equipo. También se extrae una corriente de líquido del fondo de la Columna Debutanizadora C-302 que es enviada como alimentación hacia la columna Deisopentanizadora C-303 a una temperatura de 320,1 °F y a una presión de 227,5 psig (ANH & YPFB, 2023).

3.3.5.3. *Recuperación de Isopentano y Gasolina Estabilizada*

El isopentano es separado de la gasolina en la columna Deisopentanizadora C-303 mostrada en la Figura 3.30, que es alimentada por el líquido de fondo proveniente de la C-302.

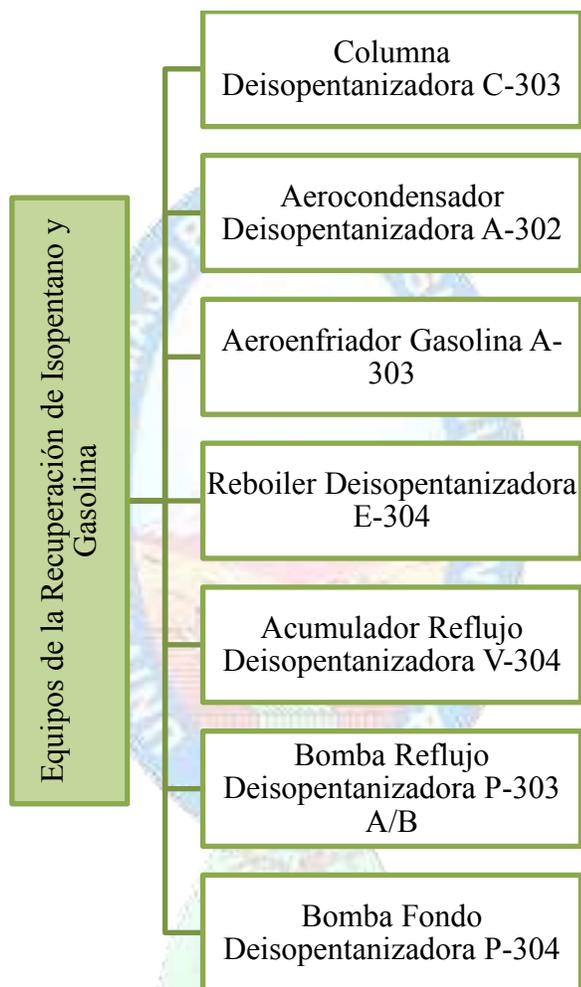
Figura 3.30. Columna Deisopentanizadora



Fuente: Elaboración Propia.

Los equipos asociados a dicha columna que conforman la sección de recuperación de Isopentano y Gasolina de la Zona de Fraccionamiento de PSLCV se mencionan en la infografía de la Figura 3.31.

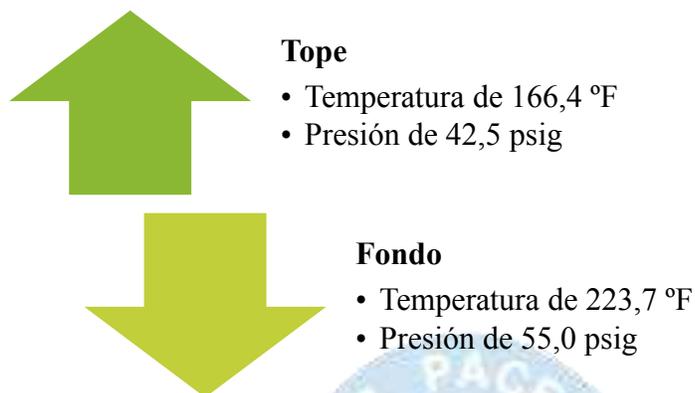
Figura 3.31. Equipos para la Recuperación de Isopentano y Gasolina



Fuente: Elaborado en base al Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPF, 2023.

La columna Deisopentanzadora C-303 opera a las condiciones de operación mostradas en la Figura 3.32. La misma es alimentada por una corriente líquida que ingresa a la columna a una temperatura de 208,5 °F y a una presión de 49,8 psig.

Figura 3.32. Variables de Operación de la Columna Deisopentanzadora



Fuente: Elaborado en base al Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPFB, 2023.

La corriente gaseosa sale del tope de la columna Deisopentanzadora C-303 se conduce hacia el Aerocondensador Deisopentanzadora A-302, donde se enfría hasta una temperatura de 131,5 °F, y se condensa totalmente a una presión de 35,0 psig. Sin embargo, la corriente líquida ingresa al Acumulador Reflujo Deisopentanzadora V-304 para luego ser evacuada por las Bombas de Reflujo Deisopentanzadora P-303 A/B de cuya descarga se derivan dos corrientes donde la primera se destina como el reflujo para ser reinyectado a la columna C-303 y el producto que es enviado hacia las Esferas de Almacenaje de Isopentano V-608 A/B (ANH & YPFB, 2023)..

Se extrae una corriente de líquido a una temperatura de 206,3 °F del plato chimenea inferior de la columna Deisopentanzadora C-303 para ser conducida hacia el Reboiler Deisopentanzadora E-304 donde se vaporiza parcialmente hasta alcanzar una temperatura de 223,4 °F. El Sistema de Hot Oil aporta el calor necesario y el vapor generado es reinyectado por debajo del último plato de la columna C-303, mientras que el líquido remanente es devuelto al fondo del mismo equipo (ANH & YPFB, 2023)..

Además, del fondo de la columna C-303, una corriente de gasolina estabilizada es extraída para luego ser enviada hacia el Aeroenfriador Gasolina A-303 para enfriarse hasta una temperatura de 131,0 °F. Posteriormente se almacena en los Tanques de Almacenaje de Gasolina TK-609 A/B (P atm) (ANH & YPFB, 2023).

3.3.6. Unidad de Compresión de Gas Residual

La Unidad de Compresión de Gas Residual mostrado en la Figura 3.33 está compuesta por cuatro trenes de compresión (SIEMENS) que operan en paralelo, los cuales son alimentados por la corriente de gas residual proveniente de ambos Trenes de las Unidades Criogénicas.

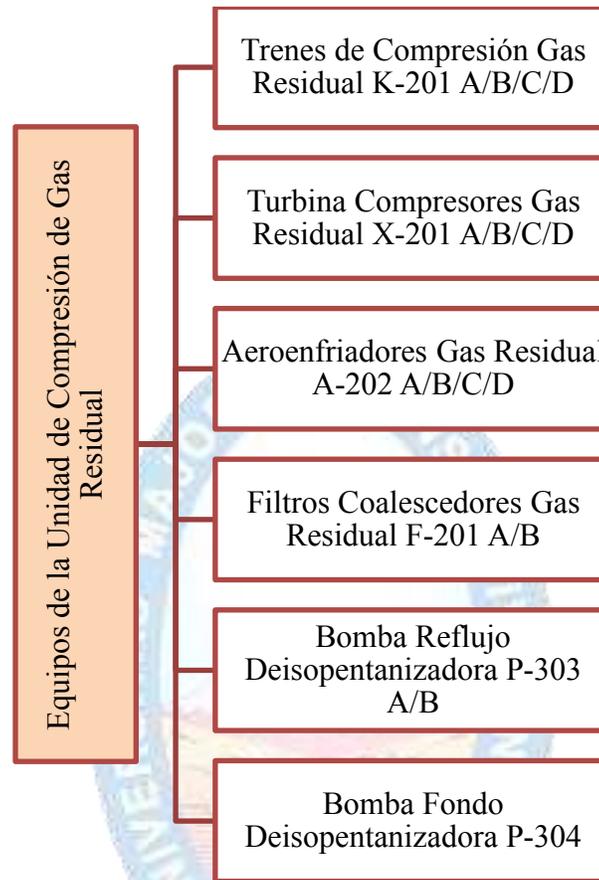
Figura 3.33. Unidad de Compresión de Gas Residual de la PSLCV



Fuente: Elaboración Propia.

En la unidad de compresión de Gas Residual, es donde se alcanza las condiciones establecidas en las Bases de Diseño, para que éste pueda ser enviado al gasoducto. La unidad está compuesta por los equipos de la Figura 3.34.

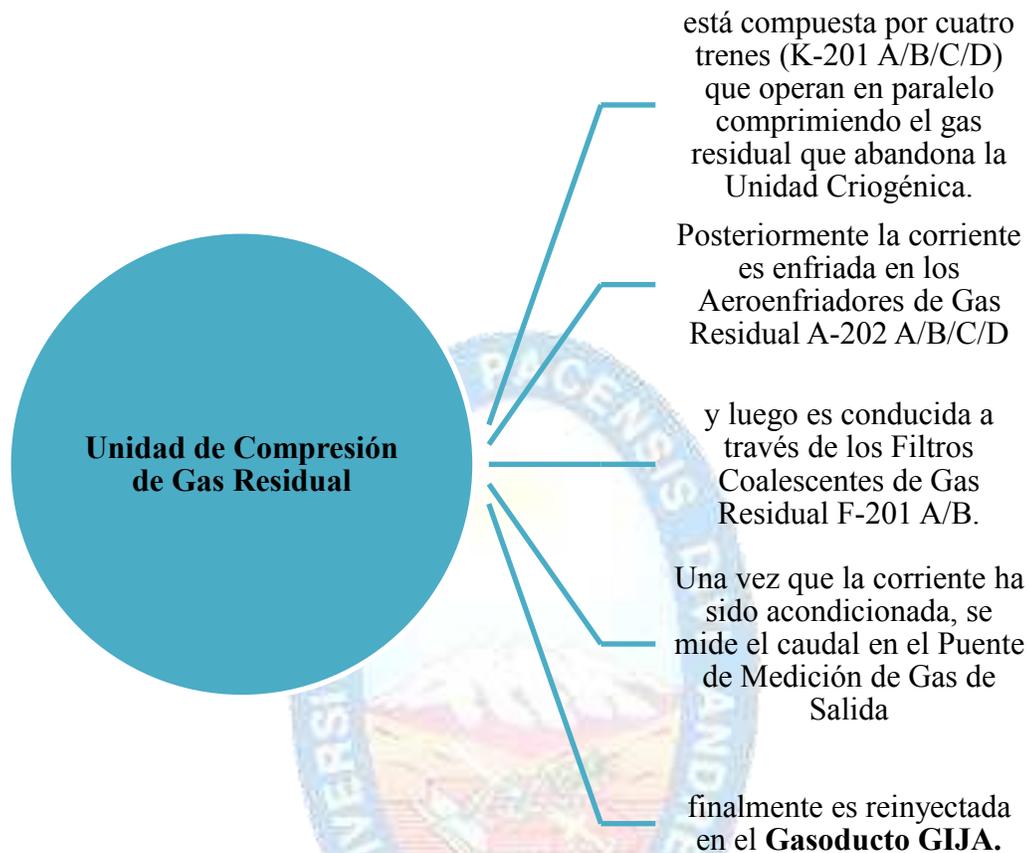
Figura 3.34. Equipos de la Unidad de Compresión de Gas Residual



Fuente: Elaborado en base al Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPFB, 2023.

El Gas Residual ingresa a la Unidad de Compresión inicialmente pasando por el colector de succión de los trenes de compresión, cuando opera en Modo Recuperación de Etano el gas residual ingresa a una temperatura de 127,0 °F y a una presión de 404,1 psig, y cuando opera en Modo Rechazo de Etano ingresa a una temperatura de 131,0 °F y una presión de 436,1 psig. Posteriormente, la corriente es distribuida en partes iguales para ingresar los compresores alcanzando una temperatura de 131,0 °F y una presión de 1.015,0 psig a la descarga. De los cuatro trenes de compresión, los trenes A y B descargan en un colector común para alimentar al filtro F-201 A, mientras que los trenes C y D descargan en otro colector común y alimentan al filtro F-201 B para eliminar las partículas que podrían ser arrastradas por el gas. Además, las descargas de cada filtro se dividen en dos corrientes, una de ellas es destinada como reciclo hacia uno de los trenes criogénicos, mientras que la segunda se envía hacia el puente de medición de Gas Residual a una presión de 1.000 psig y una temperatura de 130,8 °F. La descripción de esta unidad se sintetiza en la infografía de la Figura 3.35 (ANH & YPFB, 2023).

Figura 3.35 Características de la Unidad de Compresión de Gas Residual



Fuente: Elaborado en base al Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPFB, 2023.

Como la Unidad de Compresión de Gas Residual dispone de cuatro trenes de compresión, dos de ellos corresponden a cada tren criogénico, permitiendo la operación flexible de esta manera se igualan las presiones y se descargan a un colector común. Además de ser posible la segregación del colector de succión, que mantiene constante la presión de descarga del sistema.

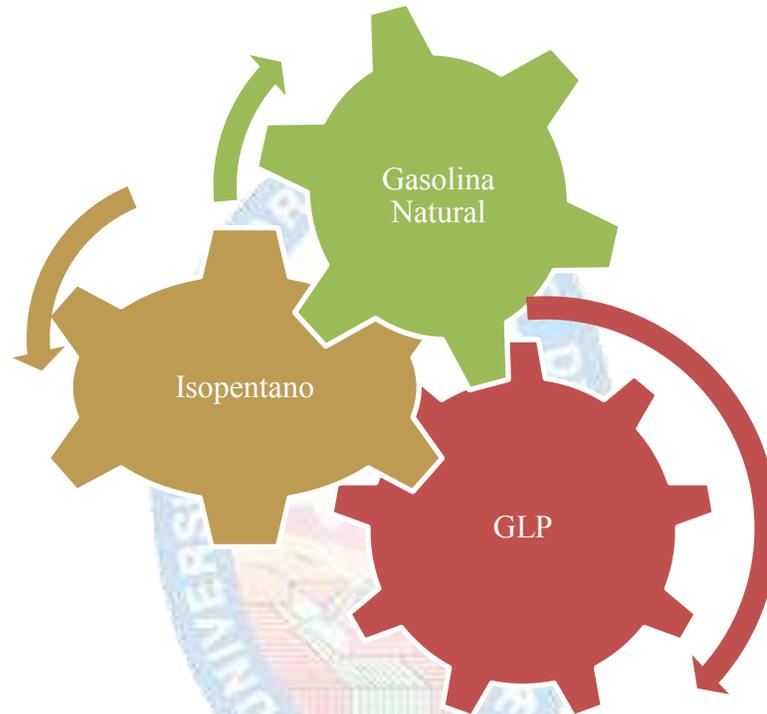
3.3.7. Salida de Planta

El caudal de gas entregado al gasoducto GIJA siendo previamente medido en el Puente de Medición de Gas Residual, el cual cuenta con dos medidores y también se realiza el control de la presión y temperatura proveniente de la Unidad de Compresión que deriva al gas residual a una temperatura de 130,8 °F y a una presión algo superior a 1.000 psig, también se realiza la toma de muestra para análisis de dew point y la cromatografía para evaluar la composición del Gas Residual (ANH & YPFB, 2023).

3.3.8. Almacenaje y Envío de Producción

El almacenaje y envío está diseñado específicamente para los productos que la planta produce en modo rechazo de etano, los cuales se muestran en la Figura 3.36.

Figura 3.36. Productos que tienen Sistema de Almacenaje



Fuente: Elaborado en base al Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPF, 2023.

3.3.8.1. GLP

El GLP que proviene del tope de la columna Debutanizadora de la Unidad de Fraccionamiento se almacena en las esferas V-607 A/B/C/D en estado líquido a temperatura ambiente, con lo cual la presión de almacenaje puede llegar hasta 210,0 psig (presión de vapor del GLP a 131,6 °F). En la Figura 3.37 se muestra una fotografía de la Esfera V-607A del Sistema de Almacenaje de GLP de PSLCV. Estas esferas tienen un diámetro de 80,0 ft y en cada una de ellas almacena un volumen aproximado de 235.000 ft³, entre las cuatro esferas se totaliza una capacidad de almacenaje equivalente a cinco días de producción. Posteriormente el GLP es evacuado de la planta a través de un ducto o en camiones tanque (ANH & YPF, 2023).

Figura 3.37. Esfera de GLP



Fuente: Elaboración Propia.

El GLP se bombea por medio de las bombas P-614 A/B/C hacia el ducto a razón de 1.762,0 gpm con una presión de operación de 1.200 psig en Límite de Batería. El caudal de GLP entregado al ducto es medido en el Puente de Medición de GLP, con el control necesario para el Proving System de calibración. Además, con las bombas P-615 A/B/C (con capacidad de 1.586,0 gpm) se cargan a los camiones mediante seis cargaderos. Los gases desprendidos en la operación de carga retornan a las esferas a través de la línea de ecualización. Los camiones son conectados a las líneas de carga mediante de mangueras (ANH & YPFB, 2023).

3.3.8.2. Isopentano

El Isopentano que proviene del tope de la columna Deisopentanizadora se almacena en las esferas V-608 A/B/C mostradas en la Figura 3.38 del Sistema de Almacenaje de Isopentano en la PSLCV, en estado líquido a temperatura ambiente, con lo cual la presión de almacenaje puede variar dependiendo de la temperatura de operación que se oscila entre 131°F aproximadamente (ANH & YPFB, 2023).

Figura 3.38. Esferas de Isopentano



Fuente: Elaboración Propia.

El Isopentano puede ser evacuado de la planta por medio de un ducto de Isopentano/Gasolina con ayuda de las bombas P-616 A/B que operan a razón de 152,0 gpm para obtener 1.200 psig. Además, las operaciones de envío de Isopentano o Gasolina se realizan en forma intermitente. El caudal entregado al ducto es medido en el Puente de Medición de Isopentano / Gasolina, que realiza el control necesario para el Proving System de calibración. El isopentano también se exporta de la planta a través de camiones, con ayuda de las bombas P-617 A/B, las cuales bombean el producto a razón de 462,0 gpm hacia el cargadero de camión de Isopentano conectados con mangueras. Los gases desprendidos en operación de carga pueden retornar a las esferas mediante de la línea de eculización (ANH & YPFB, 2023)..

3.3.8.3. Gasolina

La gasolina proviene del fondo de la columna Deisopentanizadora de la Unidad de Fraccionamiento para ser almacenada en los tanques TK-609 A/B bajo condiciones de temperatura ambiente y presión atmosférica. En la Figura 3.39 se muestra una fotografía de dichos tanques del Sistema de Almacenaje de Gasolina en la PSLCV, los mismos que tienen una membrana interna flotante, lo que impide el escape de gases y el ingreso de aire, evitando también la formación de atmósferas explosivas.

Figura 3.39 Tanque de Gasolina



Fuente: Elaboración Propia.

La Gasolina puede ser evacuada de la planta por medio de un ducto (común con el isopentano) con ayuda de las bombas P-618 A/B (a razón de 153,0 gpm) cuya presión es 1.200 psig y mediante los camiones tanque con las bombas P-619 A/B (462,0 gpm) (ANH & YPFB, 2023).

3.3.8.4. *Recirculación de Producto fuera de Especificación*

En el caso de que alguno de los productos líquidos almacenados estuviese fuera de especificación, es posible recircularlos con las bombas P-620 A/B desde cualquiera de los recipientes de almacenaje y enviarlos de vuelta hacia las Unidades de Fraccionamiento correspondiente, para un adecuado procesamiento de los mismos.

3.3.8.5. *Descarga de Camiones*

A la planta llegan camiones como se muestra en la Figura 3.40 para la evacuación de productos. En el caso de que algún camión tuviese una avería, fuese cargado en exceso, o con producto fuera de especificación, es posible descargar dicho camión con ayuda de la Bomba P-625 hacia alguna de las esferas de GLP V-607 A/B/C/D, esferas de Isopentano V-608 A/B/C o tanques de gasolina TK-609 A/B, dependiendo del producto en cuestión (ANH & YPFB, 2023).

Figura 3.40. Ingreso de Camiones a PSLCV



Fuente: Elaboración Propia.

3.3.9. Sistemas Auxiliares

La PSLCV cuenta con varios sistemas auxiliares los cuales se mencionan en la infografía de la Figura 3.41. Dichos sistemas auxiliares aportan con todo lo necesario para que las Unidades principal funcionen en condiciones óptimas (energía, aire de instrumentos, nitrógeno, agua, antorcha).

Figura 3.41. Sistemas Auxiliares de PSLCV



Fuente: Elaborado en base al Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPF, 2023.

CAPÍTULO 4 - MARCO PRÁCTICO

4.1. METODOLOGÍA

La metodología tiene un enfoque cuantitativo y comparativo basada en la operatividad de la PSLCV donde se realiza un análisis de las características del gas de entrada así como un diagnóstico para encontrar las limitaciones de la tecnología RSV de Ortloff, la misma se encuentra implementada en las Unidades Criogénicas, por ello se realizan cálculos de Balance de Materia y Energía (BM&E), incluyendo la Zona de Fraccionamiento, considerando también la producción actual de la planta para realizar la adecuación y mejora correspondiente.

4.1.1. Características del Gas de Alimentación

4.1.1.1. Composición y Peso Molecular Promedio

La composición del Gas Natural es una base fundamental para el análisis de los procesos, en la Tabla 4.1 se muestra el gas de alimentación proveniente de las plantas de ajuste de punto de rocío: Margarita, Sábalo, San Alberto.

Tabla 4.1. Composición del Gas de las Plantas de Ajuste del Punto de Rocío

			Margarita	Sábalo	San Alberto
Componentes			%mol	%mol	%mol
Nitrógeno	N ₂	N ₂	0,7417	0,5189	0,3100
Dióxido de Carbono	CO ₂	CO ₂	1,5050	1,9173	1,7000
Metano	CH ₄	C ₁	87,3865	88,9412	91,6200
Etano	C ₂ H ₆	C ₂	6,7251	5,5922	6,1000
Propano	C ₃ H ₈	C ₃	2,3300	1,9269	0,2700
iso Butano	i-C ₄ H ₁₀	iC ₄	0,4183	0,3417	0,0000
normal Butano	n-C ₄ H ₁₀	nC ₄	0,5617	0,4363	0,0000
iso Pentano	i-C ₅ H ₁₂	iC ₅	0,1617	0,1391	0,0000
normal Pentano	n-C ₅ H ₁₂	nC ₅	0,1000	0,0844	0,0000
normal Hexano	n-C ₆ H ₁₄	nC ₆	0,0533	0,0672	0,0000
normal Heptano	n-C ₇ H ₁₆	nC ₇	0,0167	0,0231	0,0000
normal Octano	n-C ₈ H ₁₈	nC ₈	0,0000	0,0104	0,0000
normal Nonano	n-C ₉ H ₂₀	nC ₉	0,0000	0,0015	0,0000
TOTAL			100	100	100

Fuente: Elaborado en función a las Bases de Diseño y Fundamento del Proceso del Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPFB, 2023.

La composición del gas de alimentación es de especial interés para las Unidades Criogénicas; por ello, se determina su peso molecular promedio, ya se consiste en varios componentes.

$$PM_{GN} = \sum_{i=1}^n x_i * PM_i \quad \text{Ec.1}$$

Donde:

PM_{GN} = Peso molecular del gas natural.

x_i = Fracción molar del componente “i” presente en el gas natural.

PM_i = Peso molecular del componente “i” presente en el gas natural.

La Tabla 4.2 indica la composición del gas de alimentación a las Unidades Criogénicas y su peso molecular promedio calculado con la Ec.1.

Tabla 4.2. Composición del Gas de Alimentación a las Unidades Criogénicas y Cálculo de su Peso Molecular

Componentes	Fórmula Abreviada	%mol	PM	xi*PM
N ₂	N ₂	0,5235	28,00	0,15
CO ₂	CO ₂	1,7074	44,01	0,75
CH ₄	C ₁	89,3159	16,04	14,33
C ₂ H ₆	C ₂	6,1391	30,20	1,85
C ₃ H ₈	C ₃	1,5090	44,10	0,67
i-C ₄ H ₁₀	iC ₄	0,2533	58,12	0,15
n-C ₄ H ₁₀	nC ₄	0,3327	58,12	0,19
i-C ₅ H ₁₂	iC ₅	0,1003	72,15	0,07
n-C ₅ H ₁₂	nC ₅	0,0615	72,15	0,04
n-C ₆ H ₁₄	nC ₆	0,0402	84,16	0,03
n-C ₇ H ₁₆	nC ₇	0,0133	100,20	0,01
n-C ₈ H ₁₈	nC ₈	0,0035	114,23	0,00
n-C ₉ H ₂₀	nC ₉	0,0005	128,20	0,00
Total		100,00		18,26

Fuente: Elaborado en base a datos de peso molecular extraídos de Cengel & Boles, 2009.

4.1.1.2. Contenido Líquido GPM

También es necesario el cálculo del contenido de líquido en el gas natural (GPM) y para ello se debe conocer el número de pies cúbicos normales de cada componente en estado gaseoso

requeridos para producir un galón del líquido, dicho factor se determinará con la densidad líquida y el peso molecular promedio de cada componente puro.

Se determina mediante la Ec.2:

$$GPM = 2,636 * \frac{x_i * PM}{\rho_{liq}} \quad \text{Ec.2}$$

Donde:

x_i = Fracción molar del componente “i” presente en el gas natural.

PM_i = Peso molecular del componente “i” presente en el gas natural.

ρ_{liq} = Es la densidad líquida de cada componente presente en el gas natural.

La Tabla 4.3. muestra el cálculo de la riqueza del gas natural del gas de alimentación expresado en GPM.

Tabla 4.3. Cálculo de la Riqueza del Gas de Alimentación en GPM

Componentes	%mol	PM	$x_i * PM$	Densidad Liq (Lb/gal)	GPM (GAL/MPC)
N ₂	0,5235	28,00	0,1466	-	-
CO ₂	1,7074	44,01	0,7514	-	-
C ₁	89,3159	16,04	14,3289	-	-
C ₂	6,1391	30,20	1,8540	2,7960	1,7479
C ₃	1,5090	44,10	0,6654	4,2270	0,4150
iC ₄	0,2533	58,12	0,1472	4,6930	0,0827
nC ₄	0,3327	58,12	0,1934	4,8690	0,1047
iC ₅	0,1003	72,15	0,0723	5,2080	0,0366
nC ₅	0,0615	72,15	0,0443	5,2620	0,0222
nC ₆	0,0402	84,16	0,0338	5,5340	0,0161
nC ₇	0,0133	100,20	0,0133	5,7370	0,0061
nC ₈	0,0035	114,23	0,0040	5,9000	0,0018
nC ₉	0,0005	128,20	0,0006	6,0200	0,0003
	100,00		18,2554		2,4333

Fuente: Elaborado en base a valores de Densidades Líquidas y Cálculo de GPM extraídos de Daza, 2019.

Como el valor de GPM obtenido es menor a 2,5 el gas de alimentación es relativamente pobre y esto se debe a que el gas proviene de plantas de ajuste de Punto de Rocío donde

previamente se separa un porcentaje de LGN; por lo tanto, dicha corriente de gas llega a la PSLCV con una riqueza reducida.

Conocer la riqueza del gas de alimentación es esencial para definir los parámetros adecuados para su procesamiento, especialmente aquellos involucrados con las Unidades Criogénicas y la Zona de Fraccionamiento para los cálculos de balances de materia y energía.

4.1.1.3. Caudales de Entrada

Se realizan los cálculos de Balance de Materia y Energía (BM&E), incluyendo la Zona de Fraccionamiento, considerando ambos modos de operación; es decir, rechazo y recuperación de etano, tomando en cuenta los caudales de la Ingeniería de diseño del Manual de Operación de la planta mostrados en la Tabla 4.4.

Tabla 4.4. Caudales de Entrada a PSLCV

Caudal	Caso	Modo de Operación	Valor
Caudal de Entrada [MMSCFD]	Caso 1A	Recuperación de Etano 95%	1.137
	Caso 2A	Rechazo de Etano	1.047

Fuente: Elaborado en base a las Bases de Diseño y Fundamento del Proceso del Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPF, 2023.

Los caudales de entrada también se pueden expresar en valores de flujo másico \dot{m}_{GN} o flujo molar \dot{n}_{GN} , mediante la siguiente conversión.

$$\dot{m}_{GN} = Caudal * 10^6 \frac{SCF GN}{día} * \frac{1 lb-mol GN}{379,6 SCF GN} * \frac{PM_{GN} lb GN}{1 lb-mol GN} * \frac{1 día}{24 h} \quad Ec.3$$

O bien:

$$\dot{n}_{GN} = Caudal * 10^6 \frac{SCF GN}{día} * \frac{1 lb-mol GN}{379,6 SCF GN} * \frac{1 día}{24 h} \quad Ec.4$$

Donde:

PM_{GN} = Representa el peso molecular del gas natural de alimentación

También se considera la equivalencia del volumen estándar:

$$379,6 SCF GN = 1 lb - mol GN$$

Sin embargo, los caudales de entrada pueden variar según la operatividad y las operaciones caso Turndown donde la carga de alimentación y el valor de procesamiento mínimo de la planta reduce respecto a los caudales de diseño. El porcentaje de carga se expresa mediante la Ec.5.

$$\%Carga_{TURNDOWN} = \frac{Caudal_{ACTUAL}}{Caudal_{DISEÑO}} * 100\% \quad Ec.5$$

4.1.2. BM&E en las Unidades Criogénicas

Las Unidades Criogénicas generalmente están constituidas por dos trenes equivalentes que operan en paralelo, procesando cada uno el 50% del caudal; por ello, se divide entre dos los valores de flujo másico y molar del gas de alimentación calculado del caudal según el modo de operación con el que se esté trabajando, donde cada tren criogénico cuenta con los equipos de la Tabla 4.5, donde se indica la simbología y detalle correspondiente a cada uno de ellos.

Tabla 4.5. Equipos del Tren Criogénico

Equipos	Simbología	Detalle
Intercambiador	E-101	
Reboiler Fondo	E-103	
Demetanzadora	E-102	
Reboiler Lateral	E-102	
Demetanzadora	E-102	
Separador Frío	V-104	
Turboexpansor	X-102	
Columna Demetanzadora	C-101	
Condensador Reflujo	E-104	
Compresor	K-102	
Bomba de Alimentación	P-101	A/B
Deetanzadora		

Fuente: Elaborado en base a la Descripción del Proceso del Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPFB, 2023.

Cuando la PSLCV trabaja en modo rechazo de etano el tren criogénico cuenta con un sistema de auto-refrigeración proporcionada por el mismo gas residual que sale del tope de la columna Demetanzadora C-101.

Como las Unidades Criogénicas están constituidas por dos trenes equivalentes que operan en paralelo que procesan cada uno el 50% del caudal. Por ello, el valor del flujo molar del gas de alimentación se divide entre dos, calculado el flujo según el modo de operación utilizado. Se expresa mediante el flujo másico y molar del gas de alimentación, los mismos se calculan con la Ec.6 y Ec.7 respectivamente.

$$\dot{m}_{GN \text{ Gas de alimentación al tren}} = \frac{\dot{m}_{GN \text{ Gas de alimentación a PSLCV}}}{2} \quad \text{Ec.6}$$

También:

$$\dot{n}_{GN \text{ Gas de alimentación al tren}} = \frac{\dot{n}_{GN \text{ Gas de alimentación a PSLCV}}}{2} \quad \text{Ec.7}$$

El flujo de gas de alimentación al tren Criogénico define la corriente de gas a enfriarse a los intercambiadores de calor E-101 y E-102, por ello se verifica que:

$$\dot{n}_{GN \text{ Gas de alimentación al tren}} = \dot{n}_{GN \text{ Gas de alimentación a E-101 y E-102}} \quad \text{Ec.8}$$

El balance para los intercambiadores E-101 y E-102 se analiza mediante el principio termodinámico de calor ganado Q_{ganado} y el calor cedido Q_{cedido} por el Gas Natural.

$$Q_{ganado} = -Q_{cedido} \quad \text{Ec.9}$$

Además, el calor ganado corresponde a:

$$Q_{ganado} = Q_{GN \text{ Residual (Salida del Tope C-101)}} \quad \text{Ec.10}$$

El calor ganado por el gas residual que sale del tope de la columna Demetanizadora C-101, en los intercambiadores se determina por:

$$Q_{GN \text{ Residual (Salida del Tope C-101)}} = \dot{n}_{GN \text{ Residual (Salida del Tope C-101)}} * C_{pGN} * (T_{final} - T_{inicial}) \quad \text{Ec.11}$$

Donde:

C_{pGN} = Representa la capacidad calorífica del gas natural 0,64 BTU/lb°F.

Para analizar el calor cedido, se toma en cuenta que las corrientes a enfriarse en los intercambiadores corresponden al gas de alimentación y el gas residual que se envía como reflujo a la columna C-101.

En base a un balance que engloba a todo el sistema del tren criogénico se calcula el flujo molar de gas residual que sale del tope de la columna Demetanizadora $\dot{n}_{GN \text{ Residual (Salida del Tope C-101)}}$, debido a se cumple que entrada es igual a salida, entonces:

$$ALIMENTACIÓN = TOPE + FONDO \quad \text{Ec.12}$$

Además, el balance de materia parcial en la Demetanizadora se analiza en función a los componentes clave, indicados en la Tabla 4.6 con su respectiva simbología.

Tabla 4.6. Componentes Clave para la Demetanizadora

Componentes claves para la Demetanizadora			
Clave Ligero	KL	CH ₄	C ₁
Clave Pesado	KH	C ₂ H ₆	C ₂

Fuente: Elaboración Propia

Las condiciones de diseño establecen un determinado porcentaje de la recuperación de C₂, es el valor es el porcentaje recuperado en el tope de la columna Demetanizadora.

$$C_{2 \text{ TOPE (C-101)}} = \frac{\% \text{Recuperación } C_2 \text{ (C-101)}}{100} * C_{2 \text{ ALIMENTACIÓN (C-101)}} \quad \text{Ec.13}$$

La recuperación de C_1 está en función a un porcentaje de C_1 respecto a la corriente de alimentación; por lo tanto, es el porcentaje recuperado en el tope de la columna Demetanizadora.

$$C_{1TOPE (C-101)} = \frac{\%Recuperación C_1 (C-101)}{100} * C_{1ALIMENTACIÓN (C-101)} \quad \text{Ec.14}$$

Donde el flujo de gas residual que sale por el tope de la columna Demetanizadora está constituido tanto por el metano y etano (según el modo de operación) así como el nitrógeno y el dióxido de carbono.

$$\dot{n}_{GN Residual(Salida del Tope C-101)} = C_{1TOPE (C-101)} + C_{2TOPE (C-101)} + N_2 + CO_2 \quad \text{Ec.15}$$

El calor cedido se determina por el calor del gas de alimentación y el gas residual que se destina como reflujo superior de la columna Demetanizadora.

$$Q_{cedido} = Q_{GN Alimentación} + Q_{GN Residual(Reflujo Superior c-101)} \quad \text{Ec.16}$$

Donde el gas natural de alimentación al tren criogénico involucra tanto calor sensible por el cambio de temperatura y calor latente por el cambio de fase.

$$Q_{GN Alimentación} = Q_{sensible} + Q_{latente} \quad \text{Ec.17}$$

$$Q_{sensible} = \dot{m} * Cp * \Delta T = \dot{m} * Cp * (T_{final} - T_{inicial}) \quad \text{Ec.18}$$

También se puede expresar en función al flujo molar:

$$Q_{sensible} = \dot{n} * Cp * \Delta T = \dot{n} * Cp * (T_{final} - T_{inicial}) \quad \text{Ec.19}$$

Donde: ΔT = Es el diferencial de temperatura de la entrada y salida.

Además: $Q_{latente} = \dot{m} * \Delta H_{cond} \quad \text{Ec.20}$

También se puede expresar en función al flujo molar:

$$Q_{latente} = \dot{n} * \Delta H_{cond} \quad \text{Ec.21}$$

Donde adicionalmente se sabe que la entalpía de condensación ΔH_{cond} y la entalpía de vaporización ΔH_{vap} se relacionan mediante:

$$\Delta H_{cond} = -\Delta H_{vap} \quad \text{Ec.22}$$

El flujo \dot{n} para el calor latente representa la cantidad de LGN condensada.

$$\dot{n} = -\frac{\%LGN}{100\%} * \dot{n}_{GN Alimentación} \quad \text{Ec.23}$$

Reemplazando la Ec.22 y Ec.23 en Ec.21 se tiene:

$$Q_{latente} = -\frac{\%LGN}{100\%} * \dot{n}_{GN Alimentación} * \Delta H_{vap} \quad \text{Ec.24}$$

En Ec.17:

$$Q_{GN Alimentación} = \dot{n}_{GN Alimentación} * Cp_{GN} * (T_{final} - T_{inicial}) - \frac{\%LGN}{100\%} * \dot{n}_{GN Alimentación} * \Delta H_{cond} \quad \text{Ec.25}$$

Además:

$$Q_{GN\text{Residual(Reflujo Superior C-101)}} = \dot{n}_{GN\text{Residual(Reflujo Superior c-101)}} * C_{pGN} * (T_{final} - T_{inicial}) \text{ Ec.26}$$

La Tabla 4.7 indica los valores de las propiedades del gas natural como la capacidad calorífica y la entalpía de vaporización, la cual está basada en referencias bibliográficas. Dichos valores permiten calcular los calores requeridos para el balance de energía correspondiente a los intercambiadores de calor involucrados tanto en el proceso RSV y en el proceso RSV mejorado que se seleccione.

Tabla 4.7. Propiedades del Gas Natural

Propiedades del GN	Simbología	Valores	Unidades
Capacidad Calorífica del GN	$C_{p\text{ GN}}$	0,64	BTU/lb°F
Entalpía de Vaporización del GN	$\Delta H_{\text{vap GN}}$	100	BTU/lb

Fuente: Elaborado en base a *Gas Conditioning and Processing*, Campbell, 1992

Para determinar el flujo molar del gas residual que se destina como reflujo superior de la columna Demetanizadora C-101 $\dot{n}_{GN\text{Residual(Reflujo Superior c-101)}}$, se parte de las condiciones de diseño del proceso RSV que indica que el 16,44 % molar del gas residual que recicla como reflujo superior de la columna C-101.

$$\dot{n}_{GN\text{Residual(Reflujo Superior C-101)}} = \frac{16,44}{100} * \dot{n}_{GN\text{Residual(Salida del Tope C-101)}} \text{ Ec.27}$$

En el separador Frío V-104 se separa el % LGN que se condensa de la corriente del gas alimentación

$$\dot{n}_{GN\text{Corr Liq V-104}} = \frac{\%LGN}{100} * \dot{n}_{GN\text{Alimentación}} \text{ Ec.28}$$

En el separador Frío V-104 también se separa el porcentaje que no se condensa de la corriente del gas alimentación y que sale de la corriente gaseosa del separador.

$$\dot{n}_{GN\text{Corr Gas V-104}} = \frac{100-\%LGN}{100} * \dot{n}_{GN\text{Alimentación}} \text{ Ec.29}$$

Por condiciones de diseño del proceso RSV, el 75% molar del líquido separado en V-104 se estrangula antes de entrar en la parte media y superior de la columna Demetanizadora C-101.

$$\dot{n}_{GN\text{Alimentación } C-101} = \frac{75}{100} * \dot{n}_{GN\text{Corr Liq } V-104} \quad \text{Ec.30}$$

Además, el 82,6% molar del gas separado en V-104 después de ser expandido y enfriado por el turboexpansor X-102 es enviado al tope de la columna de C-101 como reflujo inferior.

$$\dot{n}_{GN\text{Reflujo Inf } C-101} = \frac{82,6}{100} * \dot{n}_{GN\text{Corr Gas } V-104} \quad \text{Ec.31}$$

Por otra parte, el 25% molar del líquido separado y el 17,4% molar del gas separado en V-104 se mezclan y luego se enfría con gas residual en el Condensador de Reflujo E-104 y se estrangula en la parte superior de la columna Demetanizadora C-101.

$$\dot{n}_{GN\text{Reflujo Sup } C-101} = \frac{25}{100} * \dot{n}_{GN\text{Corr Liq } V-104} + \frac{17,4}{100} * \dot{n}_{GN\text{Corr Gas } V-104} \quad \text{Ec.32}$$

Se verifica que:

$$\dot{n}_{GN\text{Gas de alimentación al tren}} = \dot{n}_{GN\text{Alimentación } C-101} + \dot{n}_{GN\text{Reflujo Inf } C-101} + \dot{n}_{GN\text{Reflujo Sup } C-101} \quad \text{Ec.33}$$

En la columna Demetanizadora, se termina de realizar el balance para el fondo, la cual será la base de alimentación de la Zona de Fraccionamiento.

$$C_{2\text{ALIMENTACIÓN } (C-101)} = C_{2\text{TOPE } (C-101)} + C_{2\text{FONDO } (C-101)} \quad \text{Ec.34}$$

$$C_{2\text{FONDO } (C-101)} = C_{2\text{ALIMENTACIÓN } (C-101)} - C_{2\text{TOPE } (C-101)} \quad \text{Ec.35}$$

Además:

$$C_{1\text{ALIMENTACIÓN } (C-101)} = C_{1\text{TOPE } (C-101)} + C_{1\text{FONDO } (C-101)} \quad \text{Ec.36}$$

$$C_{1\text{FONDO } (C-101)} = C_{1\text{ALIMENTACIÓN } (C-101)} - C_{1\text{TOPE } (C-101)} \quad \text{Ec.37}$$

Los demás componentes, van directamente al fondo dando como resultado el flujo molar total que se recupera en el fondo.

Por otra parte, el porcentaje molar se puede determinar tanto para el tope como para el fondo de la columna Demetanizadora y las columnas de fraccionamiento en base a:

$$\%mol = \frac{\dot{n}_i}{\dot{n}_T} \quad \text{Ec.38}$$

Donde:

\dot{n}_i =Flujo del componente i.

\dot{n}_T =Flujo total

Tres corrientes líquidas que se retiran de la parte inferior de C-101 para preenfriar el gas de alimentación se calientan y se devuelven a la columna Demetanizadora C-101, lo que ayuda

a mejorar la integración del calor del proceso y a reducir la potencia del ciclo de refrigeración y la carga del reboiler de C-101.

El condensado C_2^+ de la parte inferior de la demetanzadora 398,96 psia y 81,86°F se estrangula a 348,19 psia como alimentación de la parte media de la columna deetanizadora C-301).

Como existen dos trenes criogénicos y cada uno procesa el 50% del caudal proveniente, se analiza para uno solo utilizando la mitad de la cantidad de gas de alimentación, según corresponda al modo de operación, además los cálculos son los mismos para el otro tren.

En modo de operación de recuperación de etano, el calor ganado resulta de la suma tanto del calor del gas residual a la salida del tope de la columna Demetanzadora como del aporte del ciclo de refrigeración con propano.

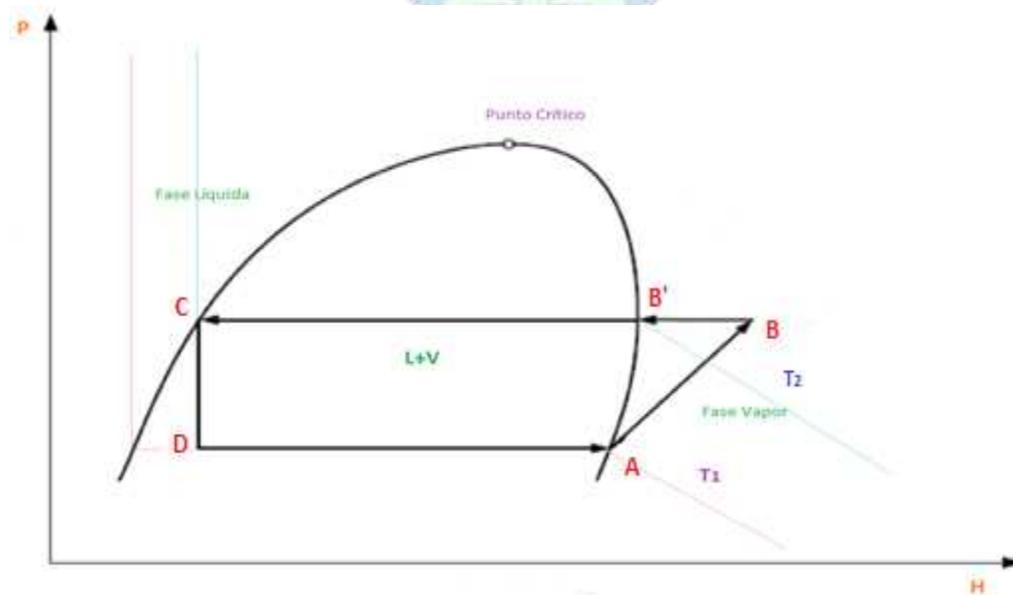
$$Q_{ganado} = Q_{GN_{Residual}(Salida\ del\ Tope\ C-101)} + Q_{C_3} \quad Ec.39$$

Además, para el Sistema de Refrigeración con propano

$$Q_{C_3} = \dot{m}_{C_3} * \Delta H_{A \rightarrow D} = \dot{m}_{C_3} * (h_D - h_A) \quad Ec.40$$

La configuración de un sistema de refrigeración con propano, para el análisis de los principios de conservación de la energía, el cual se complementa con el diagrama de fases mostrado en la Figura 4.1.

Figura 4.1. Sistema de Refrigeración con Propano



Fuente: Adaptado en base a Ciclo de Refrigeración con Propano, Daza, 2019

Se calcula el flujo másico del refrigerante empleado \dot{m}_{C_3} en base a las condiciones del Proceso RSVPP.

$$\dot{m}_{C_3} = \text{Caudal } C_3 * 10^6 \frac{\text{SCF } C_3}{\text{día}} * \frac{1 \text{ lb-mol } C_3}{379,6 \text{ SCF } C_3} * \frac{44,097 \text{ lb } C_3}{1 \text{ lb-mol } C_3} * \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} \quad \text{Ec.41}$$

Además, también con ayuda de tablas del refrigerante propano de la Tabla 4.8, se puede conocer las entalpías específicas que están en función a la temperatura, interpolando se puede obtener para las temperaturas de diseño del ciclo de refrigeración, que normalmente va desde 75°F hasta -25°F.

Tabla 4.8. Datos del Refrigerante Propano

T[°F]	h _L [BTU/lb]	h _v [BTU/lb]
-25	8,193	186,5
-20	10,96	187,91
70	64,63	211,76
75	67,87	212,94

Fuente: Elaborado en base a *Thermodynamic Properties of Propane* de Lemmon et al., 2009.

De esta forma se puede determinar el valor del calor requerido del ciclo de propano, es decir Q_{C_3} .

$$Q_{C_3} = \dot{m}_{C_3} * \Delta H_{A \rightarrow D} = \dot{m}_{C_3} * (h_D - h_A) \quad \text{Ec.42}$$

En modo recuperación de etano la cantidad proveniente de ambos trenes criogénicos ingresa a la Columna Deetanizadora de la Zona de fraccionamiento, posteriormente a la Debutanizadora y finalmente a la Deisopentanizadora. Sin embargo, en modo rechazo de etano la cantidad proveniente de ambos trenes criogénicos ingresa a la Columna Debutanizadora directamente para luego pasar por la Deisopentanizadora.

4.1.3. Mejora del Proceso RSV

El análisis técnico de los parámetros de adecuación está basado en una tecnología RSV mejorada que mejor se adapte a las necesidades de la PSLCV, aplicando cálculos de balance de materia y energía correspondientes, juntamente con el modelado de dicha tecnología RSV mejorada mediante la simulación con el Software Aspen Hysys para comparar los resultados obtenidos de la recuperación de LGN.

Entre los procesos RSV mejorados se tiene a RSVG, RSVF y SRCR descritos a detalle en el Marco teórico de este estudio, dichos procesos se aplican cuando es posible enriquecer el

contenido de metano de la corriente de alimentación en la parte superior del desmetanizador al agregar la torre de absorción, el separador instantáneo y el compresor del desmetanizador, y estas mejoras reducen el volumen de retorno de gas residual. Estas tecnologías se utilizan cuando la riqueza del gas de alimentación es sumamente alta. Sin embargo, se descartan para su implementación en la PSLCV debido a su complejidad y gran diferencia del proceso RSV de Ortloff implementado en la planta, adicionalmente la riqueza del gas de alimentación se ve limitada puesto que previamente la corriente de gas proviene de tres plantas de ajuste de punto de rocío.

Por otra parte, también se podría compensar las deficiencias de la alta temperatura de enfriamiento del refrigerante de propano en el proceso RSV convencional con el proceso RSVPE que preenfía el gas de alimentación agregando un sistema de refrigeración de etileno. Otro proceso RSV mejorado es el RSVPM el cual utiliza mediante el uso de refrigerante mixto en lugar del ciclo de refrigeración de etileno. La idea de un ciclo de refrigeración con un refrigerante mixto en el RSVPM proviene del proceso de refrigeración en un proceso de licuefacción de gas natural, pero el nivel de temperatura requerido en el proceso de recuperación de etano es mayor que en el proceso de licuefacción de gas natural, por lo que la composición del refrigerante mixto es bastante diferente del refrigerante mixto utilizado en la licuefacción del gas natural.

Sin embargo, en comparación con el proceso RSV convencional, el RSVPP es el más parecido debido que solo añade sólo un compresor de entrada, que permite que el gas de alimentación intercambie calor en los preenfriadores a alta presión denominados también Cajas Frías. El calor latente del gas de alimentación es menor a alta presión, lo que favorece más la separación previa de hidrocarburos pesados en el separador criogénico, y una relación de expansión mayor complementará aún más la capacidad de refrigeración. En comparación con el proceso RSV convencional, la tasa de recuperación de etano del RSVPP mejora enormemente. La tecnología de prepresurización está desarrollada específicamente para el gas de alimentación más versátil, debido a que se puede trabajar corrientes de Gas Natural independientemente de su riqueza. Por consiguiente, es la tecnología que más puede adecuarse a la PSLCV.

Adicionalmente, el proceso RSVPP trabaja con un compresor del gas de alimentación e incluye el sistema de refrigeración con propano. El compresor realiza una compresión

adiabática donde el gas natural es comprimido sin transferencia de calor con el entorno. Además, existe una relación entre las variables de presión, volumen, y temperatura la cual se describe de la siguiente manera:

$$P_1 * V_1^n = P_2 * V_2^n \quad \text{Ec.45}$$

$$T_1 * V_1^{n-1} = T_2 * V_2^{n-1} \quad \text{Ec.46}$$

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{n-1}{n}} \quad \text{Ec.47}$$

Donde:

P_1 y P_2 = Presión inicial y final respectivamente.

V_1 y V_2 = Presión inicial y final respectivamente.

T_1 y T_2 = Presión inicial y final respectivamente.

n = Coeficiente para gases poliatómicos 1,4.

La ecuación anterior permite determinar la nueva temperatura de ingreso del gas de alimentación a las Unidades Criogénicas.

También se realiza un balance de energía en el compresor ubicado a la entrada de las Unidades Criogénicas del proceso RSVPP.

$$W = \Delta H \quad \text{Ec.48}$$

Donde:

$$\Delta H = \dot{m}_{GN_{Alimentación}} * C_{p_{GN}} * (T_2 - T_1) \quad \text{Ec.49}$$

Reemplazando la Ec.49 en Ec.48.

$$\dot{W} = \dot{m}_{GN_{Alimentación}} * C_{p_{GN}} * (T_{final} - T_{inicial}) \quad \text{Ec.50}$$

4.1.4. BM&E en la Zona de Fraccionamiento

Se realiza los cálculos de balance siguiendo el principio de del balance global y balance parcial para cada componente, siguiendo los porcentajes de recuperación según corresponda el caso, considerando los componentes clave para cada columna de fraccionamiento.

Balance Global: Está presente en cada columna de fraccionamiento donde se cumple el balance de la Ec.12:

$$ALIMENTACIÓN = TOPE + FONDO \quad \text{Ec.12}$$

DEETANIZADORA

Los componentes clave tanto ligero como pesado, de la columna Deetanizadora se indican en la Tabla 4.9 y sirven para el balance parcial.

Tabla 4.9. Componentes Clave para la Deetanizadora

Componentes claves para la Deetanizadora			
Clave Ligero	KL	C ₂ H ₆	C ₂
Clave Pesado	KH	C ₃ H ₈	C ₃

Fuente: Elaboración Propia

Balance Parcial para C₂: Las condiciones de diseño establecen que el porcentaje de recuperación de C₂, el cual es el porcentaje recuperado en el tope de la columna Deetanizadora.

$$C_{2TOPE (C-301)} = \frac{\%Recuperación C_2 (C-301)}{100} * C_{2ALIMENTACIÓN (C-301)} \quad Ec.51$$

Además:

$$C_{2FONDO (C-301)} = C_{2ALIMENTACIÓN (C-301)} - C_{2TOPE (C-301)} \quad Ec.52$$

Balance Parcial para C₃: Las condiciones de diseño establecen que el porcentaje de recuperación de C₃, por lo tanto, es el porcentaje recuperado en el fondo de la columna Deetanizadora.

$$C_{3FONDO (C-301)} = \frac{\%Recuperación C_3 (C-301)}{100} * C_{3ALIMENTACIÓN (C-301)} \quad Ec.53$$

Además:

$$C_{3TOPE (C-301)} = C_{3ALIMENTACIÓN (C-301)} - C_{3FONDO (C-301)} \quad Ec.54$$

DEBUTANIZADORA

Los componentes clave tanto ligero como pesado, de la columna Debutanizadora se indican en la Tabla 4.10 y sirven para el balance parcial.

Tabla 4.10. Componentes Clave para la Debutanizadora

Componentes Claves para la Debutanizadora			
Clave Ligero (iso)	KL _i	i-C ₄ H ₁₀	iC ₄
Clave Ligero (normal)	KL _n	n-C ₄ H ₁₀	nC ₄
Clave Pesado (iso)	KH _i	i-C ₅ H ₁₂	iC ₅
Clave Pesado (normal)	KH _n	n-C ₅ H ₁₂	nC ₅

Fuente: Elaboración Propia.

Balance Parcial para iC₄: Por condición, la recuperación de iC₄ representa el porcentaje recuperado en el tope de la columna Debutanizadora.

$$iC_{4TOPE (C-302)} = \frac{\%Recuperación iC_4 (C-302)}{100} * iC_{4ALIMENTACIÓN (C-302)} \quad Ec.55$$

También:

$$iC_{4FONDO (C-302)} = iC_{4ALIMENTACIÓN (C-302)} - iC_{4TOPE (C-302)} \quad \text{Ec.56}$$

Balance Parcial para nC₄: La recuperación de nC₄ es el porcentaje recuperado en el tope de la columna Debutanizadora.

$$nC_{4TOPE (C-302)} = \frac{\%Recuperación nC_4 (C-302)}{100} * nC_{4ALIMENTACIÓN (C-302)} \quad \text{Ec.57}$$

También:

$$nC_{4FONDO (C-302)} = nC_{4ALIMENTACIÓN(C-302)} - nC_{4TOPE (C-302)} \quad \text{Ec.58}$$

Balance Parcial para iC₅: Las condiciones de diseño indican que recuperación de iC₅, es el porcentaje recuperado en el fondo de la columna Debutanizadora.

$$iC_{5FONDO (C-302)} = \frac{\%Recuperación iC_5 (C-302)}{100} * iC_{5ALIMENTACIÓN (C-302)} \quad \text{Ec.59}$$

También:

$$iC_{5TOPE (C-302)} = iC_{5ALIMENTACIÓN (C-302)} - iC_{5FONDO (C-302)} \quad \text{Ec.60}$$

Balance Parcial para nC₅: La recuperación de nC₅ indica el porcentaje recuperado en el fondo de la columna Debutanizadora.

$$nC_{5FONDO (C-302)} = \frac{\%Recuperación nC_5 (C-302)}{100} * nC_{5ALIMENTACIÓN (C-302)} \quad \text{Ec.61}$$

También:

$$nC_{5TOPE (C-302)} = nC_{5ALIMENTACIÓN (C-302)} - nC_{5(C-302)} \quad \text{Ec.62}$$

DEISOPENTANIZADORA

Los componentes clave tanto ligero como pesado, de la columna Deetanizadora se indican en la Tabla 4.11 y sirven para el balance parcial.

Tabla 4.11. Componentes Clave para la Deisopentanizadora

Componentes claves para la Deetanizadora			
Clave Ligero	KL	i-C ₅ H ₁₂	iC ₅
Clave Pesado	KH	n-C ₅ H ₁₂	nC ₅

Fuente: Elaboración Propia.

Balance Parcial para iC₅: La condición indica que recuperación de iC₅ representa el porcentaje recuperado en el tope de la columna Deisopentanizadora.

$$iC_{5TOPE (C-303)} = \frac{\%Recuperación iC_5 (C-303)}{100} * iC_{5ALIMENTACIÓN (C-303)} \quad \text{Ec.63}$$

También:

$$iC_{5FONDO (C-303)} = iC_{5ALIMENTACIÓN (C-303)} - iC_{5TOPE (C-303)} \quad \text{Ec.64}$$

Balance Parcial para nC₅: La recuperación de nC₅ es el porcentaje recuperado en el fondo de la columna Deisopentanizadora.

$$nC_{5FONDO (C-303)} = \frac{\%Recuperación nC_5 (C-303)}{100} * nC_{5ALIMENTACIÓN (C-303)} \quad \text{Ec.65}$$

También:

$$nC_{5TOPE (C-303)} = nC_{5ALIMENTACIÓN (C-303)} - nC_{5FONDO (C-303)} \quad \text{Ec.66}$$

4.1.5. Capacidad de Producción

Para determinar la capacidad de producción óptima de la planta, mediante la producción óptima entre la producción de diseño.

$$Capacidad_{ÓPTIMA} = \frac{Producción\ óptima}{Producción\ de\ diseño} * 100\% \quad \text{Ec.67}$$

También se puede determinar la capacidad de producción actual con la que trabaja la planta, se divide la producción actual entre la producción de diseño.

$$Capacidad_{ACTUAL} = \frac{Producción\ actual}{Producción\ de\ diseño} * 100\% \quad \text{Ec.68}$$

Se puede determinar la capacidad de producción utilizando como referencia el flujo volumétrico de gas residual que representa a la producción de diseño que corresponde a 978 MMSCFD.

4.2. DIAGNÓSTICO

4.2.1. Modo Rechazo de Etano con RSV Convencional

Para un diagnóstico exhaustivo se evalúa inicialmente las Unidades Criogénicas donde se encuentra instalado el proceso RSV de Ortloff en la PSLCV, como la planta únicamente ha operado en modo rechazo de etano, se trabaja con el caudal de 1.047 MMSCFD de Gas Natural, dicho valor se puede expresar en valor de flujo másico \dot{m}_{GN} o flujo molar \dot{n}_{GN} .

Hallando \dot{m}_{GN} con la Ec.3:

$$\begin{aligned} \dot{m}_{GN} &= Caudal * 10^6 \frac{SCF\ GN}{día} * \frac{1\ lb-mol\ GN}{379,6\ SCF\ GN} * \frac{PM_{GN}\ lb\ GN}{1\ lb-mol\ GN} * \frac{1\ día}{24\ h} \quad \text{Ec.3} \\ \dot{m}_{GN} &= 1.047 * 10^6 \frac{SCF\ GN}{día} * \frac{1\ lb - mol\ GN}{379,6\ SCF\ GN} * \frac{18,26\ lb\ GN}{1\ lb - mol\ GN} * \frac{1\ día}{24\ h} \\ \dot{m}_{GN} &= 2.097.975,72 \left[\frac{lb}{h} \right] \end{aligned}$$

Hallando \dot{n}_{GN} con la Ec.4:

$$\dot{n}_{GN} = Caudal * 10^6 \frac{SCF GN}{día} * \frac{1 lb - mol GN}{379,6 SCF GN} * \frac{1 día}{24 h} \quad \text{Ec.4}$$

$$\dot{n}_{GN} = 1.047 * 10^6 \frac{SCF GN}{día} * \frac{1 lb - mol GN}{379,6 SCF GN} * \frac{1 día}{24 h}$$

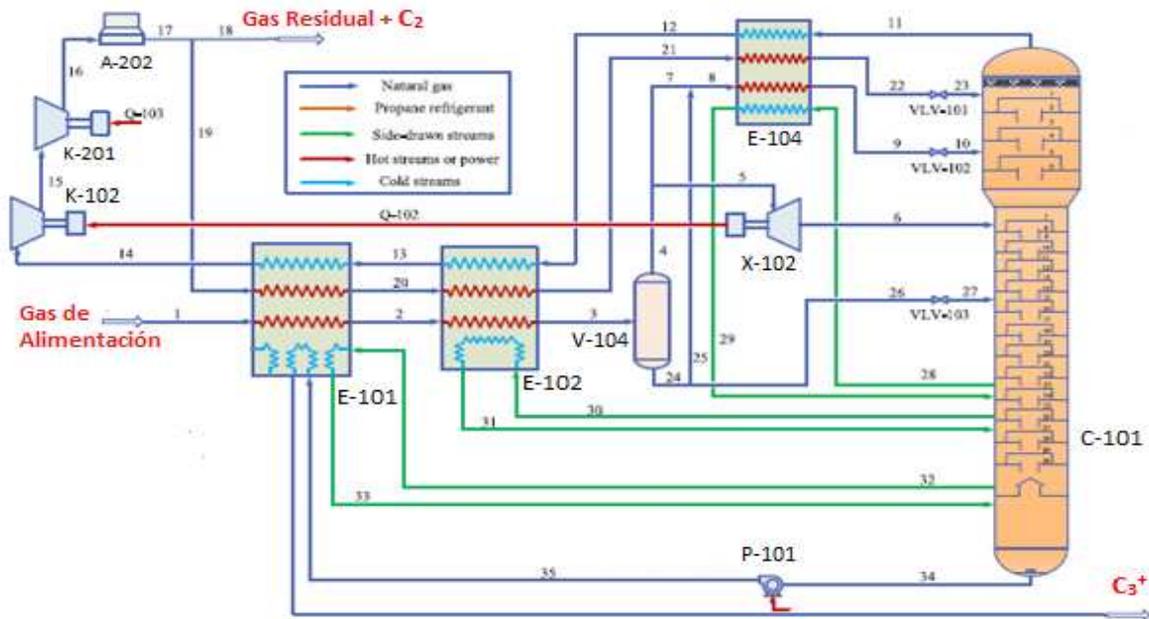
$$\dot{n}_{GN} = 114.923,60 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Se realiza el balance correspondiente en las unidades criogénicas y en la zona de fraccionamiento para evaluar las condiciones de diseño del proceso RSV para el modo de operación de rechazo de etano, posteriormente se compara con los registros de la PSLCV para encontrar las limitaciones.

4.2.1.1. Unidades Criogénicas con RSV

Las Unidades Criogénicas de la PSLCV están conformadas por dos trenes criogénicos que operan en paralelo, por ello se analiza para un solo tren y luego se considera el otro tren duplicando los resultados. En la Figura 4.2 se observa la configuración del esquema de uno de los Trenes Criogénicos según el Proceso RSV de las Unidades Criogénicas en Modo Rechazo de Etano que representa el esquema del proceso RSV implementado en la planta.

Figura 4.2. Esquema del Tren Criogénico con el Proceso RSV en modo Rechazo de Etano de PSLCV



Fuente: Adaptado de Zhang et al., 2020 y elaborado en base al Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPF, 2023.

Para encontrar el flujo de gas de entrada a las unidades criogénicas la cual está compuesta por dos trenes equivalentes que operan en paralelo, procesando cada uno el 50% del caudal, se divide en dos los valores de flujo másico y molar del gas de alimentación, los mismos se calculan con la Ec.6 y Ec.7 respectivamente.

$$\dot{m}_{GN \text{ Gas de alimentación al tren}} = \frac{\dot{m}_{GN \text{ Gas de alimentación a PSLCV}}}{2} \quad \text{Ec.6}$$

Reemplazando:

$$\dot{m}_{GN \text{ Gas de alimentación al tren}} = \frac{2.097.975,72 \left[\frac{lb}{h} \right]}{2}$$

$$\dot{m}_{GN \text{ Gas de alimentación al tren}} = 1.049.252,50 \left[\frac{lb}{h} \right]$$

O bien en flujo molar:

$$\dot{n}_{GN \text{ Gas de alimentación al tren}} = \frac{\dot{n}_{GN \text{ Gas de alimentación a PSLCV}}}{2} \quad \text{Ec.7}$$

Reemplazando:

$$\dot{n}_{GN \text{ Gas de alimentación al tren}} = \frac{114.923,60 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]}{2}$$

$$\dot{n}_{GN \text{ Gas de alimentación al tren}} = 57.461,80 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Además, el flujo de gas de alimentación al tren Criogénico define la corriente de gas a enfriarse a los intercambiadores de calor E-101 y E-102, por ello se verifica la Ec.8:

$$\dot{n}_{GN \text{ Gas de alimentación al tren}} = \dot{n}_{GN \text{ Gas de alimentación a E-101 y E-102}} \quad \text{Ec.8}$$

Entonces:

$$\dot{n}_{GN \text{ Gas de alimentación al tren}} = \dot{n}_{GN \text{ Gas de alimentación a E-101 y E-102}} = 57.461,80 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

En la Tabla 4.12 se muestra el cálculo del flujo molar del gas de alimentación al tren Criogénico en función a sus componentes que a su vez es el gas a enfriarse a los intercambiadores de calor E-101 y E-102, verificando que se obtiene el flujo de entrada con la sumatoria de los flujos molares de cada componente, es decir:

$$\dot{n}_{GN \text{ Gas de alimentación a E-101 y E-102}} = 57.461,84 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Tabla 4.12. Flujo de los Componentes del Gas de Alimentación Modo Rechazo de Etano con RSV

ALIMENTACIÓN		
Componentes	%mol	\dot{n}[lb-mol/h]
N ₂	0,5235	300,8317
CO ₂	1,7074	981,1220
C ₁	89,3159	51.322,5255
C ₂	6,1391	3.527,6375
C ₃	1,5090	867,0794
iC ₄	0,2533	145,5699
nC ₄	0,3327	191,1563
iC ₅	0,1003	57,6150
nC ₅	0,0615	35,3199
nC ₆	0,0402	23,0805
nC ₇	0,0133	7,6233
nC ₈	0,0035	1,9920
nC ₉	0,0005	0,2873
Total	100,0001	57.461,8402

Fuente: Elaboración Propia.

Los balances se analizan mediante el principio termodinámico de calor ganado Q_{ganado} y el calor cedido Q_{cedido} por el Gas Natural indicados en la Ec.9.

$$Q_{ganado} = -Q_{cedido} \quad \text{Ec.9}$$

Además, mediante la Ec.10 el calor ganado corresponde a:

$$Q_{ganado} = Q_{GN\text{Residual}(\text{Salida del Tope C-101})} \quad \text{Ec.10}$$

Donde el calor del gas residual a la salida del tope de la Demetanzadora se expresa mediante la Ec.11:

$$Q_{GN\text{Residual}(\text{Salida del Tope C-101})} = \dot{n}_{GN\text{Residual}(\text{Salida del Tope C-101})} * C_{pGN} * (T_{final} - T_{inicial}) \quad \text{Ec.11}$$

Del balance para todo el sistema del Tren de las Unidades Criogénicas que acompañan a la Columna Demetanzadora C-101, se calcula el flujo molar de la corriente que sale por el tope de la columna Demetanzadora $\dot{n}_{GN\text{Residual}(\text{Salida del Tope C-101})}$, debido a se cumple que entrada es igual a salida, para ello se realizan los balances correspondientes.

Balance Global: Mediante la Ec.12 en este balance se cumple que:

$$ALIMENTACIÓN = TOPE + FONDO \quad \text{Ec.12}$$

Además, el balance de materia en la Demetanizadora se analiza en función a los componentes clave.

Balance Parcial para C₂: Las condiciones de diseño establecen que el C₂ se destina juntamente con el C₁ para la corriente de gas residual en modo rechazo de etano, por ello un 95% de este componente se es recuperado en el tope de la columna Demetanizadora. El balance se realiza con la Ec.13.

$$\begin{aligned}
 C_{2TOPE (C-101)} &= \frac{\%Recuperación C_2 (C-101)}{100} * C_{2ALIMENTACIÓN (C-101)} && \text{Ec.13} \\
 C_{2TOPE (C-101)} &= \frac{95}{100} * C_{2ALIMENTACIÓN (C-101)} \\
 C_{2TOPE (C-101)} &= \frac{95}{100} * 3.527,64 \left[\frac{lb - mol}{h} \right] \\
 C_{2TOPE (C-101)} &= 3.351,26 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]
 \end{aligned}$$

Balance Parcial para C₁: La recuperación de C₁ es del 99% del C₁ de la corriente de alimentación; por lo tanto, es el porcentaje recuperado en el tope de la columna Demetanizadora. El balance se realiza con la Ec.14.

$$\begin{aligned}
 C_{1TOPE (C-101)} &= \frac{\%Recuperación C_1 (C-101)}{100} * C_{1ALIMENTACIÓN (C-101)} && \text{Ec.14} \\
 C_{1TOPE (C-101)} &= \frac{99}{100} * C_{1ALIMENTACIÓN (C-101)} \\
 C_{1TOPE (C-101)} &= \frac{99}{100} * 51.322,52 \left[\frac{lb - mol}{h} \right] \\
 C_{1TOPE (C-101)} &= 50.809,30 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]
 \end{aligned}$$

El balance de materia permite calcular el flujo molar de gas residual que sale del tope de la columna Demetanizadora $\dot{n}_{GN Residual(Salida del Tope C-101)}$. También del tope de la columna Demetanizadora C-101 se extrae la corriente de gas residual a una temperatura de -147,0 °F y una presión de 342 psig.

Donde el flujo de gas residual que sale por el tope de la columna Demetanizadora está constituido tanto por el metano y etano (modo de operación rechazo de etano) así como el nitrógeno y dióxido de carbono. El cálculo del flujo molar se realiza con la Ec.15.

$$\dot{n}_{GN Residual(Salida del Tope C-101)} = C_{1TOPE (C-101)} + C_{2TOPE (C-101)} + N_2 + CO_2 \quad \text{Ec.15}$$

$$\dot{n}_{GN\text{Residual(Salida del Tope C-101)}} = (50.809,30 + 3.351,26 + 300,83 + 981,12) \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$\dot{n}_{GN\text{Residual(Salida del Tope C-101)}} = 55.442,51 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Se calcula el calor ganado por el gas residual que sale del tope de la columna Demetanizadora C-101 a -100 °F, posteriormente se calienta secuencialmente en los intercambiadores de calor E-104, E-102 y E-101 a 69,65°F; y se presuriza a 884,78 psig en el compresor de gas residual K-102. Las condiciones de esta corriente se detallan en la Tabla 4.13.

Tabla 4.13. Condiciones del Gas Residual que sale del Tope de la Demetanizadora en Modo Rechazo de Etano con RSV

Condiciones de Operación	Simbología	Valores	Unidades
Temperatura de entrada a los Intercambiadores	$T_{inicial}$	-100	°F
Temperatura de salida de los Intercambiadores	T_{final}	69,65	°F

Fuente: Elaborado en base a la Operación Normal y Variables de Proceso del Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPFB, 2023.

El calor ganado por el gas residual, que sale del tope de la columna Demetanizadora se calcula mediante la Ec.11.

$$Q_{GN\text{Residual(Salida del Tope C-101)}} = \dot{n}_{GN\text{Residual(Salida del Tope C-101)}} * C_{p_{GN}} * (T_{final} - T_{inicial}) \quad \text{Ec.11}$$

$$Q_{GN\text{Residual(Salida del Tope C-101)}} = 55.442,51 \frac{lb - mol}{h} * 0,64 \frac{BTU}{lb^{\circ}F} * \frac{18,26 lb}{1 lb - mol} (69,65 - 100)^{\circ}F$$

$$Q_{GN\text{Residual(Salida del Tope C-101)}} = 109.827.695,1 \left[\frac{BTU}{h} \right]$$

Entonces con la Ec.10:

$$Q_{ganado} = Q_{GN\text{Residual(Salida del Tope C-101)}} \quad \text{Ec.10}$$

$$Q_{ganado} = 109.827.695,1 \left[\frac{BTU}{h} \right]$$

Para analizar el calor cedido, se toma en cuenta que las corrientes a enfriarse en los intercambiadores corresponden al gas de alimentación y el gas residual que se envía como reflujo a la columna C-101. El balance se realiza con la Ec.16.

$$Q_{cedido} = Q_{GN\text{Alimentación}} + Q_{GN\text{Residual(Reflujo Superior C-101)}} \quad \text{Ec.16}$$

Donde el calor del gas natural de alimentación al tren criogénico se determina por la Ec.17, el cual involucra tanto calor sensible por el cambio de temperatura y calor latente por el cambio de fase.

$$Q_{GNAlimentación} = Q_{sensible} + Q_{latente} \quad \text{Ec.17}$$

Donde:

$$Q_{sensible} = \dot{m} * Cp * \Delta T = \dot{m} * Cp * (T_{final} - T_{inicial}) \quad \text{Ec.18}$$

También se puede expresar en función al flujo molar:

$$Q_{sensible} = \dot{n} * Cp * \Delta T = \dot{n} * Cp * (T_{final} - T_{inicial}) \quad \text{Ec.19}$$

Además:

$$Q_{latente} = \dot{m} * \Delta H_{cond} \quad \text{Ec.20}$$

También se puede expresar en función al flujo molar:

$$Q_{latente} = \dot{n} * \Delta H_{cond} \quad \text{Ec.21}$$

Adicionalmente sabe que la entalpía de condensación ΔH_{cond} y la entalpía de vaporización ΔH_{vap} se relacionan mediante la Ec.22:

$$\Delta H_{cond} = -\Delta H_{vap} \quad \text{Ec.22}$$

El flujo \dot{n} para el calor latente representa la cantidad de LGN condensada.

$$\dot{n} = -\frac{\%LGN}{100\%} * \dot{n}_{GNAlimentación} \quad \text{Ec.23}$$

Reemplazando la Ec.22 y Ec.23 en Ec.21 se tiene:

$$Q_{latente} = -\frac{\%LGN}{100\%} * \dot{n}_{GNAlimentación} * \Delta H_{vap} \quad \text{Ec.24}$$

En Ec.17:

$$Q_{GNAlimentación} = \dot{n}_{GNAlimentación} * Cp_{GN} * (T_{final} - T_{inicial}) - \frac{\%LGN}{100\%} * \dot{n}_{GNAlimentación} * \Delta H_{vap} \quad \text{Ec.25}$$

Además, la Ec.26 permite realizar el cálculo del calor del gas residual que se destina como reflujo superior de la columna Demetanizadora.

$$Q_{GNResidual(Reflujo Superior C-101)} = \dot{n}_{GNResidual(Reflujo Superior C-101)} * Cp_{GN} * (T_{final} - T_{inicial}) \quad \text{Ec.26}$$

Para determinar el flujo molar del gas residual que se destina como reflujo superior de la columna Demetanizadora C-101 $\dot{n}_{GNResidual(Reflujo Superior C-101)}$, se parte de las condiciones de diseño del proceso RSV que indica que el 16,44 % molar de gas residual se

recicla para estrangular a 398,96 psia y 146,45°F hasta alcanzar una temperatura de -152,2°F como reflujo superior de la columna C-101. El balance se realiza con la Ec.27.

$$\dot{n}_{GN_{Residual(Reflujo\ Superior\ C-101)}} = \frac{16,44}{100} * \dot{n}_{GN_{Residual(Salida\ del\ Tope\ C-101)}} \quad \text{Ec.27}$$

Del balance de la C-101 se tiene:

$$\dot{n}_{GN_{Residual(Salida\ del\ Tope\ C-101)}} = 55.442,51 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Reemplazando:

$$\dot{n}_{GN_{Residual(Reflujo\ Superior\ C-101)}} = \frac{16,44}{100} * 55.442,51 \frac{lb - mol}{h}$$

$$\dot{n}_{GN_{Residual(Reflujo\ Superior\ C-101)}} = 9.114,75 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

En la Tabla 4.14 se indican la temperatura de entrada y salida del Gas Residual en los intercambiadores E-101 y E-102 en modo rechazo de etano. Dichos valores permiten determinar el calor cedido por la corriente de gas residual y el calor ganado por el gas de alimentación al proceso RSV implementado en la PSLCV.

Tabla 4.14. Condiciones del Gas Residual Reciclado en Modo Rechazo de Etano con RSV

Condiciones de Operación	Simbología	Valores	Unidades
Temperatura de entrada a los Intercambiadores	T _{inicial}	131	°F
Temperatura de salida de los Intercambiadores	T _{final}	0	°F

Fuente: Elaborado en base a la Operación Normal y Variables de Proceso del Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPFB, 2023.

Se calcula el calor cedido por la corriente de gas residual que se destina como reflujo superior de C-101, es decir $Q_{GN_{Residual(Reflujo\ Superior\ C-101)}}$ reemplazando en la Ec.26.

$$Q_{GN_{Residual(Reflujo\ Superior\ C-101)}} = 9.114,7 \frac{lb - mol}{h} * 0,64 \frac{BTU}{lb^{\circ}F} * \frac{18,26\ lb}{1\ lb - mol} * (0 - 131)^{\circ}F$$

$$Q_{GN_{Residual(Reflujo\ Superior\ C-101)}} = -13.950.416,82 \left[\frac{BTU}{h} \right]$$

El gas de alimentación ingresa a las Unidades Criogénicas a 94 °F y 916 psig, se preenfria a 75,2°F en el intercambiador E-101 y se enfría a 6°F en el intercambiador E-102, para ello se. En la Tabla 4.15, se muestran las temperaturas de entrada y salida de la corriente de gas para definir las condiciones de operación de los intercambiadores E-101 y E-102.

Tabla 4.15. Condiciones del Gas de Alimentación en Modo Rechazo de Etano con RSV

Condiciones de Operación	Simbología	Valores	Unidades
Temperatura de entrada a los Intercambiadores	$T_{inicial}$	94	°F
Temperatura de salida de los Intercambiadores	T_{final}	6	°F

Fuente: Elaborado en base a la Operación Normal y Variables de Proceso del Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPFB, 2023.

Entonces de la Ec.25:

$$Q_{GN\text{Alimentación}} = \dot{n}_{GN\text{Alimentación}} * C_{pGN} * (T_{final} - T_{inicial}) - \frac{\%LGN}{100\%} * \dot{n}_{GN\text{Alimentación}} * \Delta H_{vap} \text{Ec.25}$$

Con las condiciones de la Tabla 4.15 se determina el calor sensible del gas de alimentación de la Ec.20.

$$Q_{sensible} = \dot{n}_{GN\text{Alimentación}} * C_{pGN} * (T_{final} - T_{inicial}) \text{Ec.20}$$

$$Q_{sensible} = 57.461,80 \frac{lb - mol}{h} * 0,64 \frac{BTU}{lb^{\circ}F} * \frac{18,26 lb}{1 lb - mol} * (6 - 94)^{\circ}F$$

$$Q_{sensible} = -96.027.585,87 \left[\frac{BTU}{h} \right]$$

Con la Ec.24:

$$Q_{latente} = - \frac{\%LGN}{100\%} * \dot{n}_{GN\text{Alimentación}} * \Delta H_{vap} \text{Ec.24}$$

Reemplazando:

$$Q_{latente} = - \frac{\%LGN}{100\%} * 57.461,80 \frac{lb - mol}{h} * 100 \frac{BTU}{lb} * \frac{18,26 lb}{1 lb - mol}$$

$$Q_{latente} = -104.898.785,99 \frac{\%LGN}{100\%} \left[\frac{BTU}{h} \right]$$

Por lo tanto, de la ecuación de balance de energía de calor ganado y perdido de la Ec.9, se determina el porcentaje de LGN que se condensa en los intercambiadores.

$$Q_{ganado} = -Q_{cedido} \quad \text{Ec.9}$$

$$109.827.695,1 \left[\frac{BTU}{h} \right] = - \left[-13.950.416,82 - \left(96.027.585,87 + 104.925.246,8 \frac{\%LGN}{100\%} \right) \right] \left[\frac{BTU}{h} \right]$$

$$\%LGN = 35,08\%$$

En el separador Frío V-104 se separa el 35,08% de LGN que se condensa de la corriente del gas alimentación. Se calcula mediante la Ec.28.

$$\dot{n}_{GN\text{ Corr Liq V-104}} = \frac{\%LGN}{100} * \dot{n}_{GN\text{ Alimentación}} \quad \text{Ec.28}$$

$$\dot{n}_{GN\text{ Corr Liq V-104}} = \frac{35,08}{100} * 57.461,80 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$\dot{n}_{GN\text{ Corr Liq V-104}} = 20.157,48 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

En el separador Frío V-104 también se separa el 64,92 % que no se condensa de la corriente del gas alimentación y que sale de la corriente gaseosa del separador. Se calcula mediante la Ec.29.

$$\dot{n}_{GN\text{ Corr Gas V-104}} = \frac{100-\%LGN}{100} * \dot{n}_{GN\text{ Alimentación}} \quad \text{Ec.29}$$

$$\dot{n}_{GN\text{ Corr Gas V-104}} = \frac{64,92}{100} * 57.461,80 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$\dot{n}_{GN\text{ Corr Gas V-104}} = 37.304,32 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Por condiciones de diseño del proceso RSV, el 75% molar del líquido separado en V-104 se estrangula a 398,77 psig y 85,32 °F antes de entrar en la parte media y superior de la columna Demetanizadora C-101. Se calcula mediante la Ec.30.

$$\dot{n}_{GN\text{ Alimentación C-101}} = \frac{75}{100} * \dot{n}_{GN\text{ Corr Liq V-104}} \quad \text{Ec.30}$$

$$\dot{n}_{GN\text{ Alimentación C-101}} = \frac{75}{100} * 20.157,48 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$\dot{n}_{GN\text{ Alimentación C-101}} = 15.118,11 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Además, el 82,6% molar del gas separado en V-104 después de ser expandido y enfriado por el turboexpansor X-102 es enviado al tope de la columna de C-101 como reflujo inferior a una temperatura de -144,4°F. Se calcula mediante la Ec.31.

$$\dot{n}_{GN\text{ Reflujo Inf C-101}} = \frac{82,6}{100} * \dot{n}_{GN\text{ Corr Gas V-104}} \quad \text{Ec.31}$$

$$\dot{n}_{GN\text{Reflujo Inf } C-101} = \frac{82,6}{100} * 37.304,32 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$\dot{n}_{GN\text{Reflujo Inf } C-101} = 30.813,37 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Por otra parte, el 25% molar del líquido separado y el 17,4% molar del gas separado en V-104 se mezclan y luego se enfría con gas residual en el Condensador de Reflujo E-104 y se estrangula a 398,96 psia y -136,57°F antes de entrar en la parte superior de la columna Demetanizadora C-101. Se calcula mediante la Ec.32.

$$\dot{n}_{GN\text{Reflujo Sup } C-101} = \frac{25}{100} * \dot{n}_{GN\text{Corr Liq } V-104} + \frac{17,4}{100} * \dot{n}_{GN\text{Corr Gas } V-104} \quad \text{Ec.32}$$

$$\dot{n}_{GN\text{Reflujo Sup } C-101} = \left(\frac{25}{100} * 20.157,48 + \frac{17,4}{100} * 37.304,32 \right) \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$\dot{n}_{GN\text{Reflujo Sup } C-101} = (5.039,37 + 6.490,95) \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$\dot{n}_{GN\text{Reflujo Sup } C-101} = 11.530,32 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Con la Ec.33 se verifica que:

$$\dot{n}_{GN\text{Gas de alimentación al tren}} = \dot{n}_{GN\text{Alimentación } C-101} + \dot{n}_{GN\text{Reflujo Inf } C-101} + \dot{n}_{GN\text{Reflujo Sup } C-101} \quad \text{Ec.33}$$

$$\dot{n}_{GN\text{Gas de alimentación al tren}} = (15.118,11 + 30.813,37 + 11.530,32) \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$\dot{n}_{GN\text{Gas de alimentación al tren}} = 62.401,21 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Además, el balance de materia en la Demetanizadora de la Ec.34 que se analiza en función a los componentes clave se determina la cantidad de etano en el fondo de dicha columna con la Ec.35.

$$C_{2\text{ALIMENTACIÓN } (C-101)} = C_{2\text{TOPE } (C-101)} + C_{2\text{FONDO } (C-101)} \quad \text{Ec.34}$$

$$C_{2\text{FONDO } (C-101)} = C_{2\text{ALIMENTACIÓN } (C-101)} - C_{2\text{TOPE } (C-101)} \quad \text{Ec.35}$$

$$C_{2\text{FONDO } (C-101)} = (3.527,64 - 3.351,26) \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$C_{2\text{FONDO } (C-101)} = 176,38 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Además, para el metano se aplican las Ec.36 y Ec.37.

$$C_{1\text{ALIMENTACIÓN } (C-101)} = C_{1\text{TOPE } (C-101)} + C_{1\text{FONDO } (C-101)} \quad \text{Ec.36}$$

$$C_{1FONDO (C-101)} = C_{1ALIMENTACIÓN (C-101)} - C_{1TOPE (C-101)} \quad \text{Ec.37}$$

$$C_{1FONDO (C-101)} = (51.322,52 - 50.809,30) \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$C_{1FONDO (C-101)} = 513,22 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

El porcentaje molar se puede determinar tanto para el tope como para el fondo de la columna Demetanizadora en base a la Ec.38.

$$\%mol = \frac{\dot{n}_i}{\dot{n}_T} \quad \text{Ec.38}$$

En la Tabla 4.16 se muestra el balance completo del Tren Criogénico incluyendo la Columna Demetanizadora en Modo Rechazo de Etano de las Unidades Criogénicas, con el cálculo de los flujos molares totales en las corrientes del tope y el fondo, asimismo para los flujos molares parciales de cada componente en ambas corrientes. Además, se destacan los balances de los componentes clave, es decir el C₁ y C₂.

Tabla 4.16. Balance de Materia en la Columna Demetanizadora en Modo Rechazo de Etano con RSV

Componentes	ALIMENTACIÓN		TOPE		FONDO	
	%mol	\dot{n} [lb-mol/h]	\dot{n} [lb-mol/h]	%mol	\dot{n} [lb-mol/h]	%mol
N ₂	0,5235	300,8317	300,8317	0,5426	0,0000	0,0000
CO ₂	1,7074	981,1220	981,1220	1,7696	0,0000	0,0000
C₁	89,3159	51.322,5255	50.809,3003	91,6432	513,2253	25,4156
C₂	6,1391	3.527,6375	3.351,2556	6,0446	176,3819	8,7347
C ₃	1,5090	867,0794	0,0000	0,0000	867,0794	42,9390
iC ₄	0,2533	145,5699	0,0000	0,0000	145,5699	7,2088
nC ₄	0,3327	191,1563	0,0000	0,0000	191,1563	9,4663
iC ₅	0,1003	57,6150	0,0000	0,0000	57,6150	2,8532
nC ₅	0,0615	35,3199	0,0000	0,0000	35,3199	1,7491
nC ₆	0,0402	23,0805	0,0000	0,0000	23,0805	1,1430
nC ₇	0,0133	7,6233	0,0000	0,0000	7,6233	0,3775
nC ₈	0,0035	1,9920	0,0000	0,0000	1,9920	0,0986
nC ₉	0,0005	0,2873	0,0000	0,0000	0,2873	0,0142
Total	100,0001	57.461,8402	55.442,5095	100,0000	2.019,3307	100,0000

Fuente: Elaboración Propia.

Como flujo molar obtenido del tope de la columna Demetanizadora de uno de los trenes criogénicos es 55.442,51 [lb-mol/h]; no obstante, es importante recordar que el 16,44% se recicla como reflujo de dicha columna y el restante se destina a la unidad de compresión, es decir 46.327,76[lb-mol/h], Entonces se obtendrá la misma cantidad del otro tren criogénico; por lo tanto, la producción de gas residual es 92.655,52 [lb-mol/h]. Además, la alimentación de la zona de fraccionamiento debe ser el doble de los productos de fondo de la columna; es decir, si el flujo molar obtenido del tope de la columna Demetanizadora de uno de los trenes criogénicos es 2.019,33 [lb-mol/h], el flujo de alimentación a la zona de fraccionamiento es 4.038,66 [lb-mol/h],

4.2.1.2. Zona de Fraccionamiento

DEBUTANIZADORA

Balance Global: donde se cumple lo indicado en la Ec.12:

$$ALIMENTACIÓN = TOPE + FONDO \quad \text{Ec.12}$$

Además, el balance de materia en la Debutanizadora se analiza en función a los componentes clave.

Balance Parcial para iC_4 : Por condición, la recuperación de iC_4 es del 99,5%; por lo tanto, es el porcentaje recuperado en el tope de la columna Debutanizadora. El balance se realiza mediante la Ec.55.

$$iC_{4TOPE (C-302)} = \frac{\%Recuperación iC_4 (C-302)}{100} * iC_{4ALIMENTACIÓN (C-302)} \quad \text{Ec.55}$$

Reemplazando:

$$iC_{4TOPE (C-302)} = \frac{99,5}{100} * iC_{4ALIMENTACIÓN}$$

$$iC_{4TOPE (C-302)} = \frac{99,5}{100} * 291,14 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$iC_{4TOPE (C-302)} = 289,68 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

También con la Ec.56:

$$iC_{4FONDO (C-302)} = iC_{4ALIMENTACIÓN (C-302)} - iC_{4TOPE (C-302)} \quad \text{Ec.56}$$

Reemplazando:

$$iC_{4FONDO (C-302)} = (291,14 - 289,68) \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$iC_{4FONDO (C-302)} = 1,46 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Balance Parcial para nC4: La recuperación de nC4 es del 99%; por lo tanto, es el porcentaje recuperado en el tope de la columna Debutanizadora. El balance se realiza mediante la Ec.57.

$$nC_{4TOPE (C-302)} = \frac{\%Recuperación nC_4 (C-302)}{100} * nC_{4ALIMENTACIÓN (C-302)} \quad Ec.57$$

Reemplazando:

$$nC_{4TOPE (C-302)} = \frac{99}{100} * nC_{4ALIMENTACIÓN}$$

$$nC_{4TOPE (C-302)} = \frac{99}{100} * 382,31 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$nC_{4TOPE (C-302)} = 378,49 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

También con la Ec.58:

$$nC_{4FONDO (C-302)} = nC_{4ALIMENTACIÓN(C-302)} - nC_{4TOPE (C-302)} \quad Ec.58$$

Reemplazando:

$$nC_{4FONDO (C-302)} = (382,31 - 378,49) \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$nC_{4FONDO (C-302)} = 3,82 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Balance Parcial para iC5: La condición indica que recuperación de iC5 es del 99%; por lo tanto, es el porcentaje recuperado en el fondo de la columna Debutanizadora. El balance se realiza mediante la Ec.59.

$$iC_{5FONDO (C-302)} = \frac{\%Recuperación iC_5 (C-302)}{100} * iC_{5ALIMENTACIÓN (C-302)} \quad Ec.59$$

Reemplazando:

$$iC_{5FONDO (C-302)} = \frac{99}{100} * iC_{5ALIMENTACIÓN}$$

$$iC_{5FONDO (C-302)} = \frac{99}{100} * 115,23 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$iC_{5FONDO (C-302)} = 114,08 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

También con la Ec.60:

$$iC_{5TOPE (C-302)} = iC_{5ALIMENTACIÓN (C-302)} - iC_{5FONDO (C-302)} \quad Ec.60$$

$$iC_{5TOPE (C-302)} = (115,23 - 114,08) \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$iC_{5TOPE (C-302)} = 1,15 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Balance Parcial para nC₅: La recuperación de nC₅ es del 99,5%; por lo tanto, es el porcentaje recuperado en el fondo de la columna Debutanizadora. El balance se realiza mediante la Ec.61.

$$nC_{5FONDO (C-302)} = \frac{\%Recuperación nC_5 (C-302)}{100} * nC_{5ALIMENTACIÓN (C-302)} \quad Ec.61$$

Reemplazando:

$$nC_{5FONDO} = \frac{99,5}{100} * nC_{5ALIMENTACIÓN}$$

$$nC_{5FONDO} = \frac{99,5}{100} * 70,64 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$nC_{5FONDO} = 70,29 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

También con la Ec.62:

$$nC_{5TOPE (C-302)} = nC_{5ALIMENTACIÓN (C-302)} - nC_{5(C-302)} \quad Ec.62$$

Reemplazando:

$$nC_{5TOPE (C-302)} = (70,64 - 70,29) \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$nC_{5TOPE (C-302)} = 0,35 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

El porcentaje molar se puede determinar tanto para el tope como para el fondo de las columnas de fraccionamiento en base a la Ec.38.

$$\%mol = \frac{\dot{n}_i}{\dot{n}_T} \quad Ec.38$$

En la Tabla 4.17. se muestra el balance completo de la Columna Debutanizadora que conforma la Zona de Fraccionamiento de PSLCV en Modo Rechazo de Etano, con el cálculo de los flujos molares totales de las corrientes de materia en el tope y en el fondo de dicha columna, asimismo para los flujos molares parciales de cada componente en ambas corrientes. Además, se destacan los balances de los componentes claves es decir iC₄, nC₄, iC₅ y nC₅.

Tabla 4.17. Balance de Materia en la Columna Debutanizadora en Modo Rechazo de Etano con RSV

Componentes	ALIMENTACIÓN		TOPE		FONDO	
	\dot{n} [lb-mol/h]	%mol	\dot{n} [lb-mol/h]	%mol	\dot{n} [lb-mol/h]	%mol
N ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁	1.026,4505	25,4156	1.026,4505	27,1329	0,0000	0,0000
C ₂	352,7637	8,7347	352,7637	9,3248	0,0000	0,0000
C ₃	1.734,1589	42,9390	1.734,1589	45,8402	0,0000	0,0000
iC₄	291,1398	7,2088	289,6841	7,6574	1,4557	0,5695
nC₄	382,3125	9,4663	378,4894	10,0049	3,8231	1,4957
iC₅	115,2301	2,8532	1,1523	0,0305	114,0778	44,6297
nC₅	70,6397	1,7491	0,3532	0,0093	70,2865	27,4976
nC ₆	46,1610	1,1430	0,0000	0,0000	46,1610	18,0592
nC ₇	15,2465	0,3775	0,0000	0,0000	15,2465	5,9648
nC ₈	3,9840	0,0986	0,0000	0,0000	3,9840	1,5586
nC ₉	0,5746	0,0142	0,0000	0,0000	0,5746	0,2248
Total	4.038,6614	100,0000	3.783,0521	100,0000	255,6092	100,0000

Fuente: Elaboración Propia.

DEISOPENTANIZADORA

Balance Global: donde se cumple lo indicado en la Ec.12:

$$ALIMENTACIÓN = TOPE + FONDO \quad \text{Ec.12}$$

Además, el balance parcial de materia en la Deisopentanizadora se analiza en función a los componentes clave.

Balance Parcial para iC₅: La condición indica que recuperación de iC₅ es del 99%; por lo tanto, es el porcentaje recuperado en el tope de la columna Deisopentanizadora. El balance se realiza mediante la Ec.63.

$$iC_{5TOPE (C-303)} = \frac{\%Recuperación iC_5 (C-303)}{100} * iC_{5ALIMENTACIÓN (C-303)} \quad \text{Ec.63}$$

$$iC_{5TOPE (C-303)} = \frac{99}{100} * iC_{5ALIMENTACIÓN}$$

$$iC_{5TOPE (C-303)} = \frac{99}{100} * 114,08 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$iC_{5TOPE (C-303)} = 112,94 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

También con la Ec.64:

$$iC_{5FONDO (C-303)} = iC_{5ALIMENTACIÓN (C-303)} - iC_{5TOPE (C-303)} \quad \text{Ec.64}$$

$$iC_{5FONDO (C-303)} = (114,08 - 112,94) \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$iC_{5FONDO (C-303)} = 1,14 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Balance Parcial para nC₅: La recuperación de nC₅ es del 99%; por lo tanto, es el porcentaje recuperado en el fondo de la columna Deisopentanizadora. El balance se realiza mediante la Ec.65.

$$nC_{5FONDO (C-303)} = \frac{\%Recuperación nC_5 (C-303)}{100} * nC_{5ALIMENTACIÓN (C-303)} \quad \text{Ec.65}$$

$$nC_{5FONDO (C-303)} = \frac{99}{100} * nC_{5ALIMENTACIÓN}$$

$$nC_{5FONDO (C-303)} = \frac{99}{100} * 70,29 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$nC_{5FONDO (C-303)} = 69,58 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

También con la Ec.66:

$$nC_{5TOPE (C-303)} = nC_{5ALIMENTACIÓN (C-303)} - nC_{5FONDO (C-303)} \quad \text{Ec.66}$$

$$nC_{5TOPE (C-303)} = (70,28 - 69,58) \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$nC_{5TOPE (C-303)} = 0,70 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

El porcentaje molar se puede determinar tanto para el tope como para el fondo de toda la columna de fraccionamiento en base a la Ec.38.

$$\%mol = \frac{\dot{n}_i}{\dot{n}_T} \quad \text{Ec.38}$$

En la Tabla 4.18 se muestra el balance completo de la Columna Deisopentanizadora que conforma la Zona de Fraccionamiento de PSLCV en Modo Rechazo de Etano, con el cálculo de los flujos molares totales del tope y el fondo, asimismo para los flujos molares parciales de cada componente en ambas corrientes. Además, se destacan los balances de los componentes claves es decir iC₅ y nC₅.

Tabla 4.18. Balance de Materia en la Columna Deisopentanizadora en Modo Rechazo de Etano con RSV

Componentes	ALIMENTACIÓN		TOPE		FONDO	
	\dot{n} [lb-mol/h]	%mol	\dot{n} [lb-mol/h]	%mol	\dot{n} [lb-mol/h]	%mol
N ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₃	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
iC ₄	1,4557	0,5695	1,4557	1,2241	0,0000	0,0000
nC ₄	3,8231	1,4957	3,8231	3,2149	0,0000	0,0000
iC₅	114,0778	44,6297	112,9370	94,9699	1,1408	0,8346
nC₅	70,2865	27,4976	0,7029	0,5910	69,5836	50,9060
nC ₆	46,1610	18,0592	0,0000	0,0000	46,1610	33,7704
nC ₇	15,2465	5,9648	0,0000	0,0000	15,2465	11,1540
nC ₈	3,9840	1,5586	0,0000	0,0000	3,9840	2,9146
nC ₉	0,5746	0,2248	0,0000	0,0000	0,5746	0,4204
Total	255,6092	100,0000	118,9187	100,0000	136,6906	100,0000

Fuente: Elaboración Propia.

4.2.2. Modo Recuperación de Etano con RSV Convencional

Aunque la PSLCV aún no ha trabajado en modo Recuperación de Etano es importante evaluar bajo qué condiciones operaría una vez que se inicien con los proyectos de los Complejos Petroquímicos que existen. Por ello, se analizan las Unidades Criogénicas donde se encuentra instalado el proceso RSV de Ortloff en la PSLCV, el diseño para este modo de operación indica que en esta situación se trabaja con el caudal de 1.137 MMSCFD de Gas Natural, donde se puede expresar en valor de flujo másico \dot{m}_{GN} o flujo molar \dot{n}_{GN} .

Hallando \dot{m}_{GN} con la Ec.3.

$$\dot{m}_{GN} = \text{Caudal} * 10^6 \frac{SCF GN}{\text{día}} * \frac{1 \text{ lb-mol GN}}{379,6 SCF GN} * \frac{PM_{GN} \text{ lb GN}}{1 \text{ lb-mol GN}} * \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} \quad \text{Ec.3}$$

$$\dot{m}_{GN} = 1.137 * 10^6 \frac{SCF GN}{\text{día}} * \frac{1 \text{ lb-mol GN}}{379,6 SCF GN} * \frac{18,26 \text{ lb GN}}{1 \text{ lb-mol GN}} * \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}}$$

$$\dot{m}_{GN} = 2.278.317,47 \left[\frac{\text{lb}}{\text{h}} \right]$$

Hallando \dot{n}_{GN} con la Ec.4.

$$\dot{n}_{GN} = \text{Caudal} * 10^6 \frac{\text{SCF GN}}{\text{día}} * \frac{1 \text{ lb-mol GN}}{379,6 \text{ SCF GN}} * \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} \quad \text{Ec.4}$$

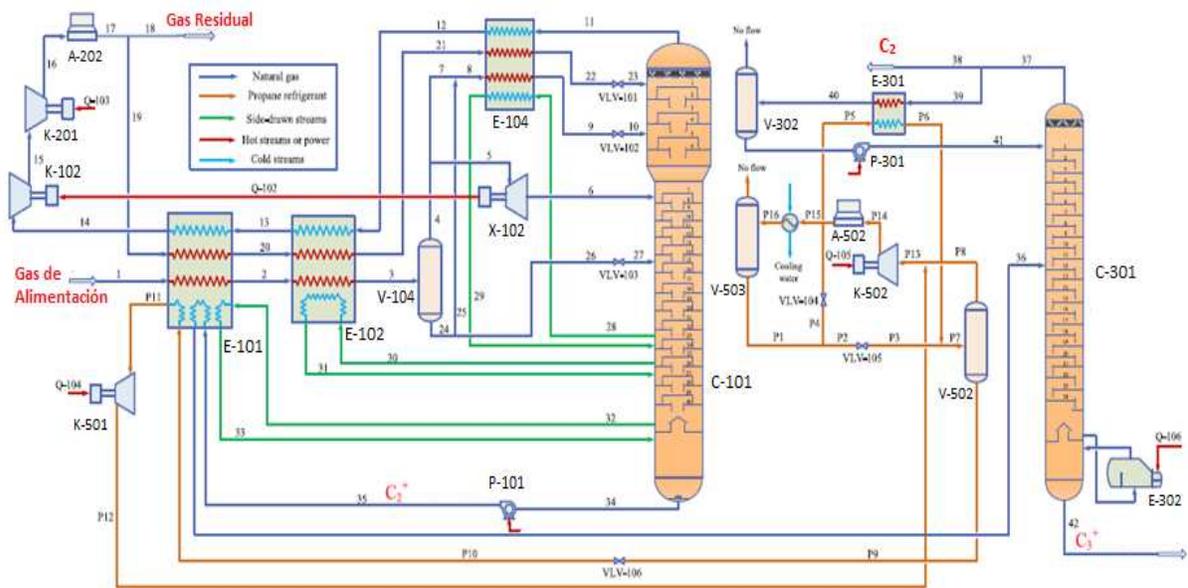
$$\dot{n}_{GN} = 1.137 * 10^6 \frac{\text{SCF GN}}{\text{día}} * \frac{1 \text{ lb-mol GN}}{379,6 \text{ SCF GN}} * \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}}$$

$$\dot{n}_{GN} = 124.802,42 \left[\frac{\text{lb-mol}}{\text{h}} \right]$$

4.2.2.1. Unidades Criogénicas con RSV

En la Figura 4.3 se observa el esquema de uno de los Trenes Criogénicos según el Proceso RSV de las Unidades Criogénicas PSLCV en Modo Recuperación de Etano.

Figura 4.3. Esquema del Tren Criogénico con el Proceso RSV en modo Recuperación de Etano de PSLCV



Fuente: Adaptado de Zhang et al., 2020 y elaborado en base al Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPFB, 2023.

Para encontrar el flujo de Gas de entrada a las Unidades criogénicas, la cual está compuesta por dos trenes equivalentes que operan en paralelo y procesan cada uno el 50% del caudal; se divide entre dos los valores de flujo másico y molar del gas de alimentación, los mismos se calculan con la Ec.6 y Ec.7 respectivamente.

$$\dot{m}_{GN \text{ Gas de alimentación al tren}} = \frac{\dot{m}_{GN \text{ Gas de alimentación a PSLCV}}}{2} \quad \text{Ec.6}$$

$$\dot{m}_{GN \text{ Gas de alimentación al tren}} = \frac{2.278.317,47 \left[\frac{lb}{h} \right]}{2}$$

$$\dot{m}_{GN \text{ Gas de alimentación al tren}} = 1.139.158,74 \left[\frac{lb}{h} \right]$$

O bien en flujo molar:

$$\dot{n}_{GN \text{ Gas de alimentación al tren}} = \frac{\dot{n}_{GN \text{ Gas de alimentación a PSLCV}}}{2} \quad \text{Ec.7}$$

$$\dot{n}_{GN \text{ Gas de alimentación al tren}} = \frac{124.802,42 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]}{2}$$

$$\dot{n}_{GN \text{ Gas de alimentación al tren}} = 62.401,21 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Además, el flujo de gas de alimentación al tren Criogénico define la corriente de gas a enfriarse a los intercambiadores de calor E-101 y E-102, por ello se verifica la Ec.8:

$$\dot{n}_{GN \text{ Gas de alimentación al tren}} = \dot{n}_{GN \text{ Gas de alimentación a E-101 y E-102}} \quad \text{Ec.8}$$

Tabla 4.19. Flujo de los Componentes del Gas de Alimentación en Modo Recuperación de Etano con RSV
ALIMENTACIÓN

Componentes	%mol	\dot{n} [lb-mol/h]
N ₂	0,5235	326,6911
CO ₂	1,7074	1065,4591
C ₁	89,3159	55.734,2039
C ₂	6,1391	3.830,8728
C ₃	1,5090	941,6135
iC ₄	0,2533	158,0831
nC ₄	0,3327	207,5880
iC ₅	0,1003	62,5676
nC ₅	0,0615	38,3559
nC ₆	0,0402	25,0645
nC ₇	0,0133	8,2786
nC ₈	0,0035	2,1632
nC ₉	0,0005	0,3120
Total	100,0001	62.401,2534

Fuente: Elaboración Propia.

En la Tabla 4.19 se muestra la composición del gas de alimentación juntamente con el cálculo del flujo molar de cada componente en modo de operación recuperación de etano en PSLCV para determinar el flujo de gas de alimentación al tren Criogénico en función a sus componentes que define la corriente de gas a enfriarse a los intercambiadores de calor E-101 y E-102. Por ello, se verifica que:

$$\dot{n}_{GN \text{ Gas de alimentación al tren}} = 62.401,25 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

El balance puede ser analizado de bajo el mismo principio termodinámico de calor ganado Q_{ganado} y el calor cedido Q_{cedido} por el Gas Natural a través de la Ec.9.

$$Q_{ganado} = -Q_{cedido} \quad \text{Ec.9}$$

Además, el calor ganado se calcula con la Ec.39 considerando la adición de la refrigeración con propano.

$$Q_{ganado} = Q_{GN \text{ Residual (Salida del Tope C-101)}} + Q_{C_3} \quad \text{Ec.39}$$

Donde el gas residual se calienta secuencialmente en E-104, E-102 y E-101 a 69,65°F, presuriza a 899,48 psia en el compresor de gas residual K-102, expresado en la Ec.11.

$$Q_{GN \text{ Residual (Salida del Tope C-101)}} = \dot{n}_{GN \text{ Residual (Salida del Tope C-101)}} * C_{p_{GN}} * (T_{final} - T_{inicial}) \quad \text{Ec.11}$$

Balance Global: Con la Ec.12 del balance global para todo el sistema del Tren de las Unidades Criogénicas que acompañan a la Columna Demetanizadora C-101, se calcula el flujo molar de la corriente que sale por el Tope.

$$ALIMENTACIÓN = TOPE + FONDO \quad \text{Ec.12}$$

Además, el balance parcial de materia en la Demetanizadora se analiza en función a los componentes clave.

Balance Parcial para C₂: Las condiciones de diseño establecen que la recuperación de C₂ es del 95%; por lo tanto, es el porcentaje recuperado en el fondo de la columna Demetanizadora y lo que se recupera en el tope es el 5%. El balance se realiza con la Ec.13.

$$C_{2 \text{ TOPE (C-101)}} = \frac{\% \text{Recuperación } C_2 \text{ (C-101)}}{100} * C_{2 \text{ ALIMENTACIÓN (C-101)}} \quad \text{Ec.13}$$

$$C_{2 \text{ TOPE (C-101)}} = \frac{5}{100} * C_{2 \text{ ALIMENTACIÓN (C-101)}}$$

$$C_{2 \text{ TOPE (C-101)}} = \frac{5}{100} * 3.830,87 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$C_{2TOPE (C-101)} = 191,54 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Balance Parcial para C₁: La recuperación de C₁ es del 99% del C₁ de la corriente de alimentación; por lo tanto, es el porcentaje recuperado en la tope de la columna Demetanizadora. El balance se realiza con la Ec.14.

$$C_{1TOPE (C-101)} = \frac{\%Recuperación C_1 (C-101)}{100} * C_{1ALIMENTACIÓN (C-101)} \quad \text{Ec.14}$$

$$C_{1TOPE (C-101)} = \frac{99}{100} * C_{1ALIMENTACIÓN (C-101)}$$

$$C_{1TOPE (C-101)} = \frac{99}{100} * 55.734,20 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$C_{1TOPE (C-101)} = 5.5176,86 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

El balance de materia permite calcular el flujo molar de gas residual que sale del Tope de la columna Demetanizadora $\dot{n}_{GN Residual(Salida del Tope C-101)}$. Del tope de la columna Demetanizadora C-101 se extrae la corriente de gas residual a una temperatura de -147,0 °F y una presión de 356,7 psia. Donde el flujo de gas residual que sale por el tope de la columna Demetanizadora está constituido tanto por el metano, etano (baja cantidad) así como el nitrógeno y dióxido de carbono. El cálculo se realiza con la Ec.15.

$$\dot{n}_{GN Residual(Salida del Tope C-101)} = C_{1TOPE (C-101)} + C_{2TOPE (C-101)} + N_2 + CO_2 \quad \text{Ec.15}$$

$$\dot{n}_{GN Residual(Salida del Tope C-101)} = (55.176,86 + 191,54 + 326,69 + 1.065,46) \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$\dot{n}_{GN Residual(Salida del Tope C-101)} = 56.760,56 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Tabla 4.20. Condiciones del Gas Residual que sale del Tope de la Demetanizadora en Modo Recuperación de Etano con RSV

Condiciones de Operación	Simbología	Valores	Unidades
Temperatura de entrada a los Intercambiadores	T _{inicial}	-100	°F
Temperatura de salida de los Intercambiadores	T _{final}	69,65	°F

Fuente: Elaborado en base al Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPF, 2023.

Con la Ec.11 se calcula el calor ganado por el gas residual que sale del tope de la columna Demetanizadora C-101 que se calienta en los intercambiadores de PSLCV en modo rechazo de etano con las condiciones detalladas en la Tabla 4.20.

$$Q_{GN_{Residual(Salida\ del\ Tope\ C-101)}} = \dot{n}_{GN_{Residual(Salida\ del\ Tope\ C-101)}} * C_{p_{GN}} * (T_{final} - T_{inicial}) \quad \text{Ec.11}$$

$$Q_{GN_{Residual(Salida\ del\ Tope\ C-101)}} = 5.6760,56 \frac{lb - mol}{h} * 0,64 \frac{BTU}{lb^{\circ}F} * \frac{18,26 lb}{1 lb - mol} (69,55 + 100)^{\circ}F$$

$$Q_{GN_{Residual(Salida\ del\ Tope\ C-101)}} = 112.438\ 651,6 \left[\frac{BTU}{h} \right]$$

Además, para el Sistema de Refrigeración con propano con la Ec.40.

$$Q_{C_3} = \dot{m}_{C_3} * \Delta H_{A \rightarrow D} = \dot{m}_{C_3} * (h_D - h_A) \quad \text{Ec.40}$$

Se calcula el flujo másico del refrigerante empleado con la Ec.41, es decir \dot{m}_{C_3} .

$$\dot{m}_{C_3} = Caudal\ C_3 * 10^6 \frac{SCF\ C_3}{día} * \frac{1\ lb - mol\ C_3}{379,6\ SCF\ C_3} * \frac{44,097\ lb\ C_3}{1\ lb - mol\ C_3} * \frac{1\ día}{24\ h} \quad \text{Ec.41}$$

Reemplazando:

$$\dot{m}_{C_3} = 50 * 10^6 \frac{SCF\ C_3}{día} * \frac{1\ lb - mol\ C_3}{379,6\ SCF\ C_3} * \frac{44,097\ lb\ C_3}{1\ lb - mol\ C_3} * \frac{1\ día}{24\ h}$$

$$\dot{m}_{C_3} = 242.014,62 \left[\frac{lb}{h} \right]$$

Además, también con ayuda de tablas del refrigerante propano de la Tabla 4.21, se puede conocer las entalpías específicas que están en función a la temperatura, interpolando se puede obtener para las temperaturas de diseño del ciclo de refrigeración, es decir 77°F y -23°F.

Tabla 4.21. Datos del Refrigerante Propano para Entalpías Específicas

T [°F]	h _L [BTU/lb]	h _v [BTU/lb]
-25	8,193	186,5
-23	9,3	187,06
-20	10,96	187,91
70	64,63	211,76
72	65,926	212,232
75	67,87	212,94

Fuente: Elaborado en base a *Thermodynamic Properties of Propane* de Lemmon et al., 2009.

Entonces:

$$h_D = h_{V(-23^\circ C)} = 187,06 \left[\frac{BTU}{lb} \right]$$

$$h_A = h_{V(72^\circ C)} = 65,926 \left[\frac{BTU}{lb} \right]$$

Con los datos anteriores y la Ec.42 se puede determinar el valor del calor requerido del ciclo de propano Q_{C_3} .

$$Q_{C_3} = \dot{m}_{C_3} * \Delta H_{A \rightarrow D} = \dot{m}_{C_3} * (h_D - h_A) \quad \text{Ec.42}$$

$$Q_{C_3} = 242.014,62 \left[\frac{lb}{h} \right] * (187,06 - 65,926) \left[\frac{BTU}{lb} \right]$$

$$Q_{C_3} = 29.316.199,06 \left[\frac{BTU}{h} \right]$$

Entonces:

$$Q_{ganado} = (112.438 651,6 + 29.316.199,06) \left[\frac{BTU}{h} \right]$$

$$Q_{ganado} = 141.754.850,7 \left[\frac{BTU}{h} \right]$$

Para analizar el calor cedido, se toma en cuenta que las corrientes a enfriarse en los intercambiadores corresponden al gas de alimentación y el gas residual que se envía como reflujo a la columna C-101. El balance se realiza con la Ec.16.

$$Q_{cedido} = Q_{GN_{Alimentación}} + Q_{GN_{Residual(Reflujo Superior C-101)}} \quad \text{Ec.16}$$

Se empieza analizando el calor cedido por el gas residual con la Ec.26.

$$Q_{GN_{Residual(Reflujo Superior C-101)}} = \dot{n}_{GN_{Residual(Reflujo Superior C-101)}} * Cp_{GN} * (T_{final} - T_{inicial}) \quad \text{Ec.26}$$

Para determinar el flujo molar del gas residual que se destina como reflujo superior de la columna Demetanizadora C-101 $\dot{n}_{GN_{Residual(Reflujo Superior c-101)}}$, se parte de las condiciones de diseño del proceso RSV que indica que el 16,44 % molar de gas residual se recicla para estrangular a 398,96 psia y 146,45°F hasta alcanzar una temperatura de -152,2°F como reflujo superior de la columna C-101. El balance de realiza con la Ec.27.

$$\dot{n}_{GN_{Residual(Reflujo Superior C-101)}} = \frac{16,44}{100} * \dot{n}_{GN_{Residual(Salida del Tope C-101)}} \quad \text{Ec.27}$$

Del balance de la C-101 se tiene:

$$\dot{n}_{GN\text{Residual}(\text{Salida del Tope } C-101)} = 56.760,56 \frac{\text{lb} - \text{mol}}{\text{h}}$$

Reemplazando:

$$\dot{n}_{GN\text{Residual}(\text{Reflujo Superior } C-101)} = \frac{16,44}{100} * 56.760,56 \left[\frac{\text{lb} - \text{mol}}{\text{h}} \right]$$

$$\dot{n}_{GN\text{Residual}(\text{Reflujo Superior } C-101)} = 9.331,43 \left[\frac{\text{lb} - \text{mol}}{\text{h}} \right]$$

En la Tabla 4.22 se indican las condiciones de Operación del Gas Residual en los intercambiadores E-101 y E-102.

Tabla 4.22. Condiciones del Gas Residual en Modo Recuperación de Etano con RSV

Condiciones de Operación	Simbología	Valores	Unidades
Temperatura de entrada a los Intercambiadores	T_{inicial}	131	°F
Temperatura de salida de los Intercambiadores	T_{final}	0	°F

Fuente: Elaborado en base al Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPFB, 2023.

Se calcula el calor cedido por la corriente de gas residual que se destina como reflujo superior de C-101 $Q_{GN\text{Residual}(\text{Reflujo Superior } C-101)}$

$$\begin{aligned} Q_{GN\text{Residual}(\text{Reflujo Superior } C-101)} &= 9\,239,81 \frac{\text{lb} - \text{mol}}{\text{h}} * 0,64 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}} * \frac{18,26 \text{ lb}}{1 \text{ lb} - \text{mol}} * (0 - 131)^\circ\text{F} \\ Q_{GN\text{Residual}(\text{Reflujo Superior } C-101)} &= -14\,282\,062,97 \left[\frac{\text{BTU}}{\text{h}} \right] \end{aligned}$$

El gas de alimentación ingresa a las Unidades Criogénicas a 94,17 °F y 917 psig, se preenfria a 75,2°F en el intercambiador E-101 y se enfría a 6°F en el intercambiador E-102. Además, en la Tabla 4.23, se muestran las condiciones de Operación del Gas de Alimentación que ingresa a los intercambiadores mencionados.

Tabla 4.23. Condiciones del Gas de Alimentación en Modo Recuperación de Etano con RSV

Condiciones de Operación	Simbología	Valores	Unidades
Temperatura de entrada a los Intercambiadores	$T_{inicial}$	94,17	°F
Temperatura de salida de los Intercambiadores	T_{final}	6	°F

Fuente: Elaborado en base al Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPFB, 2023.

Donde el gas natural de alimentación al tren criogénico involucra tanto calor sensible por el cambio de temperatura y calor latente por el cambio de fase. El balance de energía se realiza con la Ec.17.

$$Q_{GN\text{Alimentación}} = Q_{sensible} + Q_{latente} \quad \text{Ec.17}$$

Donde:

$$Q_{sensible} = \dot{m} * Cp * \Delta T = \dot{m} * Cp * (T_{final} - T_{inicial}) \quad \text{Ec.18}$$

Inicialmente se determina el calor sensible del gas de alimentación con la Ec.19.

$$Q_{sensible} = \dot{n} * Cp * \Delta T = \dot{n} * Cp * (T_{final} - T_{inicial}) \quad \text{Ec.19}$$

$$Q_{sensible} = 62.401,21 \frac{lb - mol}{h} * 0,64 \frac{BTU}{lb^{\circ}F} * \frac{18,26 lb}{1 lb - mol} * (6 - 94,17)^{\circ}F$$

$$Q_{sensible} = -64.281.360,49 \left[\frac{BTU}{h} \right]$$

Además:

$$Q_{latente} = \dot{m} * \Delta H_{cond} \quad \text{Ec.20}$$

También se puede expresar en función al flujo molar:

$$Q_{latente} = \dot{n} * \Delta H_{cond} \quad \text{Ec.21}$$

Adicionalmente sabe que la entalpía de condensación ΔH_{cond} y la entalpía de vaporización ΔH_{vap} se relacionan mediante la Ec.22:

$$\Delta H_{cond} = -\Delta H_{vap} \quad \text{Ec.22}$$

El flujo \dot{n} para el calor latente representa la cantidad de LGN condensada.

$$\dot{n} = -\frac{\%LGN}{100\%} * \dot{n}_{GN\text{Alimentación}} \quad \text{Ec.23}$$

Reemplazando la Ec.22 y Ec.23 en Ec.21 se tiene:

$$Q_{latente} = -\frac{\%LGN}{100\%} * \dot{n}_{GN\text{Alimentación}} * \Delta H_{vap} \quad \text{Ec.24}$$

El valor de la entalpía de vaporización para el calor latente del gas de alimentación se lo obtiene de las Tablas bibliográficas y se reemplaza en la Ec.24.

$$Q_{latente} = -\frac{\%LGN}{100\%} * 62.401,21 \frac{lb - mol}{h} * 100 \frac{BTU}{lb} * \frac{18,26 lb}{1 lb - mol}$$

Entonces de la Ec.25:

$$Q_{GN\text{Alimentación}} = \dot{n}_{GN\text{Alimentación}} * C_{pGN} * (T_{final} - T_{inicial}) - \frac{\%LGN}{100\%} * \dot{n}_{GN\text{Alimentación}} * \Delta H_{vap} \quad \text{Ec.25}$$

Entonces en Ec.17:

$$Q_{GN\text{Alimentación}} = -64.281.360,49 \left[\frac{BTU}{h} \right] - 113.915.873,6 \frac{\%LGN}{100\%} \left[\frac{BTU}{h} \right]$$

Por lo tanto, de la ecuación de balance de energía de calor ganado y perdido, se determina el porcentaje de LGN que se condensa en los intercambiadores reemplazando en la Ec.9.

$$Q_{ganado} = -Q_{cedido} \quad \text{Ec.9}$$

$$183.426.904,9 \left[\frac{BTU}{h} \right] = - \left[-14.282.062,97 - \left(104.406.078,3 + 113.944.609,5 \frac{\%LGN}{100\%} \right) \right] \left[\frac{BTU}{h} \right]$$

$$\%LGN = 55,47\%$$

En el separador Frío V-104 se separa el 55,47% de LGN que se condensa de la corriente del gas alimentación. El balance se realiza con la Ec.28.

$$\dot{n}_{GN\text{Corr Liq V-104}} = \frac{\%LGN}{100} * \dot{n}_{GN\text{Alimentación}} \quad \text{Ec.28}$$

$$\dot{n}_{GN\text{Corr Liq V-104}} = \frac{55,47}{100} * \dot{n}_{GN\text{Alimentación}}$$

$$\dot{n}_{GN\text{Corr Liq V-104}} = \frac{55,47}{100} * 62.401,21 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$\dot{n}_{GN\text{Corr Liq V-104}} = 34.615,21 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

En el separador Frío V-104 también se separa el 44,53% que no se condensa de la corriente del gas alimentación y sale por la corriente gaseosa del separador; por lo tanto, el balance se realiza con la Ec.29.

$$\dot{n}_{GN\text{Corr Gas V-104}} = \frac{100 - \%LGN}{100} * \dot{n}_{GN\text{Alimentación}} \quad \text{Ec.29}$$

$$\begin{aligned}\dot{n}_{GN\text{Corr Gas } V-104} &= \frac{100 - 55,47}{100} * \dot{n}_{GN\text{Alimentación}} \\ \dot{n}_{GN\text{Corr Gas } V-104} &= \frac{44,53}{100} * 62.401,21 \left[\frac{lb - mol}{h} \right] \\ \dot{n}_{GN\text{Corr Gas } V-104} &= 27.786,00 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]\end{aligned}$$

Por condiciones de diseño del proceso RSV con la Ec.30 el 75% molar del líquido separado en V-104 se estrangula a 413,47 psia y 85,32 antes de entrar en la parte media y superior de la columna Demetanizadora C-101.

$$\begin{aligned}\dot{n}_{GN\text{Alimentación } C-101} &= \frac{75}{100} * \dot{n}_{GN\text{Corr Liq } V-104} && \text{Ec.30} \\ \dot{n}_{GN\text{Alimentación } C-101} &= \frac{75}{100} * 34.615,21 \left[\frac{lb - mol}{h} \right] \\ \dot{n}_{GN\text{Alimentación } C-101} &= 25.961,41 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]\end{aligned}$$

Además, con la Ec.31 el 82,6% molar del gas separado en V-104 después de ser expandido y enfriado por el turboexpansor X-102 es enviado al tope de la columna de C-101 como reflujo inferior a una temperatura de -144,4°F.

$$\begin{aligned}\dot{n}_{GN\text{Reflujo Inf } C-101} &= \frac{82,6}{100} * \dot{n}_{GN\text{Corr Gas } V-104} && \text{Ec.31} \\ \dot{n}_{GN\text{Reflujo Inf } C-101} &= \frac{82,6}{100} * 27.786,00 \left[\frac{lb - mol}{h} \right] \\ \dot{n}_{GN\text{Reflujo Inf } C-101} &= 22.951,24 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]\end{aligned}$$

Por otra parte, el 25% molar del líquido separado y el 17,4% molar del gas separado en V-104 se mezclan y luego se enfría con gas residual en el Condensador de Reflujo E-104 y se estrangula a 398,96 psia y -136,57°F antes de entrar en la parte superior de la columna Demetanizadora C-101. El balance se realiza con la Ec.32.

$$\begin{aligned}\dot{n}_{GN\text{Reflujo Sup } C-101} &= \frac{25}{100} * \dot{n}_{GN\text{Corr Liq } V-104} + \frac{17,4}{100} * \dot{n}_{GN\text{Corr Gas } V-104} && \text{Ec.32} \\ \dot{n}_{GN\text{Reflujo Sup } C-101} &= \left(\frac{25}{100} * 34.615,21 + \frac{17,4}{100} * 27.786,00 \right) \left[\frac{lb - mol}{h} \right] \\ \dot{n}_{GN\text{Reflujo Sup } C-101} &= (8.653,80 + 4.834,76) \left[\frac{lb - mol}{h} \right] \\ \dot{n}_{GN\text{Reflujo Sup } C-101} &= 13.488,57 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]\end{aligned}$$

Con la Ec.33 se verifica que:

$$\dot{n}_{GN \text{ Gas de alimentación al tren}} = \dot{n}_{GN \text{ Alimentación C-101}} + \dot{n}_{GN \text{ Reflujo Inf C-101}} + \dot{n}_{GN \text{ Reflujo Sup C-101}} \quad \text{Ec.33}$$

$$\dot{n}_{GN \text{ Gas de alimentación al tren}} = (25.961,40 + 22.951,24 + 13.488,57) \left[\frac{\text{lb} - \text{mol}}{\text{h}} \right]$$

$$\dot{n}_{GN \text{ Gas de alimentación al tren}} = 62.401,21 \left[\frac{\text{lb} - \text{mol}}{\text{h}} \right]$$

Además, el balance de materia en la Demetanizadora se analiza en función a los componentes clave se determinan con la Ec.34, Ec.35, Ec.36 y Ec.37.

$$C_{2 \text{ ALIMENTACIÓN (C-101)}} = C_{2 \text{ TOPE (C-101)}} + C_{2 \text{ FONDO (C-101)}} \quad \text{Ec.34}$$

$$C_{2 \text{ FONDO (C-101)}} = C_{2 \text{ ALIMENTACIÓN (C-101)}} - C_{2 \text{ TOPE (C-101)}} \quad \text{Ec.35}$$

$$C_{2 \text{ FONDO}} = (3.830,87 - 191,54) \left[\frac{\text{lb} - \text{mol}}{\text{h}} \right]$$

$$C_{2 \text{ FONDO}} = 3.639,33 \left[\frac{\text{lb} - \text{mol}}{\text{h}} \right]$$

Además:

$$C_{1 \text{ ALIMENTACIÓN (C-101)}} = C_{1 \text{ TOPE (C-101)}} + C_{1 \text{ FONDO (C-101)}} \quad \text{Ec.36}$$

$$C_{1 \text{ FONDO (C-101)}} = C_{1 \text{ ALIMENTACIÓN (C-101)}} - C_{1 \text{ TOPE (C-101)}} \quad \text{Ec.37}$$

$$C_{1 \text{ FONDO (C-101)}} = (5.5734,20 - 5.5176,86) \left[\frac{\text{lb} - \text{mol}}{\text{h}} \right]$$

$$C_{1 \text{ FONDO (C-101)}} = 557,34 \left[\frac{\text{lb} - \text{mol}}{\text{h}} \right]$$

El porcentaje molar se puede determinar tanto para el tope como para el fondo de la columna Demetanizadora en base a la Ec.38.

$$\% \text{mol} = \frac{\dot{n}_i}{\dot{n}_T} \quad \text{Ec.38}$$

En la Tabla 4.24 se muestra el balance completo de la Columna Demetanizadora en Modo Recuperación de Etano, con el cálculo de los flujos molares totales del tope y el fondo, así mismo para los flujos molares parciales de cada componente en ambas corrientes destacando los balances de los componentes clave en este caso del C_1 y C_2 .

Tabla 4.24. Balance de Materia en las Unidades Criogénicas que acompañan la Columna Demetanizadora en Modo Recuperación de Etano con RSV

Componentes	ALIMENTACIÓN		TOPE		FONDO	
	%mol	\dot{n} [lb-mol/h]	\dot{n} [lb-mol/h]	%mol	\dot{n} [lb-mol/h]	%mol
N ₂	0,5235	326,6911	326,6911	0,5756	0,0000	0,0000
CO ₂	1,7074	1.065,4591	1.065,4591	1,8771	0,0000	0,0000
C₁	89,3159	55.734,2039	55.176,8619	97,2099	557,3420	9,8807
C₂	6,1391	3.830,8728	191,5436	0,3375	3.639,3292	64,5191
C ₃	1,5090	941,6135	0,0000	0,0000	941,6135	16,6932
iC ₄	0,2533	158,0831	0,0000	0,0000	158,0831	2,8025
nC ₄	0,3327	207,5880	0,0000	0,0000	207,5880	3,6802
iC ₅	0,1003	62,5676	0,0000	0,0000	62,5676	1,1092
nC ₅	0,0615	38,3559	0,0000	0,0000	38,3559	0,6800
nC ₆	0,0402	25,0645	0,0000	0,0000	25,0645	0,4444
nC ₇	0,0133	8,2786	0,0000	0,0000	8,2786	0,1468
nC ₈	0,0035	2,1632	0,0000	0,0000	2,1632	0,0384
nC ₉	0,0005	0,3120	0,0000	0,0000	0,3120	0,0055
Total	100,0001	62.401,2534	56.760,5558	100,0000	5.640,6976	100,0000

Fuente: Elaboración Propia.

Como en PSLCV existen dos columnas Demetanizadoras, la alimentación de la zona de fraccionamiento debe ser el doble de los productos de fondo de dicha columna. Adicionalmente, como flujo molar obtenido del tope de la columna Demetanizadora de uno de los trenes criogénicos es 56.760,55 [lb-mol/h]; no obstante, es importante recordar que el 16,44% se recicla como reflujo de dicha columna y el restante se destina a la unidad de compresión, es decir 47.426,11 [lb-mol/h], Entonces se obtendrá la misma cantidad del otro tren criogénico; por lo tanto, la producción de gas residual es 94.858,23 [lb-mol/h]. Además, la alimentación de la zona de fraccionamiento debe ser el doble de los productos de fondo de la columna; es decir, si el flujo molar obtenido del tope de la columna Demetanizadora de uno de los trenes criogénicos es 5.640,69 [lb-mol/h], el flujo de alimentación a la zona de fraccionamiento es 1.1281,39 [lb-mol/h].

4.2.2.2. Zona de Fraccionamiento

DEETANIZADORA

La parte del gas de cabeza del C-301 se enfría a 14°F con refrigerante de propano y entra en el separador V-503; además, la parte del gas de cabeza del C-301 se calienta en E-101 y sirve como producto de etano 95°F.

Balance Global: Mediante la Ec.12 se cumple que:

$$ALIMENTACIÓN = TOPE + FONDO \quad \text{Ec.12}$$

Adicionalmente, el balance de materia en la Deetanizadora se analiza en función a los componentes clave.

Balance Parcial para C₂: Las condiciones de diseño establecen que la recuperación de C₂ es del 95%; por lo tanto, es el porcentaje recuperado en el tope de la columna Deetanizadora. El balance se determina mediante la Ec.51.

$$C_{2TOPE (C-301)} = \frac{\%Recuperación C_2 (C-301)}{100} * C_{2ALIMENTACIÓN (C-301)} \quad \text{Ec.51}$$

$$C_{2TOPE (C-301)} = \frac{95}{100} * C_{2ALIMENTACIÓN}$$

$$C_{2TOPE (C-301)} = \frac{95}{100} * 7.278,66 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$C_{2TOPE (C-301)} = 6.914,72 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Además, con la Ec.52:

$$C_{2TOPE (C-301)} = C_{2ALIMENTACIÓN (C-301)} - C_{2TOPE (C-301)} \quad \text{Ec.52}$$

$$C_{2TOPE (C-301)} = (7.278,66 - 6.914,72) \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$C_{2TOPE (C-301)} = 363,93 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Balance Parcial para C₃: La condición indica que recuperación de C₃ es del 99%; por lo tanto, es el porcentaje recuperado en el fondo de la columna Deetanizadora. El balance se determina mediante la Ec.53.

$$C_{3FONDO (C-301)} = \frac{\%Recuperación C_3 (C-301)}{100} * C_{3ALIMENTACIÓN (C-301)} \quad \text{Ec.53}$$

$$C_{3FONDO (C-301)} = \frac{99}{100} * C_{3ALIMENTACIÓN}$$

$$C_{3FONDO (C-301)} = \frac{99}{100} * 1.883,23 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$C_{3FONDO (C-301)} = 1.864,39 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Además, con la Ec.54:

$$C_{3TOPE (C-301)} = C_{3ALIMENTACIÓN (C-301)} - C_{3FONDO (C-301)} \quad \text{Ec.54}$$

$$C_{3TOPE (C-301)} = (1.883,23 - 1.864,39) \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$C_{3TOPE (C-301)} = 18,83 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

En la Tabla 4.25 se muestra el balance completo de la Columna Deetanizadora que conforma la Zona de Fraccionamiento de PSLCV en modo Recuperación de Etano, con el cálculo de los flujos molares totales de las corrientes de tope y fondo, asimismo para los flujos molares parciales de cada componente en ambas corrientes. Además, se destacan los balances de los componentes claves es decir C₂ y C₃.

Tabla 4.25 Balance de Materia en la Columna Deetanizadora en Modo Recuperación de Etano con RSV

Componentes	ALIMENTACIÓN		TOPE		FONDO	
	ñ[lb-mol/h]	%mol	ñ[lb-mol/h]	%mol	ñ[lb-mol/h]	%mol
N ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁	1.114,6841	9,8807	1.114,6841	13,8500	0,0000	0,0000
C₂	7.278,6583	64,5191	6.914,7254	85,9160	363,9329	11,2563
C₃	1.883,2270	16,6932	18,8323	0,2340	1.864,3947	57,6649
iC ₄	316,1661	2,8025	0,0000	0,0000	316,1661	9,7789
nC ₄	415,1761	3,6802	0,0000	0,0000	415,1761	12,8412
iC ₅	125,1352	1,1092	0,0000	0,0000	125,1352	3,8704
nC ₅	76,7119	0,6800	0,0000	0,0000	76,7119	2,3727
nC ₆	50,1290	0,4444	0,0000	0,0000	50,1290	1,5505
nC ₇	16,5571	0,1468	0,0000	0,0000	16,5571	0,5121
nC ₈	4,3265	0,0384	0,0000	0,0000	4,3265	0,1338
nC ₉	0,6240	0,0055	0,0000	0,0000	0,6240	0,0193
Total	11.281,3953	100,0000	8.048,2417	100,0000	3.233,1535	100,0000

Fuente: Elaboración Propia.

El condensado C₃⁺ de la parte inferior del C-301 pasa a la unidad de fraccionamiento posterior.

DEBUTANIZADORA

Balance Global: Para este balance se cumple la Ec.12:

$$ALIMENTACIÓN = TOPE + FONDO \quad \text{Ec.12}$$

Además, el balance de materia en la Debutanizadora se analiza en función a los componentes clave.

Balance Parcial para iC₄: Por condición, la recuperación de iC₄ es del 99,5%; por lo tanto, es el porcentaje recuperado en el tope de la columna Debutanizadora. El balance se determina mediante la Ec.55.

$$iC_{4TOPE (C-302)} = \frac{\%Recuperación\ iC_4 (C-302)}{100} * iC_{4ALIMENTACIÓN (C-302)} \quad \text{Ec.55}$$

$$iC_{4TOPE (C-302)} = \frac{99,5}{100} * iC_{4ALIMENTACIÓN}$$

$$iC_{4TOPE (C-302)} = \frac{99,5}{100} * 316,17 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$iC_{4TOPE (C-302)} = 314,58 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

También con la Ec.56:

$$iC_{4FONDO (C-302)} = iC_{4ALIMENTACIÓN (C-302)} - iC_{4TOPE (C-302)} \quad \text{Ec.56}$$

$$iC_{4FONDO (C-302)} = (316,17 - 314,58) \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$iC_{4FONDO (C-302)} = 1,58 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Balance Parcial para nC₄: La recuperación de nC₄ es del 99%; por lo tanto, es el porcentaje recuperado en el tope de la columna Debutanizadora. El balance se determina mediante la Ec.57.

$$nC_{4TOPE (C-302)} = \frac{\%Recuperación\ nC_4 (C-302)}{100} * nC_{4ALIMENTACIÓN (C-302)} \quad \text{Ec.57}$$

$$nC_{4TOPE (C-302)} = \frac{99}{100} * nC_{4ALIMENTACIÓN}$$

$$nC_{4TOPE (C-302)} = \frac{99}{100} * 415,18 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$nC_{4TOPE (C-302)} = 411,02 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

También con la Ec.58:

$$nC_{4FONDO (C-302)} = nC_{4ALIMENTACIÓN(C-302)} - nC_{4TOPE (C-302)} \quad \text{Ec.58}$$

$$nC_{4FONDO (C-302)} = (415,18 - 411,02) \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$nC_{4FONDO (C-302)} = 4,15 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Balance Parcial para iC₅: La condición indica que recuperación de iC₅ es del 99%; por lo tanto, es el porcentaje recuperado en el fondo de la columna Debutanizadora. El balance se determina mediante la Ec.59.

$$iC_{5FONDO (C-302)} = \frac{\%Recuperación iC_5 (C-302)}{100} * iC_{5ALIMENTACIÓN (C-302)} \quad \text{Ec.59}$$

$$iC_{5FONDO (C-302)} = \frac{99}{100} * iC_{5ALIMENTACIÓN}$$

$$iC_{5FONDO (C-302)} = \frac{99}{100} * 125,14 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$iC_{5FONDO (C-302)} = 123,88 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

También con la Ec.60:

$$iC_{5TOPE (C-302)} = iC_{5ALIMENTACIÓN (C-302)} - iC_{5FONDO (C-302)} \quad \text{Ec.60}$$

$$iC_{5TOPE (C-302)} = (125,13 - 123,88) \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$iC_{5TOPE (C-302)} = 1,25 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Balance Parcial para nC₅: La recuperación de nC₅ es del 99,5%; por lo tanto, es el porcentaje recuperado en el fondo de la columna Debutanizadora. El balance se determina mediante la Ec.61.

$$nC_{5FONDO (C-302)} = \frac{\%Recuperación nC_5 (C-302)}{100} * nC_{5ALIMENTACIÓN (C-302)} \quad \text{Ec.61}$$

$$nC_{5FONDO (C-302)} = \frac{99,5}{100} * nC_{5ALIMENTACIÓN}$$

$$nC_{5FONDO (C-302)} = \frac{99,5}{100} * 76,71 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$nC_{5FONDO (C-302)} = 76,33 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

También con la Ec.62:

$$nC_{5TOPE (C-302)} = nC_{5ALIMENTACIÓN (C-302)} - nC_{5(C-302)} \quad \text{Ec.62}$$

$$nC_{5TOPE (C-302)} = (76,71 - 76,33) \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$nC_{5TOPE (C-302)} = 0,38 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

El porcentaje molar se puede determinar tanto para el tope como para el fondo de la columna Debutanizadora en base a la Ec.38.

$$\%mol = \frac{\dot{n}_i}{\dot{n}_T} \quad \text{Ec.38}$$

En la Tabla 4.26 se muestra el balance completo de la Columna Debutanizadora de la Zona de Fraccionamiento en Modo Recuperación de Etano, con el cálculo de los flujos molares totales del tope y el fondo, asimismo para los flujos molares parciales de cada componente en ambas corrientes. Además, se destacan los balances de los componentes claves es decir iC_4 , nC_4 , iC_5 y nC_5 .

Tabla 4.26. Balance de Materia en la Columna Debutanizadora en Modo Recuperación de Etano con RSV

Componentes	ALIMENTACIÓN		TOPE		FONDO	
	\dot{n} [lb-mol/h]	%mol	\dot{n} [lb-mol/h]	%mol	\dot{n} [lb-mol/h]	%mol
N ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₂	363,9329	11,2563	363,9329	12,3135	0,0000	0,0000
C ₃	1.864,3947	57,6649	1.864,3947	63,0807	0,0000	0,0000
iC₄	316,1661	9,7789	314,5853	10,6438	1,5808	0,5695
nC₄	415,1761	12,8412	411,0243	13,9068	4,1518	1,4957
iC₅	125,1352	3,8704	1,2514	0,0423	123,8839	44,6297
nC₅	76,7119	2,3727	0,3836	0,0130	76,3283	27,4976
nC ₆	50,1290	1,5505	0,0000	0,0000	50,1290	18,0592
nC ₇	16,5571	0,5121	0,0000	0,0000	16,5571	5,9648
nC ₈	4,3265	0,1338	0,0000	0,0000	4,3265	1,5586
nC ₉	0,6240	0,0193	0,0000	0,0000	0,6240	0,2248
Total	3.233,1535	100,0000	2.955,5721	100,0000	277,5814	100,0000

Fuente: Elaboración Propia.

DEISOPENTANIZADORA

Balance Global: En este balance se cumple la Ec.12:

$$ALIMENTACIÓN = TOPE + FONDO \quad \text{Ec.12}$$

Además, el balance de materia en la Deisopentanizadora se analiza en función a los componentes clave.

Balance Parcial para iC_5 : La condición indica que recuperación de iC_5 es del 99%; por lo tanto, es el porcentaje recuperado en el tope de la columna Deisopentanizadora. El balance se determina mediante la Ec.63.

$$iC_{5\text{TOPE (C-303)}} = \frac{\%Recuperación\ iC_5\ (C-303)}{100} * iC_{5\text{ALIMENTACIÓN (C-303)}} \quad \text{Ec.63}$$

$$iC_{5\text{TOPE (C-303)}} = \frac{99}{100} * iC_{5\text{ALIMENTACIÓN}}$$

$$iC_{5\text{TOPE (C-303)}} = \frac{99}{100} * 123,88 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$iC_{5\text{TOPE (C-303)}} = 122,64 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

También con la Ec.64:

$$iC_{5\text{FONDO (C-303)}} = iC_{5\text{ALIMENTACIÓN (C-303)}} - iC_{5\text{TOPE (C-303)}} \quad \text{Ec.64}$$

$$iC_{5\text{FONDO (C-303)}} = (123,88 - 122,64) \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$iC_{5\text{FONDO (C-303)}} = 1,24 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Balance Parcial para nC_5 : La recuperación de nC_5 es del 99%; por lo tanto, es el porcentaje recuperado en el fondo de la columna Deisopentanizadora. El balance se determina mediante la Ec.65.

$$nC_{5\text{FONDO (C-303)}} = \frac{\%Recuperación\ nC_5\ (C-303)}{100} * nC_{5\text{ALIMENTACIÓN (C-303)}} \quad \text{Ec.65}$$

$$nC_{5\text{FONDO (C-303)}} = \frac{99}{100} * nC_{5\text{ALIMENTACIÓN}}$$

$$nC_{5\text{FONDO (C-303)}} = \frac{99}{100} * 76,33 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$nC_{5\text{FONDO (C-303)}} = 75,56 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

También con la Ec.66:

$$nC_{5\text{TOPE (C-303)}} = nC_{5\text{ALIMENTACIÓN (C-303)}} - nC_{5\text{FONDO (C-303)}} \quad \text{Ec.66}$$

$$nC_{5TOPE (C-303)} = (76,33 - 75,56) \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$nC_{5TOPE (C-303)} = 0,76 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

El porcentaje molar se puede determinar tanto para el tope como para el fondo de la columna Deisopentanzadora en base a la Ec.38.

$$\%mol = \frac{\dot{n}_i}{\dot{n}_T} \quad \text{Ec.38}$$

En la Tabla 4.27 se muestra el balance completo de la Columna Deisopentanzadora de la Zona de Fraccionamiento en Modo Recuperación de Etano, con el cálculo de los flujos molares totales del tope y el fondo, asimismo para los flujos molares parciales de cada componente en ambas corrientes. Además, se destacan los balances de los componentes claves es decir iC₄, nC₄, iC₅ y nC₅.

Tabla 4.27. Balance de Materia en la Columna Deisopentanzadora en Modo Recuperación de Etano con RSV

Componentes	ALIMENTACIÓN		TOPE		FONDO	
	\dot{n} [lb-mol/h]	%mol	\dot{n} [lb-mol/h]	%mol	\dot{n} [lb-mol/h]	%mol
N ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₃	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
iC ₄	1,5808	0,5695	1,5808	1,2241	0,0000	0,0000
nC ₄	4,1518	1,4957	4,1518	3,2149	0,0000	0,0000
iC₅	123,8839	44,6297	122,6450	94,9699	1,2388	0,8346
nC₅	76,3283	27,4976	0,7633	0,5910	75,5650	50,9060
nC ₆	50,1290	18,0592	0,0000	0,0000	50,1290	33,7704
nC ₇	16,5571	5,9648	0,0000	0,0000	16,5571	11,1540
nC ₈	4,3265	1,5586	0,0000	0,0000	4,3265	2,9146
nC ₉	0,6240	0,2248	0,0000	0,0000	0,6240	0,4204
Total	277,5814	100,0000	129,1409	100,0000	148,4405	100,0000

Fuente: Elaboración Propia.

4.2.3. Producción Total con el Proceso RSV Convencional

Los productos obtenidos del balance de materia en ambos modos de operación con el proceso RSV convencional se muestran en la Tabla 4.28.

Tabla 4.28. Productos con el Proceso RSV en Ambos Modos de Operación

Proceso de Unidades Criogénicas	Proceso RSV	
Productos	Rechazo de Etano	Recuperación de Etano
Gas Residual [lb-mol/h]	92.655,52	94.858,24
Etano [lb-mol/h]	0,00	8.048,24
GLP [lb-mol/h]	3.783,05	2.955,57
Isopentano [lb-mol/h]	118,92	129,14
Gasolina Estabilizada [lb-mol/h]	136,69	148,44

Fuente: Elaboración Propia

4.2.3.1. Productos Obtenidos Modo Rechazo de Etano

Para expresar los productos en unidades comerciales se hace la conversión de flujo molar a unidades volumétricas en el caso del gas residual que se comprime juntamente con el etano; por otra parte, se convierte a flujo másico en el caso del GLP, para el isopentano y la gasolina estabilizada se expresan directamente en unidades volumétricas.

- **Gas Residual con Etano**

De la corriente que sale del tope de la columna Demetanizadora excluyendo el reciclo de gas residual que se inyecta como reflujo, se cuenta con un 83,56% de gas residual. En esta corriente se encuentra el etano.

$$\dot{n}_{GN\text{Residual}(\text{Salida del Tope } C-101)} = 55.442,50 \left[\frac{\text{lb} - \text{mol}}{\text{h}} \right]$$

$$\dot{n}_{GN\text{Residual}(\text{Unidad Compresión})} = \frac{83,56}{100} * \dot{n}_{GN\text{Residual}(\text{Salida del Tope } C-101)}$$

$$\dot{n}_{GN\text{Residual}(\text{Unidad Compresión})} = \frac{83,56}{100} * 55.442,50 \left[\frac{\text{lb} - \text{mol}}{\text{h}} \right]$$

$$\dot{n}_{GN\text{Residual}(\text{Unidad Compresión})} = 46.327,76 \left[\frac{\text{lb} - \text{mol}}{\text{h}} \right]$$

Considerando que se trabaja con dos trenes criogénicos paralelos el flujo molar total del gas residual que sale de compresión es el doble.

$$\dot{n}_{GN\text{Residual Total}(\text{Unidad Compresión})} = 92.655,52 \left[\frac{\text{lb} - \text{mol}}{\text{h}} \right]$$

Convirtiendo a flujo volumétrico estándar

$$92.655,52 \frac{lb - mol}{h} * \frac{379,6 SCF}{1 lb - mol} * \frac{24 h}{1 dia} = 844,13 * 10^6 \frac{SCF}{dia}$$

$$V_{Gas Residual (Unidad Compresión)} = 844,13 MMSCFD$$

O bien:

$$92.655,52 \frac{lb - mol}{h} * \frac{379,6 SCF}{1 lb - mol} * \frac{24 h}{1 dia} * \frac{365 dias}{1 año} = 308.107,04 * 10^6 \frac{SCF}{año}$$

$$V_{Gas Residual (Unidad Compresión)} = 308.107,04 \frac{MMSCF}{año} = 308.107,04 MMSCFA$$

- **GLP**

El GLP se lo obtiene del tope de la columna Debutanizadora de la zona de Fraccionamiento.

$$\dot{n}_{GLP} = 3.783,05 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

En la Tabla 4.29 se muestra las fracciones molares y peso molecular de los componentes para determinar el peso molecular promedio según la composición de la corriente para el cálculo del peso molecular promedio del GLP.

Tabla 4.29. Peso Molecular Promedio del GLP en Modo Rechazo de Etano con RSV

Componentes	Xi	Peso Molecular [lb/lb-mol]	Xi*PM
C ₁	0,2713	16,04	4,3529
C ₂	0,0932	30,20	2,8161
C ₃	0,4584	44,10	20,2142
iC ₄	0,0766	58,12	4,4508
nC ₄	0,1000	58,12	5,8152
iC ₅	0,0003	72,15	0,0220
nC ₅	0,0001	72,15	0,0067
Total	1,0000		37,6779

Fuente: Elaboración Propia.

Entonces:

$$\dot{m}_{GLP} = 3.783,05 \frac{lb - mol}{h} * 37,6779 \frac{lb}{lb - mol} * \frac{0,4536 kg}{1 lb} * \frac{1 TM}{1000 kg} * \frac{24 h}{dia}$$

$$\dot{m}_{GLP} = 1.551,72 [TMD]$$

$$\dot{m}_{GLP} = 1.551,72 \left[\frac{TM}{día} \right] * \frac{365 \text{ días}}{1 \text{ año}}$$

$$\dot{m}_{GLP} = 566.378,10 [TMA]$$

- **Isopentano**

El isopentano se lo obtiene del tope de la columna Deisopentanizadora de la zona de Fraccionamiento.

$$\dot{n}_{Isopentano} = 118,93 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

En la Tabla 4.30 se muestra las fracciones molares y peso molecular de los componentes para el cálculo del peso molecular promedio del Isopentano según la composición de la corriente.

Tabla 4.30. Peso Molecular Promedio del Isopentano en Modo Rechazo de Etano con RSV

Componentes	Xi	Peso Molecular [lb/lb-mol]	Xi*PM
iC ₄	0,0122	58,12	0,7115
nC ₄	0,0321	58,12	1,8686
iC ₅	0,9497	72,15	68,5208
nC ₅	0,0059	72,15	0,4264
Total	1,0000		71,5274

Fuente: Elaboración Propia.

En la Tabla 4.31 se muestra el flujo molar, másico y la densidad de cada componente de la corriente de isopentano para el cálculo del flujo volumétrico total de dicha corriente.

Tabla 4.31. Cálculo del Flujo Volumétrico del Isopentano en Modo Rechazo de Etano con RSV

Componentes	Moles [lb-mol]	Masa [lb/h]	Densidad [lb/ft ³]	V [ft ³ /h]
iC ₄	1,4557	84,6110	35,1099	2,4099
nC ₄	3,8231	222,2153	36,4266	6,1004
iC ₅	112,9370	8148,4037	39,1000	208,3991
nC ₅	0,7029	50,7117	39,0800	1,2976
Total	118,9187	8505,9418		218,2070

Fuente: Elaboración Propia.

Se determina el flujo volumétrico diario del isopentano.

$$V_{Isopentano} = 218,2070 \left[\frac{ft^3}{h} \right] * \frac{1 Bbl}{5,614578 ft^3} * \frac{24 h}{día}$$

$$V_{Isopentano} = 932,74 [BPD]$$

Convirtiendo en flujo anual.

$$V_{Isopentano} = 932,74 [BPD] * \frac{365 días}{1 año}$$

$$V_{Isopentano} = 340.451,64[BPA]$$

- **Gasolina Estabilizada**

Del fondo de la columna Deisopentanizadora, que es la última unidad de la zona de fraccionamiento, se obtiene la gasolina estabilizada.

Por lo tanto, del balance de materia se tiene:

$$\dot{n}_{Gasolina} = 136,69 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

En la Tabla 4.32 se muestra las fracciones molares y peso molecular de los componentes de la gasolina estabilizada para el cálculo del peso molecular promedio.

Tabla 4.32. Peso Molecular Promedio de la Gasolina Estabilizada en Modo Rechazo de Etano con RSV

Componentes	Xi	Peso Molecular [lb/lb-mol]	Xi*PM
iC ₅	0,0083	72,15	0,6021
nC ₅	0,5091	72,15	36,7286
nC ₆	0,3377	84,16	28,4215
nC ₇	0,1115	100,20	11,1768
nC ₈	0,0291	114,23	3,3294
nC ₉	0,0042	128,20	0,5389
Total	1,0000		80,7974

Fuente: Elaboración Propia.

En la Tabla 4.33 se muestra el flujo molar, donde se determina el flujo másico mediante el peso molecular y se utiliza la densidad de cada componente de la corriente de Gasolina para el cálculo del flujo volumétrico total de dicha corriente.

Tabla 4.33. Cálculo del Flujo Volumétrico de la Gasolina Estabilizada en Modo Rechazo de Etano con RSV

Componentes	Moles [lb-mol]	Masa [lb/h]	Densidad [lb/ft ³]	V [ft ³ /h]
iC ₅	1,1408	82,3071	39,1000	2,1050
nC ₅	69,5836	5.020,4600	39,0800	128,4662
nC ₆	46,1610	3.884,9543	42,0000	92,4989
nC ₇	15,2465	1.527,7634	42,7000	35,7790
nC ₈	3,9840	455,0984	43,9000	10,3667
nC ₉	0,5746	73,6660	44,8000	1,6443
Total	136,6906	1.1044,2492		270,8602

Fuente: Elaboración Propia.

Entonces:

$$V_{Gasolina} = 270,8602 \left[\frac{ft^3}{h} \right] * \frac{1 Bbl}{5,614578 ft^3} * \frac{24 h}{día}$$

$$V_{Gasolina} = 1.157,82 [BPD]$$

Convirtiendo a flujo volumétrico anual.

$$V_{Gasolina} = 1.157,82 [BPD] * \frac{365 días}{1 año}$$

$$V_{Gasolina} = 422.602,49 [BPA]$$

4.2.3.2. Productos Obtenidos Modo Recuperación de Etano

Para expresar los productos en unidades comerciales se hace la conversión de flujo molar a unidades volumétricas en el caso del gas residual, respecto al etano y GLP se convierte a flujo másico; el isopentano y la gasolina estabilizada se expresan directamente en unidades volumétricas.

- **Gas Residual**

De la corriente que sale del tope de la columna Demetanizadora excluyendo el reciclo de gas residual que se inyecta como reflujo, representa un 83,56%.

$$\dot{n}_{GN Residual(Salida del Tope C-101)} = 56.760,56 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$\dot{n}_{GN Residual(Unidad Compresión)} = \frac{83,56}{100} * \dot{n}_{GN Residual(Salida del Tope C-101)}$$

$$\dot{n}_{GN Residual(Unidad Compresión)} = \frac{83,56}{100} * 56.760,56 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$\dot{n}_{GN_{Residual}(Unidad\ Compresión)} = 47.429,12 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Considerando de que se trabaja con dos trenes criogénicos paralelos el flujo molar total del gas residual que sale de compresión es el doble.

$$\dot{n}_{GN_{Residual\ Total\ (Unidad\ Compresión)}} = 94.858,24 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Convirtiendo a flujo volumétrico estándar

$$94.858,24 \frac{lb - mol}{h} * \frac{379,6\ SCF}{1\ lb - mol} * \frac{24\ h}{1\ día} = 864,20 * 10^6 \frac{SCF}{día} = 864,20\ MMSCFD$$

O bien:

$$864,20\ MMSCFD * \frac{365\ días}{1\ año} = 315.431,73 \frac{MMSCF}{año}$$

$$V_{Gas\ Residual\ (Unidad\ Compresión)} = 315.431,73 [MMSCFA]$$

- **Etano**

El Etano se lo obtiene del tope de la columna Deetanizadora de la zona de Fraccionamiento.

$$\dot{n}_{Etano} = 8.048,24 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

En la Tabla 4.34 se muestra las fracciones molares y peso molecular de los componentes para el cálculo del peso molecular promedio del Etano.

Tabla 4.34. Peso Molecular Promedio del Etano en Modo Recuperación de Etano con RSV

Componentes	Xi	Peso Molecular [lb/lb-mol]	Xi*PM
C ₁	0,1385	16,04	2,2220
C ₂	0,8592	30,20	25,9466
C ₃	0,0023	44,10	0,1032
Total	1,0000		28,2718

Fuente: Elaboración Propia.

$$\dot{m}_{Etano} = 8.048,24 \frac{lb - mol}{h} * 28,2718 \frac{lb}{lb - mol} * \frac{0,4536\ kg}{1\ lb} * \frac{1\ TMD}{1000\ kg} * \frac{24\ h}{día}$$

$$\dot{m}_{Etano} = 2.477,07 [TMD]$$

O bien:

$$\dot{m}_{Etano} = 2.477,07 \left[\frac{TM}{día} \right] * \frac{365 \text{ días}}{1 \text{ año}}$$

$$\dot{m}_{Etano} = 904.130,55 [TMA]$$

- **GLP**

El GLP se lo obtiene del tope de la columna Debutanizadora de la zona de Fraccionamiento.

$$\dot{n}_{GLP} = 2.955,57 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

En la Tabla 4.35 Se muestra las fracciones molares y peso molecular de los componentes para determinar el peso molecular promedio del GLP.

Tabla 4.35. Peso Molecular Promedio del GLP en Modo Recuperación de Etano con RSV

Componentes	Xi	Peso Molecular [lb/lb-mol]	Xi*PM
C ₂	0,1231	30,20	3,7187
C ₃	0,6308	44,10	27,8167
iC ₄	0,1064	58,12	6,1866
nC ₄	0,1391	58,12	8,0832
iC ₅	0,0004	72,15	0,0305
nC ₅	0,0001	72,15	0,0094
Total	1,0000		45,8450

Fuente: Elaboración Propia.

Entonces:

$$\dot{m}_{GLP} = 2.955,57 \frac{lb - mol}{h} * 45,8450 \frac{lb}{lb - mol} * \frac{0,4536 \text{ kg}}{1 \text{ lb}} * \frac{1 \text{ TM}}{1000 \text{ kg}} * \frac{24 \text{ h}}{día}$$

$$\dot{m}_{GLP} = 1.475,09 [TMD]$$

O bien:

$$\dot{m}_{GLP} = 1.475,09 \left[\frac{TM}{día} \right] * \frac{365 \text{ días}}{1 \text{ año}}$$

$$\dot{m}_{GLP} = 538.407,29 \left[\frac{TM}{año} \right]$$

- **Isopentano**

El Isopentano se lo obtiene del tope de la columna Deisopentanizadora de la zona de Fraccionamiento.

$$\dot{n}_{Isopentano} = 129,14 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

En la Tabla 4.36 se determina el peso molecular promedio del Isopentano según la composición de la corriente, es decir mediante las fracciones molares y peso molecular de los componentes.

Tabla 4.36. Peso Molecular Promedio del Isopentano en Modo Recuperación de Etano con RSV

Componentes	Xi	Peso Molecular [lb/lb-mol]	Xi*PM
iC ₄	0,0122	58,12	0,7115
nC ₄	0,0321	58,12	1,8686
iC ₅	0,9497	72,15	68,5208
nC ₅	0,0059	72,15	0,4264
Total	1,0000		71,5274

Fuente: Elaboración Propia.

En la Tabla 4.37 se muestra el flujo molar, másico y la densidad de cada componente de la corriente de isopentano para el cálculo del flujo volumétrico total de dicha corriente.

Tabla 4.37. Cálculo del Flujo Volumétrico del Isopentano en Modo Recuperación de Etano con RSV

Componentes	Moles [lb-mol]	Masa [lb/h]	Densidad [lb/ft ³]	V [ft ³ /h]
iC ₄	1,5808	91,8842	35,1099	2,6170
nC ₄	4,1518	241,3169	36,4266	6,6247
iC ₅	122,6450	8.848,8396	39,1000	226,3130
nC ₅	0,7633	55,0709	39,0800	1,4092
Total	129,1409	9.237,1116		236,9640

Fuente: Elaboración Propia.

Entonces:

$$V_{Isopentano} = 236,9640 \left[\frac{ft^3}{h} \right] * \frac{1 Bbl}{5,614578 ft^3} * \frac{24 h}{día}$$

$$V_{Isopentano} = 1.012,92[BPD]$$

$$V_{Isopentano} = 1.012,92 [BPD] * \frac{365 \text{ días}}{1 \text{ año}}$$

$$V_{Isopentano} = 369.716,83 [BPD]$$

- **Gasolina Estabilizada**

Del fondo de la columna Deisopentanizadora, que es la última unidad de la zona de fraccionamiento, se obtiene la gasolina estabilizada.

$$\dot{n}_{Gasolina} = 148,44 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

En la Tabla 4.38 se muestra las fracciones molares y peso molecular de los componentes para el cálculo del peso molecular promedio de la Gasolina.

Tabla 4.38. Peso Molecular Promedio de la Gasolina Estabilizada en Modo Recuperación de Etano con RSV

Componentes	Xi	Peso Molecular [lb/lb-mol]	Xi*PM
iC ₅	0,0083	72,15	0,6021
nC ₅	0,5091	72,15	36,7286
nC ₆	0,3377	84,16	28,4215
nC ₇	0,1115	100,20	11,1768
nC ₈	0,0291	114,23	3,3294
nC ₉	0,0042	128,20	0,5389
Total	1,0000		80,7974

Fuente: Elaboración Propia.

En la Tabla 4.39 se expresan los valores en flujo volumétrico.

Tabla 4.39. Cálculo del Flujo Volumétrico de la Gasolina Estabilizada en Modo Recuperación de Etano con RSV

Componentes	Moles [lb-mol]	masa [lb/h]	Densidad [lb/ft ³]	V [ft ³ /h]
iC ₅	1,2388	89,3822	39,1000	2,2860
nC ₅	75,5650	5.452,0181	39,0800	139,5092
nC ₆	50,1290	4.218,9045	42,0000	100,4501
nC ₇	16,5571	1.659,0898	42,7000	38,8546
nC ₈	4,3265	494,2186	43,9000	11,2578
nC ₉	0,6240	79,9984	44,8000	1,7857
Total	148,4405	11.993,6116		294,1433

Fuente: Elaboración Propia.

Entonces:

$$V_{Gasolina} = 294,1433 \left[\frac{ft^3}{h} \right] * \frac{1 Bbl}{5,614578 ft^3} * \frac{24 h}{día}$$

$$V_{Gasolina} = 1.257,34 [BPD]$$

Convirtiendo a flujo anual.

$$V_{Gasolina} = 1.257,34 [BPD] * \frac{365 días}{1 año}$$

$$V_{Gasolina} = 458.929,35 \left[\frac{Bbl}{año} \right]$$

4.2.3.3. Productos con RSV en ambos Modos de Operación

Convirtiendo los flujos molares de los productos obtenidos diariamente en la PSLCV se expresa los mismos en unidades comerciales; en la Tabla 4.40 se expresa la producción según diseño de la planta con el proceso RSV convencional.

Tabla 4.40. Productos con el Proceso RSV en Ambos Modos de Operación en Unidades Comerciales

Proceso de Unidades Criogénicas	Proceso RSV	
Productos	Rechazo de Etano	Recuperación de Etano
Gas Residual [MMSCFD]	844,13	864,20
Etano [TMD]	0,00	2.477,07
GLP [TMD]	1.551,72	1.475,09
Isopentano [BPD]	932,74	1.012,92
Gasolina Estabilizada [BPD]	1.157,82	1.257,34

Fuente: Elaboración Propia

Para determinar la capacidad de producción óptima con la que debería trabajar la planta, se divide la producción actual de gas residual promedio de gas residual en los dos modos de operación que tiene un valor de 854,16 MMSCFD entre la producción de diseño que corresponde a 978 MMSCFD y se lo expresa en porcentaje mediante la Ec.67.

$$Capacidad_{ÓPTIMA} = \frac{Producción\ óptima}{Producción\ de\ diseño} * 100\% \quad Ec.67$$

$$Capacidad_{ÓPTIMA} = \frac{854,16\ MMSCFD}{978\ MMSCFD} * 100\%$$

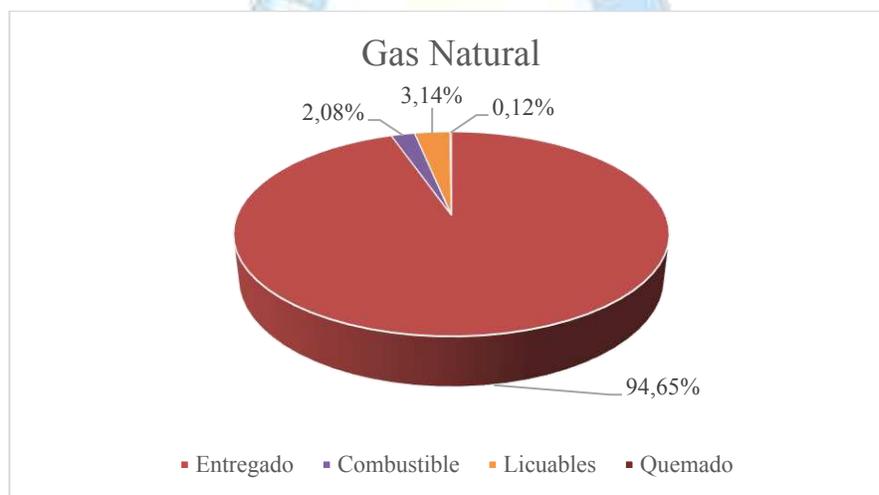
$$Capacidad_{ÓPTIMA} = 87,33\ \%$$

4.3. SITUACIÓN ACTUAL

4.3.1. Registro de Producción de la PSLCV con RSV de Ortloff

Desde su puesta en marcha la PSLCV siempre ha operado en modo de operación rechazo de etano. Según la composición del gas de entrada, los líquidos del gas natural recuperados representan aproximadamente un porcentaje molar un 3% de la corriente de alimentación y eso se confirma con el análisis de la base de datos de la producción de la PSLCV, como indica la Figura 4.4, donde también se observa el porcentaje que se entrega al gasoducto GIJA, así como el porcentaje empleado como combustible y el porcentaje que es quemado en el sistema antorcha.

Figura 4.4. Gas Natural de la PSLCV



Fuente: Elaborado en base a los datos de Producción de la PSLCV, ANH, 2023.

La Tabla 4.41 indica el registro del procesamiento del gas natural en la PSLCV.

Tabla 4.41. Registro de los Flujos Volumétricos en MMSCFA del Gas Natural de la PSLCV

AÑO	RECIBIDO	ENTREGADO	COMBUSTIBLES	LICUABLES	QUEMADO
2018	120.361,45	113.813,52	2.788,01	3.507,07	252,85
2019	152.595,14	144.311,46	3.356,10	4.734,32	193,24
2020	130.182,63	122.906,84	2.862,36	4.232,22	181,21
2021	183.879,54	174.629,96	3.600,94	5.473,17	175,47
2022	197.664,29	187.048,53	3.738,74	6.705,38	171,64
2023	196.936,61	148.542,06	3.269,23	4.930,44	194,88

Fuente: Elaborado en base a datos de la Dirección de Refinación, Industrialización y Petroquímica (DRIP), ANH, 2023.

Partiendo del último registro de la gestión 2023, convirtiendo el flujo volumétrico de 196.936,61 MMSCFA en unidad diaria resulta 539,55 MMSCFD en el modo de operación rechazo de etano.

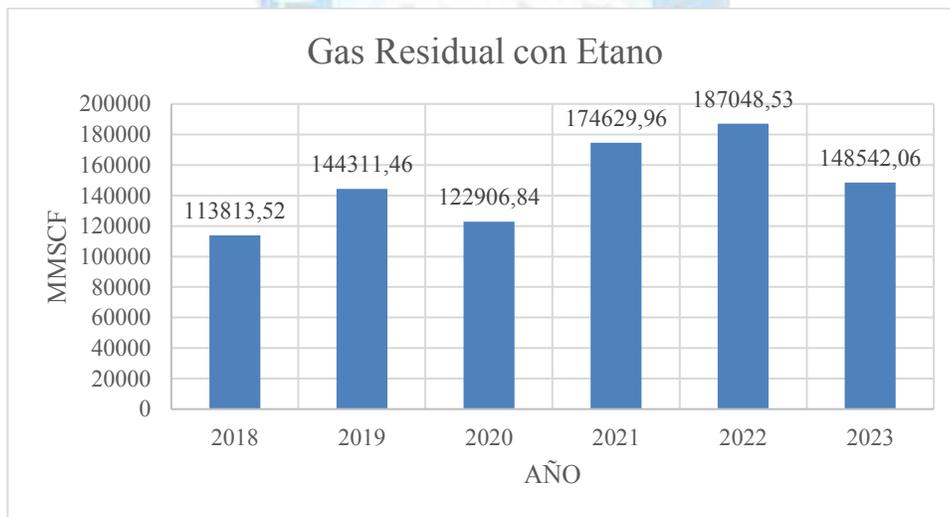
La Ec.5 permite determinar el porcentaje de carga del caudal actual para operación caso Turndown donde el valor de procesamiento mínimo de la planta reduce respecto a los caudales de diseño. Por consiguiente, la carga actual representa solo un 51,53% de la óptima según diseño.

$$\%Carga_{TURNDOWN} = \frac{Caudal_{ACTUAL}}{Caudal_{DISEÑO}} * 100\% \quad \text{Ec.5}$$

$$Carga\ actual = \frac{539,55\ MMSCFD}{1047\ MMSCFD} * 100 = 51,53\%$$

Por ello, actualmente la producción de la PSLCV registra valores inferiores de los productos obtenidos en modo de operación rechazo de etano de la tecnología RSV.

Figura 4.5. Producción Anual de Gas Residual con Etano



Fuente: Elaborado en base a datos de la Dirección de Refinación, Industrialización y Petroquímica (DRIP), ANH, 2023.

Mediante en análisis de las bases de datos de la producción de Gas Residual con Etano en los últimos años, mostrada en la Figura 4.5 se puede observar una inestabilidad y reducción en los volúmenes respecto a los objetivos de diseño. En el año 2023 se registra una producción anual de gas residual 148.542,06 MMSCFA los que equivale aproximadamente a 407 MMSFCD el cual está muy por debajo de 978 MMSCFD que era el volumen que se pretendía alcanzar en la producción.

Para determinar la capacidad de producción actual con la que trabaja la planta, se divide la producción actual de gas residual 407 MMSCFD entre la producción de diseño que corresponde a 978 MMSCFD y se lo expresa en porcentaje mediante la Ec.68.

$$Capacidad_{ACTUAL} = \frac{Producción\ actual}{Producción\ de\ diseño} * 100\% \quad Ec.68$$

$$Capacidad_{ACTUAL} = \frac{407\ MMSCFD}{978\ MMSCFD} * 100\%$$

$$Capacidad_{ACTUAL} = 41,61\ \%$$

La Figura 4.6 también muestra la inestabilidad de producción de GLP de la PSLCV; por ello, es importante que se busquen formas de incrementar los volúmenes de producción de GLP debido a su contribución a nivel nacional.

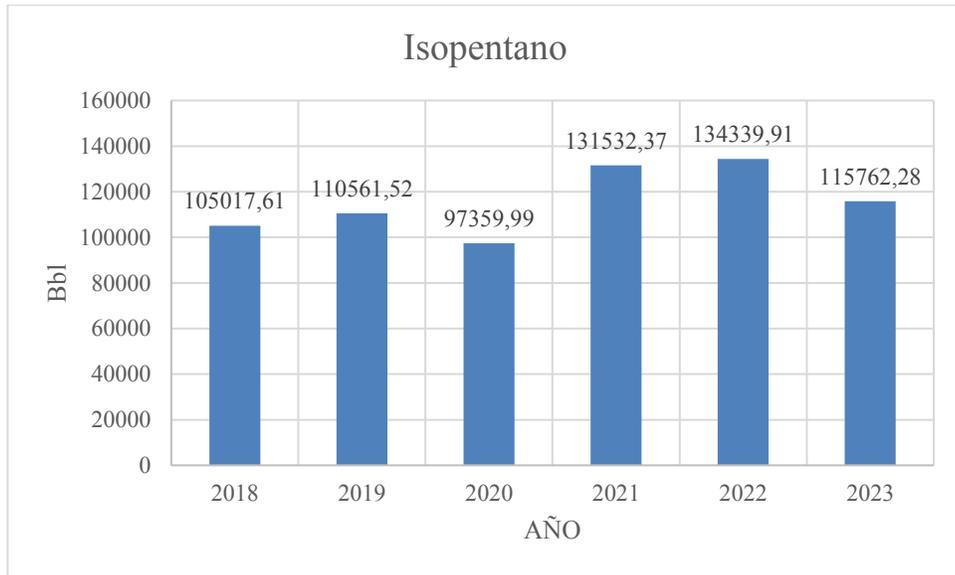
Figura 4.6. Producción Anual de GLP de PSLCV



Fuente: Elaborado en base a datos de la Dirección de Refinación, Industrialización y Petroquímica (DRIP), ANH, 2023.

Por otra parte, la Figura 4.7 muestra la producción de Isopentano a lo largo de los últimos años; donde este producto también contribuye en la formulación de los carburantes.

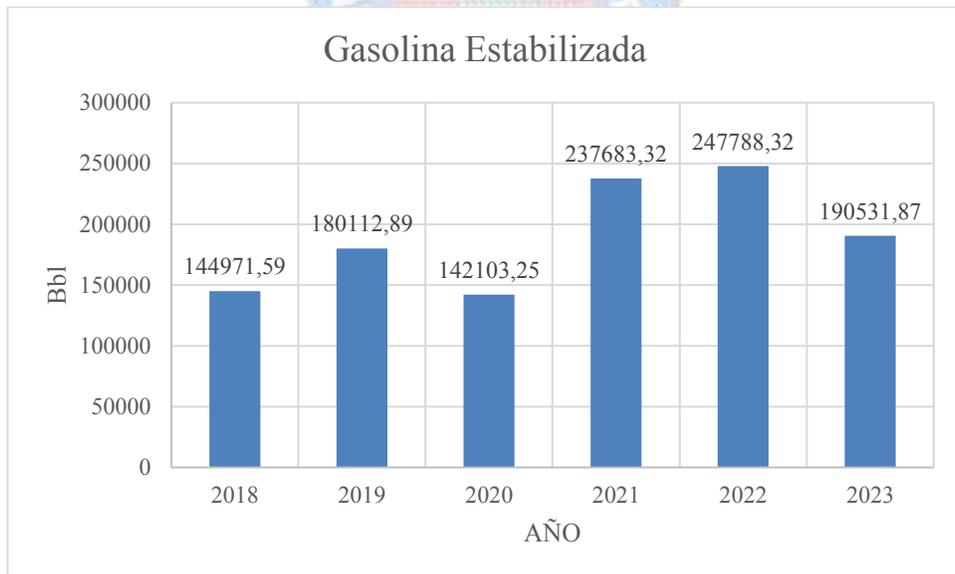
Figura 4.7. Producción de Anual de Isopentano de PSLCV



Fuente: Elaborado en base a datos de la Dirección de Refinación, Industrialización y Petroquímica (DRIP), ANH, 2023.

Existe un decremento significativo en la producción de Gasolina Estabilizada especialmente en la gestión 2023 como muestra la Figura 4.8.

Figura 4.8. Producción Anual de Gasolina Estabilizada



Fuente: Elaborado en base a datos de la Dirección de Refinación, Industrialización y Petroquímica (DRIP), ANH, 2023.

En la Tabla 4.42 se tiene un resumen del registro de producción actual diaria de la PLSCV diaria de la PSLCV expresados en flujos volumétricos y másicos.

Tabla 4.42. Producción Diaria Actual de la PSLCV

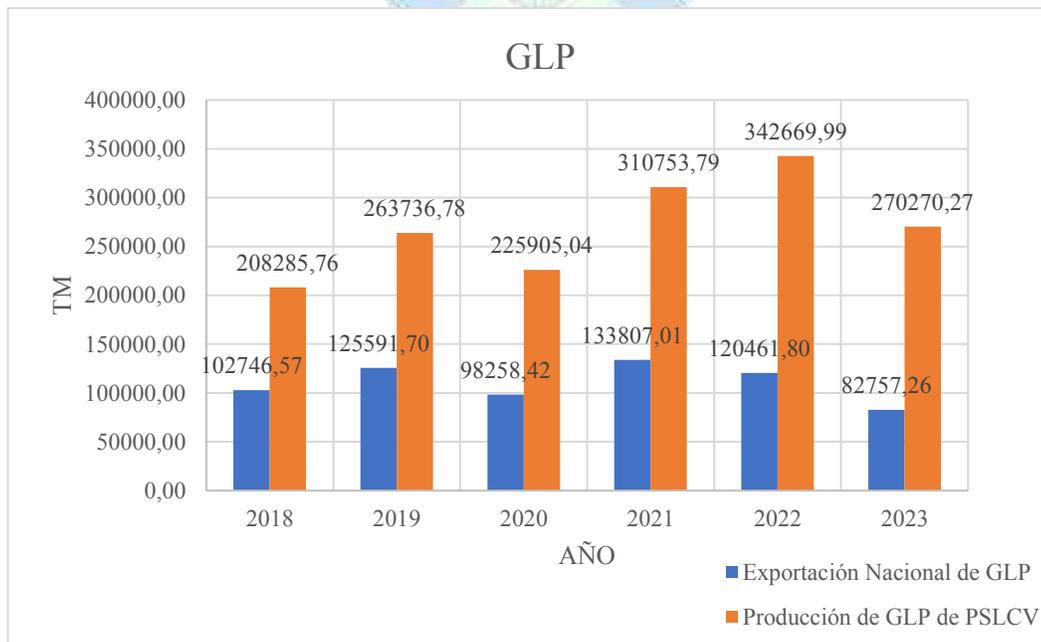
Registro de Producción Actual	
Productos	Rechazo de Etano Actual
Gas Residual [MMSCFD]	406,96
Etano [TMD]	0,00
GLP [TMD]	740,47
Isopentano [BPD]	317,16
Gasolina Estabilizada [BPD]	522,01

Fuente: Elaborado en base a datos de la Dirección de Refinación, Industrialización y Petroquímica (DRIP), ANH, 2023.

4.3.2. Exportación e Importación

Respecto a los productos, en modo de operación rechazo de etano, el producto principal resulta ser el GLP. Además, la PSLCV aporta de gran manera a su exportación a Brasil, Paraguay y Perú como indica la Figura 4,9. Sin embargo, también tiene su aporte en el mercado interno.

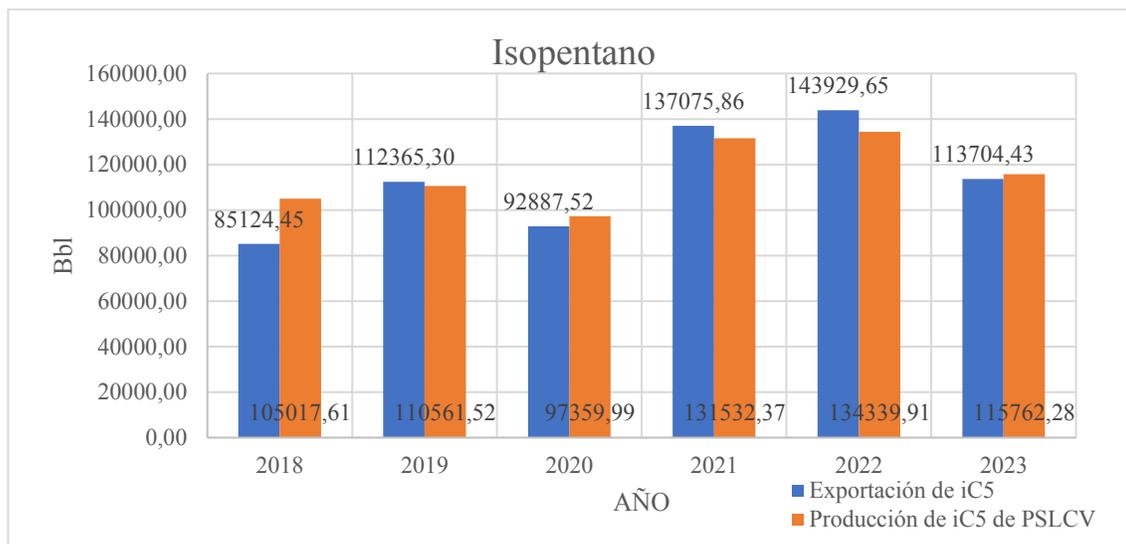
Figura 4.9. Producción y Exportación de GLP



Fuente: Elaborado en base a datos de la Dirección de Planificación y Estadística (DPE), ANH, 2023.

Además, la PSLCV aporta de gran manera a su exportación de isopentano a Brasil, y Perú como indica la Figura 4.10. Su aporte en el mercado interno debe ser priorizado en los próximos años.

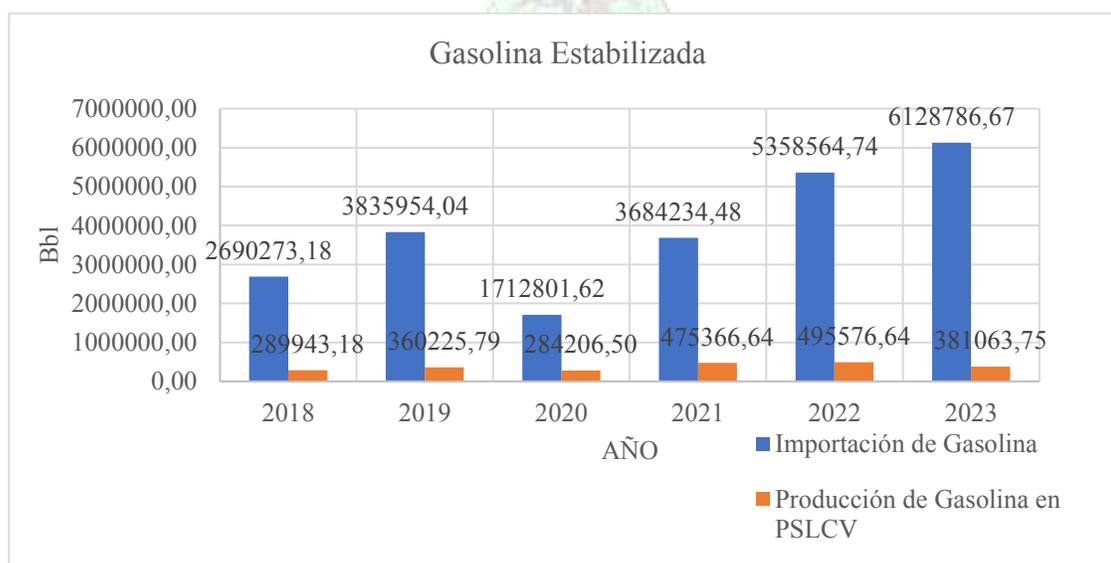
Figura 4.10. Producción y Exportación de Isopentano



Fuente: Elaborado en base a datos de la Dirección de Planificación y Estadística (DPE), ANH, 2023.

En cuanto a la Gasolina Estabilizada se registra un aumento considerado en las importaciones, debido a la poca producción del carburante a nivel nacional. La PSLCV no ha podido elevar los volúmenes de este combustible, como muestra la Figura 4.11.

Figura 4.11. Producción e Importación de Gasolina



Fuente: Elaborado en base a datos de la Dirección de Planificación y Estadística (DPE), ANH, 2023.

4.4. ANÁLISIS TÉCNICO DE ADECUACIÓN Y MEJORA DEL PROCESO RSV EN PSLCV

En el diagnóstico se vio que el proceso RSV de Ortloff presenta limitaciones en los modos de operación de rechazo y recuperación de etano si se aplica directamente al gas de alimentación de la PSLCV. Por lo tanto, la metodología de adecuación y mejora se basa en un proceso RSV mejorado orientado al ciclo de refrigeración externo de propano y prepresurización del proceso RSVPP y con un enfoque directo al trabajo de los intercambiadores aumentar la capacidad de enfriamiento y la integración de calor del proceso.

4.4.1. Modo Rechazo de Etano con RSVPP

Se realiza los cálculos de balance de materia y energía con el proceso RSV mejorado, RSVPP, en las Unidades Criogénicas de PSLCV, las cuales están compuestas por dos trenes equivalentes que operan en paralelo, procesando cada uno el 50% del caudal proveniente de la Unidad de Filtración y Deshidratación. Se sigue la condición de diseño de la PLSCV para el modo de operación rechazo de etano, donde se trabaja con el caudal de 1.047 MMSCFD de Gas Natural.

Hallando \dot{m}_{GN} con la Ec.3:

$$\begin{aligned}\dot{m}_{GN} &= \text{Caudal} * 10^6 \frac{\text{SCF GN}}{\text{día}} * \frac{1 \text{ lb-mol GN}}{379,6 \text{ SCF GN}} * \frac{PM_{GN} \text{ lb GN}}{1 \text{ lb-mol GN}} * \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} & \text{Ec.3} \\ \dot{m}_{GN} &= 1.047 * 10^6 \frac{\text{SCF GN}}{\text{día}} * \frac{1 \text{ lb - mol GN}}{379,6 \text{ SCF GN}} * \frac{18,26 \text{ lb GN}}{1 \text{ lb - mol GN}} * \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} \\ \dot{m}_{GN} &= 2.097.975,72 \left[\frac{\text{lb}}{\text{h}} \right]\end{aligned}$$

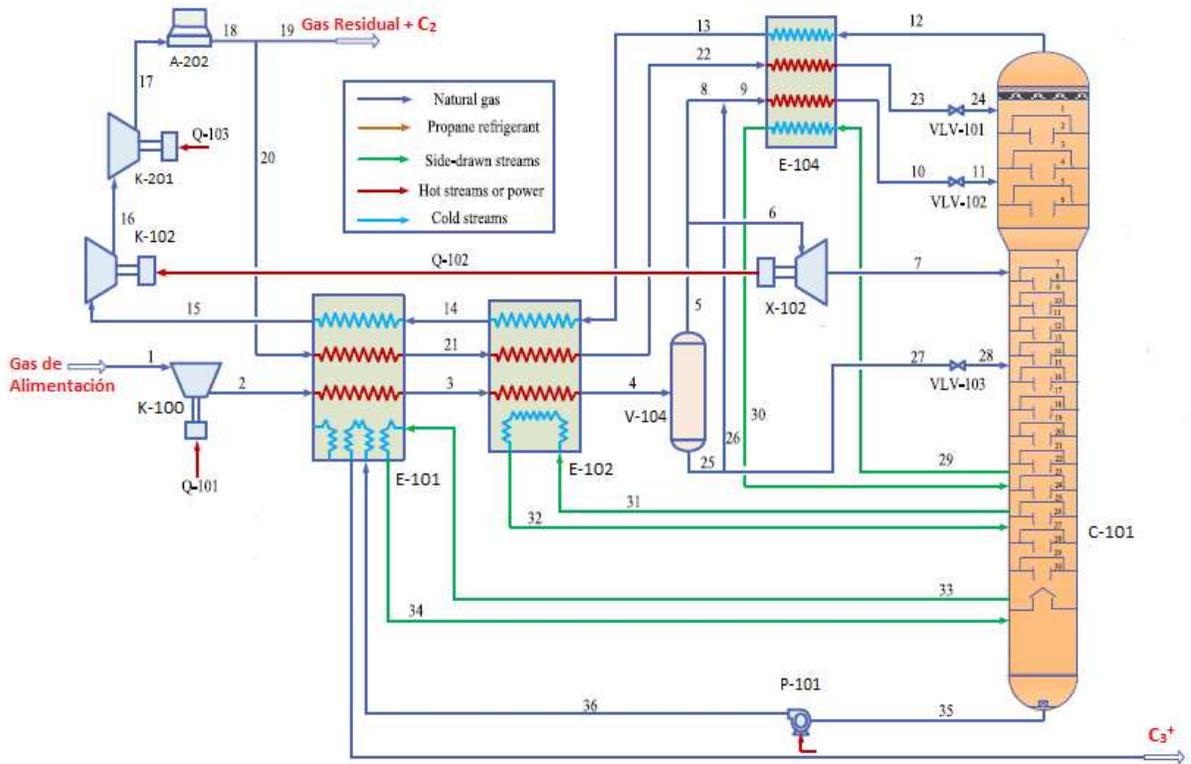
Hallando \dot{n}_{GN} con la Ec.4:

$$\begin{aligned}\dot{n}_{GN} &= \text{Caudal} * 10^6 \frac{\text{SCF GN}}{\text{día}} * \frac{1 \text{ lb-mol GN}}{379,6 \text{ SCF GN}} * \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} & \text{Ec.4} \\ \dot{n}_{GN} &= 1.047 * 10^6 \frac{\text{SCF GN}}{\text{día}} * \frac{1 \text{ lb - mol GN}}{379,6 \text{ SCF GN}} * \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} \\ \dot{n}_{GN} &= 114.923,60 \left[\frac{\text{lb - mol}}{\text{h}} \right]\end{aligned}$$

4.4.1.1. Unidades Criogénicas con RSVPP

En la Figura 4.12 se muestra el esquema de uno de los Trenes Criogénicos según el Proceso RSVPP de las Unidades Criogénicas PSLCV en Modo Rechazo de Etano.

Figura 4.12. Esquema del Tren Criogénico con el Proceso RSVPP en modo Rechazo de Etano



Fuente: Adaptado de Zhang et al., 2020 y elaborado en base al Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPFB, 2023.

Para encontrar el flujo de gas de entrada a las unidades criogénicas la cual está compuesta por dos trenes equivalentes que operan en paralelo, procesando cada uno el 50% del caudal, se divide en dos los valores de flujo másico y molar del gas de alimentación, los mismos se calculan con la Ec.6 y Ec.7 respectivamente.

$$\dot{m}_{GN \text{ Gas de alimentación al tren}} = \frac{\dot{m}_{GN \text{ Gas de alimentación a PSLCV}}}{2} \quad \text{Ec.6}$$

$$\dot{m}_{GN \text{ Gas de alimentación al tren}} = \frac{2.097.975,72 \left[\frac{lb}{h} \right]}{2}$$

$$\dot{m}_{GN \text{ Gas de alimentación al tren}} = 1.049.252,50 \left[\frac{lb}{h} \right]$$

O bien en flujo molar:

$$\dot{n}_{GN \text{ Gas de alimentación al tren}} = \frac{\dot{n}_{GN \text{ Gas de alimentación a PSLCV}}}{2} \quad \text{Ec.7}$$

$$\dot{n}_{GN \text{ Gas de alimentación al tren}} = \frac{114.923,60 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]}{2}$$

$$\dot{n}_{GN \text{ Gas de alimentación al tren}} = 57.461,80 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

En la Tabla 4.43 se muestra la composición y flujo de cada componente del gas de alimentación PSLCV en modo rechazo de etano para determinar del flujo de gas de alimentación al tren Criogénico en función a sus componentes que define la corriente de gas a enfriarse a los intercambiadores de calor E-101 y E-102.

Tabla 4.43. Flujo de los Componentes del Gas de Alimentación en Modo Rechazo de Etano con RSVPP

ALIMENTACIÓN		
Componentes	%mol	\dot{n} [lb-mol/h]
N ₂	0,5235	300,8317
CO ₂	1,7074	981,1220
C ₁	89,3159	51.322,5255
C ₂	6,1391	3.527,6375
C ₃	1,5090	867,0794
iC ₄	0,2533	145,5699
nC ₄	0,3327	191,1563
iC ₅	0,1003	57,6150
nC ₅	0,0615	35,3199
nC ₆	0,0402	23,0805
nC ₇	0,0133	7,6233
nC ₈	0,0035	1,9920
nC ₉	0,0005	0,2873
Total	100,0001	57.461,8402

Fuente: Elaboración Propia.

Para el proceso RSVPP también se utiliza el principio termodinámico de calor ganado y calor cedido, en las corrientes involucradas con los intercambiadores de calor. Los balances se analizan mediante la Ec.9.

$$Q_{ganado} = -Q_{cedido} \tag{Ec.9}$$

Además, mediante la Ec.10 el calor ganado corresponde a:

$$Q_{ganado} = Q_{GN \text{ Residual (Salida del Tope C-101)}} \tag{Ec.10}$$

Donde el calor del gas residual a la salida del tope de la Demetanizadora se expresa mediante la Ec.11:

$$Q_{GN\text{Residual(Salida del Tope C-101)}} = \dot{n}_{GN\text{Residual(Ealida del Tope C-101)}} * Cp_{GN} * (T_{final} - T_{inicial}) \quad \text{Ec.11}$$

Del balance para todo el sistema del Tren de las Unidades Criogénicas que acompañan a la Columna Demetanizadora C-101, se calcula el flujo molar de la corriente que sale por el Tope.

Balance Global: Mediante la Ec.12 en este balance se cumple que:

$$ALIMENTACIÓN = TOPE + FONDO \quad \text{Ec.12}$$

Además, el balance de materia en la Demetanizadora se analiza en función a los componentes clave.

Balance Parcial para C₂: Las condiciones de diseño establecen que el C₂ se destina juntamente con el C₁ para la corriente de gas residual en modo rechazo de etano, por ello un 98% de este componente se es recuperado en el tope de la columna Demetanizadora. El balance se realiza con la Ec.13.

$$C_{2\text{TOPE (C-101)}} = \frac{\%Recuperación\ C_2\ (C-101)}{100} * C_{2\text{ALIMENTACIÓN (C-101)}} \quad \text{Ec.13}$$

$$C_{2\text{TOPE (C-101)}} = \frac{98}{100} * C_{2\text{ALIMENTACIÓN}}$$

$$C_{2\text{TOPE (C-101)}} = \frac{98}{100} * 3.527,64 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$C_{2\text{TOPE (C-101)}} = 3.457,08 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Balance Parcial para C₁: La recuperación de C₁ es del 98,5% del C₁ de la corriente de alimentación; por lo tanto, es el porcentaje recuperado en el tope de la columna Demetanizadora. El balance se realiza con la Ec.14.

$$C_{1\text{TOPE (C-101)}} = \frac{\%Recuperación\ C_1\ (C-101)}{100} * C_{1\text{ALIMENTACIÓN (C-101)}} \quad \text{Ec.14}$$

$$C_{1\text{TOPE (C-101)}} = \frac{98,5}{100} * C_{1\text{ALIMENTACIÓN (C-101)}}$$

$$C_{1\text{TOPE (C-101)}} = \frac{98,5}{100} * 51.322,52 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$C_{1\text{TOPE (C-101)}} = 50.552,69 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

El balance de materia permite calcular el flujo molar de gas residual que sale del Tope de la columna Demetanizadora $\dot{n}_{GN_{Residual(Salida\ del\ Tope\ C-101)}}$. Del tope de la columna Demetanizadora C-101 se extrae la corriente de gas residual a una temperatura de -147.0 °F y una presión de 356,7 psia

Donde el flujo de gas residual que sale por el tope de la columna Demetanizadora está constituido tanto por el metano y etano (en gran cantidad) así como el nitrógeno y dióxido de carbono. El cálculo se realiza con la Ec.15.

$$\dot{n}_{GN_{Residual(Salida\ del\ Tope\ C-101)}} = C_{1TOPE\ (C-101)} + C_{2TOPE\ (C-101)} + N_2 + CO_2 \quad \text{Ec.15}$$

$$\dot{n}_{GN_{Residual(Salida\ del\ Tope\ C-101)}} = (50.552,69 + 3.457,08 + 300,83 + 981,12) \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$\dot{n}_{GN_{Residual(Salida\ del\ Tope\ C-101)}} = 55.291,73 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Se calcula el calor ganado por el gas residual que sale del tope de la columna Demetanizadora C-101 a -147 °F como indica la Tabla 4.44, en modo rechazo de etano con el proceso RSVPP, para posteriormente se calienta secuencialmente en los intercambiadores de calor E-104, E-102 y E-101 a 69,65°F, y se presuriza a 884,78 psig en el compresor de gas residual K-102.

Tabla 4.44. Condiciones del Gas Residual que sale del Tope de la Demetanizadora en Modo Rechazo de Etano con RSVPP

Condiciones de Operación	Simbología	Valores	Unidades
Temperatura de entrada a los Intercambiadores	$T_{inicial}$	-147	°F
Temperatura de salida de los Intercambiadores	T_{final}	69,65	°F

Fuente: Elaborado en base al Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPF, 2023.

El calor ganado por el gas residual, que sale del tope de la columna Demetanizadora se calcula mediante la Ec.11.

$$Q_{GN_{Residual(Salida\ del\ Tope\ C-101)}} = \dot{n}_{GN_{Residual(Salida\ del\ Tope\ C-101)}} * C_{p_{GN}} * (T_{final} - T_{inicial}) \quad \text{Ec.11}$$

$$Q_{GN_{Residual(Salida\ del\ Tope\ C-101)}} = 55\ 291,73 \frac{lb - mol}{h} * 0,64 \frac{BTU}{lb^{\circ}F} * \frac{18,26\ lb}{1\ lb - mol} (69,65 - 147)^{\circ}F$$

$$Q_{GN\text{Residual(Salida del Tope C-101)}} = 139.890.921,5 \left[\frac{BTU}{h} \right]$$

Entonces:

$$Q_{ganado} = 139.890.921,5 \left[\frac{BTU}{h} \right]$$

Para analizar el calor cedido, se toma en cuenta que las corrientes a enfriarse en los intercambiadores corresponden al gas de alimentación y el gas residual que se envía como reflujo a la columna C-101. El balance se realiza con la Ec.16.

$$Q_{cedido} = Q_{GN\text{Alimentación}} + Q_{GN\text{Residual(Reflujo Superior C-101)}} \quad \text{Ec.16}$$

Donde el calor del gas natural de alimentación al tren criogénico se determina por la Ec.17, el cual involucra tanto calor sensible por el cambio de temperatura y calor latente por el cambio de fase.

$$Q_{GN\text{Alimentación}} = Q_{sensible} + Q_{latente} \quad \text{Ec.17}$$

Donde:

$$Q_{sensible} = \dot{m} * C_p * \Delta T = \dot{m} * C_p * (T_{final} - T_{inicial}) \quad \text{Ec.18}$$

También se puede expresar en función al flujo molar:

$$Q_{sensible} = \dot{n} * C_p * \Delta T = \dot{n} * C_p * (T_{final} - T_{inicial}) \quad \text{Ec.19}$$

Además:

$$Q_{latente} = \dot{m} * \Delta H_{cond} \quad \text{Ec.20}$$

También se puede expresar en función al flujo molar:

$$Q_{latente} = \dot{n} * \Delta H_{cond} \quad \text{Ec.21}$$

Adicionalmente sabe que la entalpía de condensación ΔH_{cond} y la entalpía de vaporización ΔH_{vap} se relacionan mediante la Ec.22:

$$\Delta H_{cond} = -\Delta H_{vap} \quad \text{Ec.22}$$

El flujo \dot{n} para el calor latente representa la cantidad de LGN condensada.

$$\dot{n} = -\frac{\%LGN}{100\%} * \dot{n}_{GN\text{Alimentación}} \quad \text{Ec.23}$$

Reemplazando la Ec.22 y Ec.23 en Ec.21 se tiene:

$$Q_{latente} = -\frac{\%LGN}{100\%} * \dot{n}_{GN\text{Alimentación}} * \Delta H_{vap} \quad \text{Ec.24}$$

En la Ec.17:

$$Q_{GN\text{ Alimentación}} = \dot{n}_{GN\text{ Alimentación}} * Cp_{GN} * (T_{final} - T_{inicial}) - \frac{\%LGN}{100\%} * \dot{n}_{GN\text{ Alimentación}} * \Delta H_{vap}$$

Ec.25

Además, la Ec.26 permite realizar el cálculo del calor del gas residual que se destina como reflujo superior de la columna Demetanizadora.

$$Q_{GN\text{ Residual(Reflujo Superior C-101)}} = \dot{n}_{GN\text{ Residual(Reflujo Superior C-101)}} * Cp_{GN} * (T_{final} - T_{inicial})$$

Ec.26

Para determinar el flujo molar del gas residual que se destina como reflujo superior de la columna Demetanizadora C-101 $\dot{n}_{GN\text{ Residual(Reflujo Superior c-101)}}$, se parte de las condiciones de diseño del proceso RSV que indica que el 16,44 % molar de gas residual se recicla para estrangular a 398,96 psia y 146,45°F hasta alcanzar una temperatura de -152,2°F como reflujo superior de la columna C-101. El balance se realiza con la Ec.27.

$$\dot{n}_{GN\text{ Residual(Reflujo Superior C-101)}} = \frac{16,44}{100} * \dot{n}_{GN\text{ Residual(Salida del Tope C-101)}}$$

Ec.27

Del balance de la C-101 se tiene:

$$\dot{n}_{GN\text{ Residual(Salida del Tope C-101)}} = 55.291,73 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Reemplazando:

$$\dot{n}_{GN\text{ Residual(Reflujo Superior C-101)}} = \frac{16,44}{100} * 55.291,73 \frac{lb - mol}{h}$$

$$\dot{n}_{GN\text{ Residual(Reflujo Superior C-101)}} = 9.114,75 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

En la Tabla 4.45 se indican las condiciones de operación del gas residual en los intercambiadores E-101 y E-102 en modo rechazo de etano con el proceso RSVPP.

Tabla 4.45. Condiciones del Gas Residual Reciclado con el Proceso RSVPP

Condiciones de Operación	Simbología	Valores	Unidades
Temperatura de entrada a los Intercambiadores	T _{inicial}	131	°F
Temperatura de salida de los Intercambiadores	T _{final}	0	°F

Fuente: Elaborado en base al Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPFB, 2023.

Se calcula el calor cedido por la corriente de gas residual que se destina como reflujo superior de C-101 $Q_{GN\text{Residual(Reflujo Superior C-101)}}$ reemplazando en la Ec.26.

$$Q_{GN\text{Residual(Reflujo Superior C-101)}} = 9.114,75 \frac{\text{lb} - \text{mol}}{\text{h}} * 0,64 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}} * \frac{18,26 \text{ lb}}{1 \text{ lb} - \text{mol}} * (0 - 131)^\circ\text{F}$$

$$Q_{GN\text{Residual(Reflujo Superior C-101)}} = -13.950.416,82 \left[\frac{\text{BTU}}{\text{h}} \right]$$

El gas de alimentación inicialmente ingresaba a las Unidades Criogénicas a 94 °F y 916 psig; sin embargo, estas condiciones cambian con el compresor del proceso RSVPP, el cual eleva la presión a 1.000 psig, y mediante el principio de compresión adiabática se puede determinar la nueva temperatura de ingreso del gas de alimentación después de dicha compresión a través de la Ec.47.

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} \quad \text{Ec.47}$$

Despejando T_2 :

$$T_2 = T_1 * \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{n-1}{n}}$$

Es importante que la temperatura se pueda reemplazar en unidades absolutas.

$$T_2 = (94 + 460)R * \left(\frac{1.000 \text{ psig}}{916 \text{ psig}} \right)^{\frac{1,4-1}{1,4}}$$

$$T_2 = 568,06 R - 460$$

$$T_2 = 108,06 ^\circ\text{F}$$

Tabla 4.46 Condiciones del Gas de Alimentación en Modo Rechazo de Etano con RSVPP

Condiciones de Operación	Simbología	Valores	Unidades
Temperatura de entrada a los Intercambiadores	T_{inicial}	108,06	°F
Temperatura de salida de los Intercambiadores	T_{final}	0	°F

Fuente: Elaborado Propia.

En la Tabla 4.46, se muestran las nuevas condiciones de operación del gas de alimentación que ingresa a los intercambiadores E-101 y E-102. El gas de alimentación ingresa a las Unidades Criogénicas a 108,06 °F y 1.000 psig, se preenfía a 70,2°F en el intercambiador E-101 y se enfría a 0°F en el intercambiador E-102 en modo rechazo de etano con el proceso RSVPP.

Entonces de la Ec.25:

$$Q_{GN\text{Alimentación}} = \dot{n}_{GN\text{Alimentación}} * Cp_{GN} * (T_{final} - T_{inicial}) - \frac{\%LGN}{100\%} * \dot{n}_{GN\text{Alimentación}} * \Delta H_{vap} \quad \text{Ec.25}$$

Con las condiciones de la Tabla 4.46 se determina el calor sensible del gas de alimentación de la Ec.20.

$$Q_{sensible} = \dot{n}_{GN\text{Alimentación}} * Cp_{GN} * (T_{final} - T_{inicial}) \quad \text{Ec.20}$$

$$Q_{sensible} = \dot{n}_{GN\text{Alimentación}} * Cp_{GN} * (T_{final} - T_{inicial})$$

$$Q_{sensible} = 57.461,80 \frac{lb - mol}{h} * 0,64 \frac{BTU}{lb^{\circ}F} * \frac{18,26 lb}{1 lb - mol} * (0 - 108,06)^{\circ}F$$

$$Q_{sensible} = -72.548.572,48 \left[\frac{BTU}{h} \right]$$

El valor de la entalpía de vaporización para el calor latente del gas de alimentación reduce a 80 BTU/lb debido a la alta presión. Con la Ec.24:

$$Q_{latente} = - \frac{\%LGN}{100\%} * \dot{n}_{GN\text{Alimentación}} * \Delta H_{vap} \quad \text{Ec.24}$$

Reemplazando:

$$Q_{latente} = - \frac{\%LGN}{100\%} * 57.461,80 \frac{lb - mol}{h} * 80 \frac{BTU}{lb} * \frac{18,26 lb}{1 lb - mol}$$

$$Q_{latente} = -83.919.028,79 \frac{\%LGN}{100\%} \left[\frac{BTU}{h} \right]$$

Por lo tanto, de la ecuación de balance de energía de calor ganado y perdido de la Ec.9, se determina el porcentaje de LGN que se condensa en los intercambiadores.

$$Q_{ganado} = -Q_{cedido} \quad \text{Ec.9}$$

$$139.890.921,5 \left[\frac{BTU}{h} \right] = - \left[-13.950.416,82 - \left(72.548.572,48 + 83.919.028,79 \frac{\%LGN}{100\%} \right) \right] \left[\frac{BTU}{h} \right]$$

$$\%LGN = 63,62\%$$

En el separador Frío V-104 se separa el 63,62% de LGN que se condensa de la corriente del gas alimentación. Se calcula mediante la Ec.28.

$$\begin{aligned}\dot{n}_{GN\text{Corr Liq V-104}} &= \frac{\%LGN}{100} * \dot{n}_{GN\text{Alimentación}} && \text{Ec.28} \\ \dot{n}_{GN\text{Corr Liq V-104}} &= \frac{63,62}{100} * \dot{n}_{GN\text{Alimentación}} \\ \dot{n}_{GN\text{Corr Liq V-104}} &= \frac{63,62}{100} * 57.461,80 \left[\frac{lb - mol}{h} \right] \\ \dot{n}_{GN\text{Corr Liq V-104}} &= 36.559,01 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]\end{aligned}$$

En el separador Frío V-104 también se separa el 36,38 % que no se condensa de la corriente del gas alimentación y que sale de la corriente gaseosa del separador. El flujo molar se calcula mediante la Ec.29.

$$\begin{aligned}\dot{n}_{GN\text{Corr Gas V-104}} &= \frac{100-\%LGN}{100} * \dot{n}_{GN\text{Alimentación}} && \text{Ec.29} \\ \dot{n}_{GN\text{Corr Gas V-104}} &= \frac{100 - 63,62}{100} * \dot{n}_{GN\text{Alimentación}} \\ \dot{n}_{GN\text{Corr Gas V-104}} &= \frac{36,38}{100} * 57.461,80 \left[\frac{lb - mol}{h} \right] \\ \dot{n}_{GN\text{Corr Gas V-104}} &= 20.902,79 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]\end{aligned}$$

Por condiciones de diseño del proceso RSV, el 75% molar del líquido separado en V-104 se estrangula a 398,77 psig y 85,32 °F antes de entrar en la parte media y superior de la columna Demetanizadora C-101. Se calcula mediante la Ec.30.

$$\begin{aligned}\dot{n}_{GN\text{Alimentación C-101}} &= \frac{75}{100} * \dot{n}_{GN\text{Corr Liq V-104}} && \text{Ec.30} \\ \dot{n}_{GN\text{Alimentación C-101}} &= \frac{75}{100} * 36.559,01 \left[\frac{lb - mol}{h} \right] \\ \dot{n}_{GN\text{Alimentación C-101}} &= 27.419,26 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]\end{aligned}$$

Además, el 82,6% molar del gas separado en V-104 después de ser expandido y enfriado por el turboexpansor X-102 es enviado al tope de la columna de C-101 como reflujo inferior a una temperatura de -144,4°F. Se calcula mediante la Ec.31.

$$\begin{aligned}\dot{n}_{GN\text{Reflujo Inf C-101}} &= \frac{82,6}{100} * \dot{n}_{GN\text{Corr Gas V-104}} && \text{Ec.31} \\ \dot{n}_{GN\text{Reflujo Inf C-101}} &= \frac{82,6}{100} * 20.902,79 \left[\frac{lb - mol}{h} \right] \\ \dot{n}_{GN\text{Reflujo Inf C-101}} &= 17.265,71 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]\end{aligned}$$

Por otra parte, el 25% molar del líquido separado y el 17,4% molar del gas separado en V-104 se mezclan y luego se enfría con gas residual en el Condensador de Reflujo E-104 y se estrangula a 398,96 psia y -136,57°F antes de entrar en la parte superior de la columna Demetanizadora C-101. Se calcula mediante la Ec.32.

$$\begin{aligned}\dot{n}_{GN\text{Reflujo Sup } C-101} &= \frac{25}{100} * \dot{n}_{GN\text{Corr Liq } V-104} + \frac{17,4}{100} * \dot{n}_{GN\text{Corr Gas } V-104} & \text{Ec.32} \\ \dot{n}_{GN\text{Reflujo Sup } C-101} &= \left(\frac{25}{100} * 36.559,01 + \frac{17,4}{100} * 20.641,57 \right) \left[\frac{lb - mol}{h} \right] \\ \dot{n}_{GN\text{Reflujo Sup } C-101} &= (9.139,75 + 3.637,09) \left[\frac{lb - mol}{h} \right] \\ \dot{n}_{GN\text{Reflujo Sup } C-101} &= 12.776,84 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]\end{aligned}$$

Con la Ec.33 se verifica que:

$$\dot{n}_{GN\text{Gas de alimentación al tren}} = \dot{n}_{GN\text{Alimentación } C-101} + \dot{n}_{GN\text{Reflujo Inf } C-101} + \dot{n}_{GN\text{Reflujo Sup } C-101} \quad \text{Ec.33}$$

$$\begin{aligned}\dot{n}_{GN\text{Gas de alimentación al tren}} &= (27.419,26 + 17.265,71 + 12.776,84) \left[\frac{lb - mol}{h} \right] \\ \dot{n}_{GN\text{Gas de alimentación al tren}} &= 57.461,80 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]\end{aligned}$$

Además, el balance de materia en la Demetanizadora de la Ec.34 que se analiza en función a los componentes clave se determina la cantidad de etano en el fondo de dicha columna con la Ec.35.

$$C_{2\text{ALIMENTACIÓN } (C-101)} = C_{2\text{TOPE } (C-101)} + C_{2\text{FONDO } (C-101)} \quad \text{Ec.34}$$

$$C_{2\text{FONDO } (C-101)} = C_{2\text{ALIMENTACIÓN } (C-101)} - C_{2\text{TOPE } (C-101)} \quad \text{Ec.35}$$

$$\begin{aligned}C_{2\text{FONDO } (C-101)} &= (3.527,63 - 3.457,08) \left[\frac{lb - mol}{h} \right] \\ C_{2\text{FONDO } (C-101)} &= 70,55 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]\end{aligned}$$

Además, para el metano se aplican las Ec.36 y Ec.37.

$$C_{1\text{ALIMENTACIÓN } (C-101)} = C_{1\text{TOPE } (C-101)} + C_{1\text{FONDO } (C-101)} \quad \text{Ec.36}$$

$$C_{1\text{FONDO } (C-101)} = C_{1\text{ALIMENTACIÓN } (C-101)} - C_{1\text{TOPE } (C-101)} \quad \text{Ec.37}$$

$$C_{1\text{FONDO } (C-101)} = (51.322,52 - 50.552,69) \left[\frac{lb - mol}{h} \right] = 769,84 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

En la Tabla 4.47 se muestra la tabla del cálculo de balance de materia en la Columna Demetanizadora que conforman la Unidad Criogénica con el proceso RSVPP en modo Rechazo de Etano, con el cálculo de los flujos molares totales en las corrientes del tope y el fondo, asimismo los flujos molares parciales de cada componente en ambas corrientes.

Tabla 4.47. Balance de Materia en la Columna Demetanizadora en Modo Rechazo de Etano con RSVPP

Componentes	ALIMENTACIÓN		TOPE		FONDO	
	%mol	\dot{n} [lb-mol/h]	\dot{n} [lb-mol/h]	%mol	\dot{n} [lb-mol/h]	%mol
N ₂	0,5235	300,8317	300,8317	0,5441	0,0000	0,0000
CO ₂	1,7074	981,1220	981,1220	1,7744	0,0000	0,0000
C₁	89,3159	51.322,5255	50.552,6876	91,4290	769,8379	35,4745
C₂	6,1391	3.527,6375	3.457,0847	6,2524	70,5527	3,2511
C ₃	1,5090	867,0794	0,0000	0,0000	867,0794	39,9555
iC ₄	0,2533	145,5699	0,0000	0,0000	145,5699	6,7079
nC ₄	0,3327	191,1563	0,0000	0,0000	191,1563	8,8086
iC ₅	0,1003	57,6150	0,0000	0,0000	57,6150	2,6549
nC ₅	0,0615	35,3199	0,0000	0,0000	35,3199	1,6276
nC ₆	0,0402	23,0805	0,0000	0,0000	23,0805	1,0636
nC ₇	0,0133	7,6233	0,0000	0,0000	7,6233	0,3513
nC ₈	0,0035	1,9920	0,0000	0,0000	1,9920	0,0918
nC ₉	0,0005	0,2873	0,0000	0,0000	0,2873	0,0132
Total	100,0001	57.461,8402	55.291,7260	100,0000	2.170,1142	100,0000

Fuente: Elaboración Propia.

Para la columna Demetanizadora el componente clave ligero es el metano y el componente clave pesado es el etano. Sin embargo, como en el Modo de operación Rechazo de Etano, dicho componente se destina juntamente con el gas residual la mayor parte del flujo molar de etano ingresado en la corriente de alimentación sale en la corriente del tope la columna Demetanizadora. Por otra parte, como en la PSLCV existen dos columnas Demetanizadoras, la alimentación de la zona de fraccionamiento debe ser el doble de los productos de fondo de dicha columna.

4.4.1.2. Zona de Fraccionamiento

DEBUTANIZADORA

Balance Global: Se cumple el balance de la Ec.12:

$$ALIMENTACIÓN = TOPE + FONDO \quad \text{Ec.12}$$

Además, el balance de materia en la Debutanizadora se analiza en función a los componentes clave.

Balance Parcial para iC_4 : Por condición, la recuperación de iC_4 es del 99,5%; por lo tanto, es el porcentaje recuperado en el tope de la columna Debutanizadora. El balance se determina mediante la Ec.55.

$$iC_{4TOPE (C-302)} = \frac{\%Recuperación\ iC_4 (C-302)}{100} * iC_{4ALIMENTACIÓN (C-302)} \quad \text{Ec.55}$$

$$iC_{4TOPE (C-302)} = \frac{99,5}{100} * iC_{4ALIMENTACIÓN}$$

$$iC_{4TOPE (C-302)} = \frac{99,5}{100} * 291,14 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$iC_{4TOPE (C-302)} = 289,68 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

También con la Ec.56:

$$iC_{4FONDO (C-302)} = iC_{4ALIMENTACIÓN (C-302)} - iC_{4TOPE (C-302)} \quad \text{Ec.56}$$

$$iC_{4FONDO (C-302)} = (291,14 - 289,68) \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$iC_{4FONDO (C-302)} = 1,46 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Balance Parcial para nC_4 : La recuperación de nC_4 es del 99%; por lo tanto, es el porcentaje recuperado en el tope de la columna Debutanizadora. El balance se determina mediante la Ec.57.

$$nC_{4TOPE (C-302)} = \frac{\%Recuperación\ nC_4 (C-302)}{100} * nC_{4ALIMENTACIÓN (C-302)} \quad \text{Ec.57}$$

$$nC_{4TOPE (C-302)} = \frac{99}{100} * nC_{4ALIMENTACIÓN}$$

$$nC_{4TOPE (C-302)} = \frac{99}{100} * 382,31 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$nC_{4TOPE (C-302)} = 378,49 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

También con la Ec.58:

$$nC_{4FONDO (C-302)} = nC_{4ALIMENTACIÓN(C-302)} - nC_{4TOPE (C-302)} \quad \text{Ec.58}$$

$$nC_{4FONDO (C-302)} = (382,31 - 378,49) \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$nC_{4FONDO (C-302)} = 3,82 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Balance Parcial para iC₅: La condición indica que recuperación de iC₅ es del 99%; por lo tanto, es el porcentaje recuperado en el fondo de la columna Debutanizadora. El balance se determina mediante la Ec.59.

$$iC_{5FONDO (C-302)} = \frac{\%Recuperación iC_5 (C-302)}{100} * iC_{5ALIMENTACIÓN (C-302)} \quad \text{Ec.59}$$

$$iC_{5FONDO (C-302)} = \frac{99}{100} * iC_{5ALIMENTACIÓN}$$

$$iC_{5FONDO (C-302)} = \frac{99}{100} * 115,23 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$iC_{5FONDO (C-302)} = 114,08 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

También con la Ec.60:

$$iC_{5TOPE (C-302)} = iC_{5ALIMENTACIÓN (C-302)} - iC_{5FONDO (C-302)} \quad \text{Ec.60}$$

$$iC_{5TOPE (C-302)} = (115,23 - 114,08) \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$iC_{5TOPE (C-302)} = 1,15 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Balance Parcial para nC₅: La recuperación de nC₅ es del 99,5%; por lo tanto, es el porcentaje recuperado en el fondo de la columna Debutanizadora. El balance se determina mediante la Ec.61.

$$nC_{5FONDO (C-302)} = \frac{\%Recuperación nC_5 (C-302)}{100} * nC_{5ALIMENTACIÓN (C-302)} \quad \text{Ec.61}$$

$$nC_{5FONDO (C-302)} = \frac{99,5}{100} * nC_{5ALIMENTACIÓN}$$

$$nC_{5FONDO (C-302)} = \frac{99,5}{100} * 70,64 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$nC_{5FONDO (C-302)} = 70,29 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

También con la Ec.62:

$$nC_{5TOPE (C-302)} = nC_{5ALIMENTACIÓN (C-302)} - nC_{5(C-302)} \quad \text{Ec.62}$$

$$nC_{5TOPE (C-302)} = (70,64 - 70,29) \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$nC_{5TOPE (C-302)} = 0,35 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

En la Tabla 4.48 se muestra el balance completo de la Columna Debutanizadora de la Zona de Fraccionamiento en Modo Rechazo de Etano del proceso RSVPP, con el cálculo de los flujos molares totales del tope y el fondo, asimismo el cálculo de los flujos molares parciales de cada componente en ambas corrientes.

Tabla 4.48. Balance de Materia en la Columna Debutanizadora en Modo Rechazo de Etano con RSVPP

Componentes	ALIMENTACIÓN		TOPE		FONDO	
	ñ[lb-mol/h]	%mol	ñ[lb-mol/h]	%mol	ñ[lb-mol/h]	%mol
N ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁	1.539,6758	35,4745	1.539,6758	37,6945	0,0000	0,0000
C ₂	141,1055	3,2511	141,1055	3,4546	0,0000	0,0000
C ₃	1.734,1589	39,9555	1.734,1589	42,4558	0,0000	0,0000
iC ₄	291,1398	6,7079	289,6841	7,0921	1,4557	0,5695
nC ₄	382,3125	8,8086	378,4894	9,2662	3,8231	1,4957
iC ₅	115,2301	2,6549	1,1523	0,0282	114,0778	44,6297
nC ₅	70,6397	1,6276	0,3532	0,0086	70,2865	27,4976
nC ₆	46,1610	1,0636	0,0000	0,0000	46,1610	18,0592
nC ₇	15,2465	0,3513	0,0000	0,0000	15,2465	5,9648
nC ₈	3,9840	0,0918	0,0000	0,0000	3,9840	1,5586
nC ₉	0,5746	0,0132	0,0000	0,0000	0,5746	0,2248
Total	4.340,2284	100,0000	4.084,6191	100,0000	255,6092	100,0000

Fuente: Elaboración Propia.

DEISOPENTANIZADORA

Balance Global: Se cumple el balance de la Ec.12:

$$ALIMENTACIÓN = TOPE + FONDO \quad \text{Ec.12}$$

Además, el balance de materia en la Deisopentanizadora se analiza en función a los componentes clave.

Balance Parcial para iC_5 : La condición indica que recuperación de iC_5 es del 99%; por lo tanto, es el porcentaje recuperado en el tope de la columna Deisopentanizadora. El balance se determina mediante la Ec.63.

$$iC_{5TOPE (C-303)} = \frac{\%Recuperación\ iC_5 (C-303)}{100} * iC_{5ALIMENTACIÓN (C-303)} \quad Ec.63$$

$$iC_{5TOPE (C-303)} = \frac{99}{100} * iC_{5ALIMENTACIÓN}$$

$$iC_{5TOPE (C-303)} = \frac{99}{100} * 114,08 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$iC_{5TOPE (C-303)} = 112,94 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

También con la Ec.64:

$$iC_{5FONDO (C-303)} = iC_{5ALIMENTACIÓN (C-303)} - iC_{5TOPE (C-303)} \quad Ec.64$$

$$iC_{5FONDO (C-303)} = (114,08 - 112,94) \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$iC_{5FONDO (C-303)} = 1,14 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Balance Parcial para nC_5 : La recuperación de nC_5 es del 99%; por lo tanto, es el porcentaje recuperado en el fondo de la columna Deisopentanizadora. El balance se determina mediante la Ec.65.

$$nC_{5FONDO (C-303)} = \frac{\%Recuperación\ nC_5 (C-303)}{100} * nC_{5ALIMENTACIÓN (C-303)} \quad Ec.65$$

$$nC_{5FONDO (C-303)} = \frac{99}{100} * nC_{5ALIMENTACIÓN}$$

$$nC_{5FONDO (C-303)} = \frac{99}{100} * 70,29 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$nC_{5FONDO (C-303)} = 69,58 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

También con la Ec.66:

$$nC_{5TOPE (C-303)} = nC_{5ALIMENTACIÓN (C-303)} - nC_{5FONDO (C-303)} \quad Ec.66$$

$$nC_{5TOPE (C-303)} = (70,29 - 69,58) \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$nC_{5TOPE (C-303)} = 0,70 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

En la Tabla 4.49 se muestra el balance completo de la Columna Deisopentanizadora de la Zona de Fraccionamiento de PSLCV en modo Rechazo de Etano con el proceso RSVPP, con el cálculo de los flujos molares totales del tope y el fondo, asimismo los flujos molares parciales para cada componente en ambas corrientes.

Tabla 4.49. Balance de Materia en la Columna Deisopentanizadora en Modo Rechazo de Etano con RSVPP

Componentes	ALIMENTACIÓN		TOPE		FONDO	
	\dot{n} [lb-mol/h]	%mol	\dot{n} [lb-mol/h]	%mol	\dot{n} [lb-mol/h]	%mol
N ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₃	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
iC ₄	1,4557	0,5695	1,4557	1,2241	0,0000	0,0000
nC ₄	3,8231	1,4957	3,8231	3,2149	0,0000	0,0000
iC₅	114,0778	44,6297	112,9370	94,9699	1,1408	0,8346
nC₅	70,2865	27,4976	0,7029	0,5910	69,5836	50,9060
nC ₆	46,1610	18,0592	0,0000	0,0000	46,1610	33,7704
nC ₇	15,2465	5,9648	0,0000	0,0000	15,2465	11,1540
nC ₈	3,9840	1,5586	0,0000	0,0000	3,9840	2,9146
nC ₉	0,5746	0,2248	0,0000	0,0000	0,5746	0,4204
Total	255,6092	100,0000	118,9187	100,0000	136,6906	100,0000

Fuente: Elaboración Propia.

4.4.2. Modo Recuperación de Etano con RSVPP

Se analiza el proceso RSV mejorado RSVPP en las Unidades Criogénicas de PSLCV, las cuales están compuesta por dos trenes equivalentes que operan en paralelo, procesando cada uno el 50% del caudal proveniente de la Unidad de Filtración y Deshidratación, en este modo de operación el diseño indica que se trabaja con el caudal de 1.137 MMSCFD de Gas Natural.

Hallando \dot{m}_{GN} con la Ec.3.

$$\dot{m}_{GN} = Caudal * 10^6 \frac{SCF GN}{día} * \frac{1 lb - mol GN}{379,6 SCF GN} * \frac{PM_{GN} lb GN}{1 lb - mol GN} * \frac{1 día}{24 h} \quad Ec.3$$

$$\dot{m}_{GN} = 1.137 * 10^6 \frac{SCF GN}{día} * \frac{1 lb - mol GN}{379,6 SCF GN} * \frac{18,26 lb GN}{1 lb - mol GN} * \frac{1 día}{24 h}$$

$$\dot{m}_{GN} = 2.278.317,47 \left[\frac{lb}{h} \right]$$

Hallando \dot{n}_{GN} con la Ec.4.

$$\dot{n}_{GN} = Caudal * 10^6 \frac{SCF GN}{día} * \frac{1 lb - mol GN}{379,6 SCF GN} * \frac{1 día}{24 h} \quad Ec.4$$

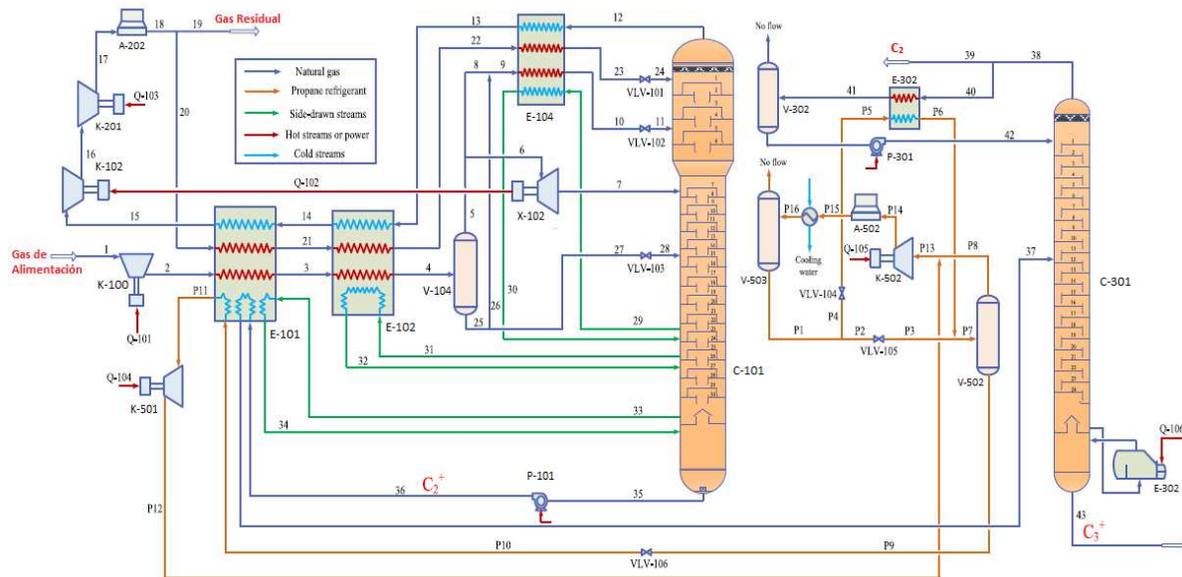
$$\dot{n}_{GN} = 1.137 * 10^6 \frac{SCF GN}{día} * \frac{1 lb - mol GN}{379,6 SCF GN} * \frac{1 día}{24 h}$$

$$\dot{n}_{GN} = 124.802,42 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

4.4.2.1. Unidades Criogénicas con RSVPP

En la Figura 4.13 se muestra el esquema de uno de los Trenes Criogénicos según el Proceso RSVPP de las Unidades Criogénicas en Modo Recuperación de Etano.

Figura 4.13. Esquema del Tren Criogénico con el Proceso RSVPP en modo Recuperación de Etano



Fuente: Adaptado de Zhang et al., 2020 y elaborado en base al Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPF, 2023.

Para encontrar el flujo de Gas de entrada a las Unidades criogénicas, la cual está compuesta por dos trenes equivalentes que operan en paralelo y procesan cada uno el 50% del caudal; se divide entre dos los valores de flujo másico y molar del gas de alimentación, los mismos se calculan con la Ec.6 y Ec.7 respectivamente.

$$\dot{m}_{GN \text{ Gas de alimentación al tren}} = \frac{\dot{m}_{GN \text{ Gas de alimentación a PSLCV}}}{2} \quad \text{Ec.6}$$

$$\dot{m}_{GN \text{ Gas de alimentación al tren}} = \frac{2.278.317,47 \left[\frac{lb}{h} \right]}{2} = 1.139.158,74 \left[\frac{lb}{h} \right]$$

O bien en flujo molar:

$$\dot{n}_{GN \text{ Gas de alimentación al tren}} = \frac{\dot{n}_{GN \text{ Gas de alimentación a PSLCV}}}{2} \quad \text{Ec.7}$$

$$\dot{n}_{GN \text{ Gas de alimentación al tren}} = \frac{124.802,42 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]}{2} = 62.401,21 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Además, el flujo de gas de alimentación al tren Criogénico define la corriente de gas a enfriarse a los intercambiadores de calor E-101 y E-102, por ello se verifica la Ec.8:

$$\dot{n}_{GN \text{ Gas de alimentación al tren}} = \dot{n}_{GN \text{ Gas de alimentación a E-101 y E-102}} \quad \text{Ec.8}$$

En la Tabla 4.50 se muestra la composición del gas de alimentación juntamente con el flujo molar de cada componente en modo de operación recuperación de etano en PSLCV para determinar el flujo de gas de alimentación al tren Criogénico en función a sus componentes que define la corriente de gas a enfriarse a los intercambiadores de calor E-101 y E-102.

Tabla 4.50. Flujo de los Componentes del Gas de Alimentación en Modo Recuperación de Etano con RSVPP

ALIMENTACIÓN		
Componentes	%mol	ñ[lb-mol/h]
N ₂	0,5235	326,6911
CO ₂	1,7074	1065,4591
C ₁	89,3159	55.734,2039
C ₂	6,1391	3.830,8728
C ₃	1,5090	941,6135
iC ₄	0,2533	158,0831
nC ₄	0,3327	207,5880
iC ₅	0,1003	62,5676
nC ₅	0,0615	38,3559
nC ₆	0,0402	25,0645
nC ₇	0,0133	8,2786
nC ₈	0,0035	2,1632
nC ₉	0,0005	0,3120
Total	100,0001	62.401,2534

Fuente: Elaboración Propia.

El balance se puede analizar de bajo el mismo principio termodinámico de calor ganado Q_{ganado} y el calor cedido Q_{cedido} por el Gas Natural a través de la Ec.9.

$$Q_{ganado} = -Q_{cedido} \quad \text{Ec.9}$$

Además, el calor ganado se calcula con la Ec.39 considerando la adición de la refrigeración con propano.

$$Q_{ganado} = Q_{GN_{Residual(Salida\ del\ Tope\ C-101)}} + Q_{C_3} \quad \text{Ec.39}$$

Donde el calor de gas residual que sale de la columna Demetanizadora es expresado en la Ec.11.

$$Q_{GN_{Residual(Salida\ del\ Tope\ C-101)}} = \dot{n}_{GN_{Residual(Salida\ del\ Tope\ C-101)}} * Cp_{GN} * (T_{final} - T_{inicial}) \quad \text{Ec.11}$$

Balance Global: Con la Ec.12 del balance global para todo el sistema del Tren de las Unidades Criogénicas que acompañan a la Columna Demetanizadora C-101, se calcula el flujo molar de la corriente que sale por el tope.

$$ALIMENTACIÓN = TOPE + FONDO \quad \text{Ec.12}$$

Además, el balance de materia en la Demetanizadora se analiza en función a los componentes clave.

Balance Parcial para C₂: Las condiciones de diseño establecen que la recuperación de C₂ es del 98%; por lo tanto, es el porcentaje recuperado en el fondo de la columna Demetanizadora y lo que se recupera en el tope es el 2%. El balance se realiza con la Ec.13.

$$C_{2TOPE (C-101)} = \frac{\%Recuperación\ C_2\ (C-101)}{100} * C_{2ALIMENTACIÓN (C-101)} \quad \text{Ec.13}$$

$$C_{2TOPE (C-101)} = \frac{2}{100} * C_{2ALIMENTACIÓN (C-101)}$$

$$C_{2TOPE (C-101)} = \frac{2}{100} * 3.830,87 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$C_{2TOPE (C-101)} = 76,62 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Balance Parcial para C₁: La recuperación de C₁ es del 99% del C₁ de la corriente de alimentación; por lo tanto, es el porcentaje recuperado en el tope de la columna Demetanizadora. El balance se realiza con la Ec.14.

$$C_{1TOPE (C-101)} = \frac{\%Recuperación\ C_1\ (C-101)}{100} * C_{1ALIMENTACIÓN (C-101)} \quad \text{Ec.14}$$

$$C_{1TOPE (C-101)} = \frac{99}{100} * C_{1ALIMENTACIÓN (C-101)}$$

$$C_{1TOPE (C-101)} = \frac{99}{100} * 55.734,20 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$C_{1TOPE (C-101)} = 5.5176,8619 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

El balance de materia permite calcular el flujo molar de gas residual que sale del tope de la columna Demetanizadora $\dot{n}_{GN Residual(Salida del Tope C-101)}$. Además, del tope de la columna C-101 se extrae la corriente de gas residual a una temperatura de -147,0 °F y una presión de 356,7 psia. Donde el flujo de gas residual que sale por el tope de la columna Demetanizadora está constituido tanto por el metano y etano (en poca cantidad) así como el nitrógeno y dióxido de carbono. El balance se realiza con la Ec.15.

$$\dot{n}_{GN Residual(Salida del Tope C-101)} = C_{1TOPE (C-101)} + C_{2TOPE (C-101)} + N_2 + CO_2 \quad \text{Ec.15}$$

$$\dot{n}_{GN Residual(Salida del Tope C-101)} = (55.176,86 + 76,62 + 326,69 + 1065,46) \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$\dot{n}_{GN Residual(Salida del Tope C-101)} = 56.645,63 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Se calcula el calor ganado por el gas residual que sale del tope de la columna Demetanizadora C-101 a las condiciones detalladas en los intercambiadores de PSLCV en modo rechazo de etano se detallan en la Tabla 4.51.

Tabla 4.51. Condiciones del Gas Residual que sale del Tope de la Demetanizadora con el Proceso RSVPP

Condiciones de Operación	Simbología	Valores	Unidades
Temperatura de entrada a los Intercambiadores	$T_{inicial}$	-147	°F
Temperatura de salida de los Intercambiadores	T_{final}	69,65	°F

Fuente: Elaborado en base al Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPF, 2023.

Con la Ec.11 Se calcula el calor ganado por el gas residual que sale del tope de la columna Demetanizadora C-101 que se calienta en los intercambiadores en modo rechazo de etano con las condiciones detalladas en la Tabla 4.20.

$$Q_{GN Residual(Salida del Tope C-101)} = \dot{n}_{GN Residual(Salida del Tope C-101)} * C_{pGN} * (T_{final} - T_{inicial}) \quad \text{Ec.11}$$

$$Q_{GN\text{Residual(Salida del Tope C-101)}} = 56.645,63 \frac{\text{lb} - \text{mol}}{\text{h}} * 0,64 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}} * \frac{18,26 \text{ lb}}{1 \text{ lb} - \text{mol}} (69,55 + 147)^\circ\text{F}$$

$$Q_{GN\text{Residual(Salida del Tope C-101)}} = 143.316.367,4 \left[\frac{\text{BTU}}{\text{h}} \right]$$

El gas residual se calienta secuencialmente en E-104, E-102 y E-101 a 69,65°F, presuriza a 899,48 psia en el compresor de gas residual K-102.

Además, para el Sistema de Refrigeración con propano con la Ec.40.

$$Q_{C_3} = \dot{m}_{C_3} * \Delta H_{A \rightarrow D} = \dot{m}_{C_3} * (h_D - h_A) \quad \text{Ec.40}$$

Se calcula el flujo másico del refrigerante empleado con la Ec.41, es decir \dot{m}_{C_3} .

$$\dot{m}_{C_3} = \text{Caudal } C_3 * 10^6 \frac{\text{SCF } C_3}{\text{día}} * \frac{1 \text{ lb} - \text{mol } C_3}{379,6 \text{ SCF } C_3} * \frac{44,097 \text{ lb } C_3}{1 \text{ lb} - \text{mol } C_3} * \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} \quad \text{Ec.41}$$

$$\dot{m}_{C_3} = 50 * 10^6 \frac{\text{SCF } C_3}{\text{día}} * \frac{1 \text{ lb} - \text{mol } C_3}{379,6 \text{ SCF } C_3} * \frac{44,097 \text{ lb } C_3}{1 \text{ lb} - \text{mol } C_3} * \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}}$$

$$\dot{m}_{C_3} = 242.014,62 \left[\frac{\text{lb}}{\text{h}} \right]$$

Además, también con ayuda de tablas del refrigerante propano de la Tabla 4.52, se puede conocer las entalpías específicas que están en función a la temperatura, interpolando se puede obtener para las temperaturas de diseño del ciclo de refrigeración, es decir 77°F y -23°F.

Tabla 4.52. Datos del Refrigerante Propano para Entalpías Específicas para RSVPP

T [°F]	h _L [BTU/lb]	h _v [BTU/lb]
-25	8,193	186,5
-23	9,3	187,06
-20	10,96	187,91
70	64,63	211,76
72	65,926	212,232
75	67,87	212,94

Fuente: Elaborado en base a *Thermodynamic Properties of Propane* de Lemmon et al., 2009.

Entonces:

$$h_D = h_{V(-23^\circ\text{C})} = 187,06 \left[\frac{\text{BTU}}{\text{lb}} \right]$$

$$h_A = h_{V(72^\circ\text{C})} = 65,93 \left[\frac{\text{BTU}}{\text{lb}} \right]$$

Con los datos anteriores y la Ec.42 se puede determinar el valor del calor requerido del ciclo de propano Q_{C_3} .

$$Q_{C_3} = \dot{m}_{C_3} * \Delta H_{A \rightarrow D} = \dot{m}_{C_3} * (h_D - h_A) \quad \text{Ec.42}$$

$$Q_{C_3} = 242.014,62 \left[\frac{lb}{h} \right] * (187,06 - 65,926) \left[\frac{BTU}{lb} \right]$$

$$Q_{C_3} = 29.316.199,06 \left[\frac{BTU}{h} \right]$$

Entonces:

$$Q_{ganado} = (143.316.367,4 + 29.316.199,06) \left[\frac{BTU}{h} \right]$$

$$Q_{ganado} = 172.632.566,4 \left[\frac{BTU}{h} \right]$$

Para analizar el calor cedido, se toma en cuenta que las corrientes a enfriarse en los intercambiadores corresponden al gas de alimentación y el gas residual que se envía como reflujo a la columna C-101. El balance se realiza con la Ec.16.

$$Q_{cedido} = Q_{GN\text{Alimentación}} + Q_{GN\text{Residual(Reflujo Superior C-101)}} \quad \text{Ec.16}$$

Se empieza analizando el calor cedido por el gas residual con la Ec.26.

$$Q_{GN\text{Residual(Reflujo Superior C-101)}} = \dot{n}_{GN\text{Residual(Reflujo Superior C-101)}} * Cp_{GN} * (T_{final} - T_{inicial}) \quad \text{Ec.26}$$

Para determinar el flujo molar del gas residual que se destina como reflujo superior de la columna Demetanizadora C-101 $\dot{n}_{GN\text{Residual(Reflujo Superior c-101)}}$, se parte de las condiciones de diseño del proceso RSV que indica que el 16,44 % molar de gas residual se recicla para estrangular a 398,96 psia y 146,45°F hasta alcanzar una temperatura de -152,2°F como reflujo superior de la columna C-101. El balance se realiza con la Ec.27.

$$\dot{n}_{GN\text{Residual(Reflujo Superior C-101)}} = \frac{16,44}{100} * \dot{n}_{GN\text{Residual(Salida del Tope C-101)}} \quad \text{Ec.27}$$

Del balance de la C-101 se tiene:

$$\dot{n}_{GN\text{Residual(Salida del Tope C-101)}} = 56.645,63 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Reemplazando:

$$\dot{n}_{GN\text{Residual(Reflujo Superior C-101)}} = \frac{16,44}{100} * 56.645,63 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$\dot{n}_{GN_{Residual(Reflujo\ Superior\ C-101)}} = 9.312,54 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

En la Tabla 4.53 se indican las condiciones de operación del Gas Residual en los intercambiadores E-101 y E-102.

Tabla 4.53. Condiciones del Gas Residual en Modo Recuperación de Etano con RSVPP

Condiciones de Operación	Simbología	Valores	Unidades
Temperatura de entrada a los Intercambiadores	$T_{inicial}$	131	°F
Temperatura de salida de los Intercambiadores	T_{final}	0	°F

Fuente: Elaborado en base al Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPFB, 2023.

Se calcula el calor cedido por la corriente de gas residual que se destina como reflujo superior de C-101 $Q_{GN_{Residual(Reflujo\ Superior\ C-101)}}$.

$$Q_{GN_{Residual(Reflujo\ Superior\ C-101)}} = 9.312,54 \frac{lb - mol}{h} * 0,64 \frac{BTU}{lb^{\circ}F} * \frac{18,26 lb}{1 lb - mol} * (0 - 131)^{\circ}F$$

$$Q_{GN_{Residual(Reflujo\ Superior\ c-101)}} = -14.253.145,3 \left[\frac{BTU}{h} \right]$$

El gas de alimentación inicialmente ingresaba a las Unidades Criogénicas a 94,17 °F y 917 psig; sin embargo, estas condiciones cambian con el compresor del proceso RSVPP, el cual eleva la presión a 1.000 psig, y mediante el principio de compresión adiabática se puede determinar la nueva temperatura de ingreso del gas de alimentación después de dicha compresión con la Ec.47.

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} \quad \text{Ec.47}$$

Despejando T_2 :

$$T_2 = T_1 * \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{n-1}{n}}$$

Es importante que la temperatura se pueda reemplazar en unidades absolutas.

$$T_2 = (94,17 + 460)R * \left(\frac{1.000\ psig}{917\ psig} \right)^{\frac{1,4-1}{1,4}}$$

$$T_2 = 568,24 R - 460$$

$$T_2 = 108,24^\circ F$$

En la Tabla 4.54, se muestran las nuevas condiciones de Operación del Gas de Alimentación que ingresa a los intercambiadores E-101 y E-102. El gas de alimentación ingresa a las Unidades Criogénicas a 108,24 °F y 1.000 psig, se preenfía a 70,2°F en el intercambiador E-101 y se enfría a 0°F en el intercambiador E-102.

Tabla 4.54. Condiciones del Gas de Alimentación

Condiciones de Operación	Simbología	Valores	Unidades
Temperatura de entrada a los Intercambiadores	$T_{inicial}$	108,24	°F
Temperatura de salida de los Intercambiadores	T_{final}	0	°F

Fuente: Elaborado en base al Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPF, 2023.

Donde el gas natural de alimentación al tren criogénico involucra tanto calor sensible por el cambio de temperatura y calor latente por el cambio de fase. . El balance de energía se realiza con la Ec.17.

$$Q_{GN\text{Alimentación}} = Q_{sensible} + Q_{latente} \quad \text{Ec.17}$$

Donde:

$$Q_{sensible} = \dot{m} * Cp * \Delta T = \dot{m} * Cp * (T_{final} - T_{inicial}) \quad \text{Ec.18}$$

Inicialmente se determina el calor sensible del gas de alimentación con la Ec.19.

$$Q_{sensible} = \dot{n} * Cp * \Delta T = \dot{n} * Cp * (T_{final} - T_{inicial}) \quad \text{Ec.19}$$

$$Q_{sensible} = 62.401,21 \frac{lb - mol}{h} * 0,64 \frac{BTU}{lb^\circ F} * \frac{18,26 lb}{1 lb - mol} * (0 - 108,06)^\circ F$$

$$Q_{sensible} = -78.911.926,17 \left[\frac{BTU}{h} \right]$$

Adicionalmente sabe que la entalpía de condensación ΔH_{cond} y la entalpía de vaporización ΔH_{vap} se relacionan mediante la Ec.22:

$$\Delta H_{cond} = -\Delta H_{vap} \quad \text{Ec.22}$$

El flujo \dot{n} para el calor latente representa la cantidad de LGN condensada.

$$\dot{n} = -\frac{\%LGN}{100\%} * \dot{n}_{GNAlimentación} \quad \text{Ec.23}$$

Reemplazando la Ec.22 y Ec.23 en Ec.21 se tiene:

$$Q_{latente} = -\frac{\%LGN}{100\%} * \dot{n}_{GNAlimentación} * \Delta H_{vap} \quad \text{Ec.24}$$

El valor de la entalpía de vaporización para el calor latente del gas de alimentación reduce a 80 BTU/lb debido a la alta presión. Reemplazando:

$$Q_{latente} = -\frac{\%LGN}{100\%} * 62.401,21 \frac{lb - mol}{h} * 80 \frac{BTU}{lb} * \frac{18,26 lb}{1 lb - mol}$$

$$Q_{latente} = -91.132.698,89 \frac{\%LGN}{100\%} \left[\frac{BTU}{h} \right]$$

Por lo tanto, de la ecuación de balance de energía de calor ganado y perdido, se determina el porcentaje de LGN que se condensa en los intercambiadores. reemplazando en la Ec.9.

$$Q_{ganado} = -Q_{cedido} \quad \text{Ec.9}$$

$$172.632.566,4 \left[\frac{BTU}{h} \right] = - \left[-14.253.145,3 - \left(78.911.926,17 + 91.132.698,89 \frac{\%LGN}{100\%} \right) \right] \left[\frac{BTU}{h} \right]$$

$$\%LGN = 87,20\%$$

En el separador Frío V-104 se separa el 87,20% de LGN que se condensa de la corriente del gas alimentación. El balance se realiza con la Ec.28.

$$\dot{n}_{GN Corr Liq V-104} = \frac{\%LGN}{100} * \dot{n}_{GNAlimentación} \quad \text{Ec.28}$$

$$\dot{n}_{GN Corr Liq V-104} = \frac{87,20}{100} * \dot{n}_{GNAlimentación}$$

$$\dot{n}_{GN Corr Liq V-104} = \frac{87,20}{100} * 62.401,21 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$\dot{n}_{GN Corr Liq V-104} = 54.413,7071 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

En el separador Frío V-104 también se separa el 12,80% que no se condensa de la corriente del gas alimentación y que sale de la corriente gaseosa del separador y el balance se realiza con la Ec.29.

$$\dot{n}_{GN Corr Gas V-104} = \frac{100-\%LGN}{100} * \dot{n}_{GNAlimentación} \quad \text{Ec.29}$$

$$\dot{n}_{GN Corr Gas V-104} = \frac{100 - 87,20}{100} * \dot{n}_{GNAlimentación}$$

$$\dot{n}_{GN\text{Corr Gas } V-104} = \frac{12,80}{100} * 62.401,21 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$\dot{n}_{GN\text{Corr Gas } V-104} = 7.987,50 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Por condiciones de diseño del proceso RSV y la Ec.30, el 75% molar del líquido separado en V-104 se estrangula a 413,47 psia y 85,32 antes de entrar en la parte media y superior de la columna Demetanizadora C-101.

$$\dot{n}_{GN\text{Alimentación } C-101} = \frac{75}{100} * \dot{n}_{GN\text{Corr Liq } V-104} \quad \text{Ec.30}$$

$$\dot{n}_{GN\text{Alimentación } C-101} = \frac{75}{100} * 54.413,71 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$\dot{n}_{GN\text{Alimentación } C-101} = 40.810,28 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Además, con la Ec.31 el 82,6% molar del gas separado en V-104 después de ser expandido y enfriado por el turboexpansor X-102 es enviado al tope de la columna de C-101 como reflujo inferior a una temperatura de -144,4°F.

$$\dot{n}_{GN\text{Reflujo Inf } C-101} = \frac{82,6}{100} * \dot{n}_{GN\text{Corr Gas } V-104} \quad \text{Ec.31}$$

$$\dot{n}_{GN\text{Reflujo Inf } C-101} = \frac{82,6}{100} * 7.987,50 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$\dot{n}_{GN\text{Reflujo Inf } C-101} = 6.597,68 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Por otra parte, el 25% molar del líquido separado y el 17,4% molar del gas separado en V-104 se mezclan y luego se enfría con gas residual en el Condensador de Reflujo E-104 y se estrangula a 398,96 psia y -136,57°F antes de entrar en la parte superior de la columna Demetanizadora C-101. El balance se realiza con la Ec.32.

$$\dot{n}_{GN\text{Reflujo Sup } C-101} = \frac{25}{100} * \dot{n}_{GN\text{Corr Liq } V-104} + \frac{17,4}{100} * \dot{n}_{GN\text{Corr Gas } V-104} \quad \text{Ec.32}$$

$$\dot{n}_{GN\text{Reflujo Sup } C-101} = \left(\frac{25}{100} * 54.413,71 + \frac{17,4}{100} * 7.987,50 \right) \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$\dot{n}_{GN\text{Reflujo Sup } C-101} = (13.603,43 + 1.389,82) \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$\dot{n}_{GN\text{Reflujo Sup } C-101} = 14.993,25 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Con la Ec.33 se verifica que:

$$\dot{n}_{GN \text{ Gas de alimentación al tren}} = \dot{n}_{GN \text{ Alimentación C-101}} + \dot{n}_{GN \text{ Reflujo Inf C-101}} + \dot{n}_{GN \text{ Reflujo Sup C-101}} \quad \text{Ec.33}$$

$$\dot{n}_{GN \text{ Gas de alimentación al tren}} = (40.810,28 + 6.597,68 + 14.993,25) \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$\dot{n}_{GN \text{ Gas de alimentación al tren}} = 62.401,21 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Además, el balance de materia en la Demetanizadora se analiza en función a los componentes clave se determinan con la Ec.34, Ec.35, Ec.36 y Ec.37.

$$C_{2 \text{ ALIMENTACIÓN (C-101)}} = C_{2 \text{ TOPE (C-101)}} + C_{2 \text{ FONDO (C-101)}} \quad \text{Ec.34}$$

Despejando:

$$C_{2 \text{ FONDO (C-101)}} = C_{2 \text{ ALIMENTACIÓN (C-101)}} - C_{2 \text{ TOPE (C-101)}} \quad \text{Ec.35}$$

Reemplazando:

$$C_{2 \text{ FONDO (C-101)}} = (3.830,87 - 76,62) \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$C_{2 \text{ FONDO (C-101)}} = 3.830,87 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Además:

$$C_{1 \text{ ALIMENTACIÓN (C-101)}} = C_{1 \text{ TOPE (C-101)}} + C_{1 \text{ FONDO (C-101)}} \quad \text{Ec.36}$$

Despejando:

$$C_{1 \text{ FONDO (C-101)}} = C_{1 \text{ ALIMENTACIÓN (C-101)}} - C_{1 \text{ TOPE (C-101)}} \quad \text{Ec.37}$$

Reemplazando:

$$C_{1 \text{ FONDO (C-101)}} = (55.734,20 - 55.176,86) \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$C_{1 \text{ FONDO (C-101)}} = 557,34 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

En la Tabla 4.55 se muestra el balance completo de la Columna Demetanizadora de las Unidades Criogénicas en Modo Recuperación de Etano del proceso RSVPP, con el cálculo de los flujos molares totales del tope y el fondo, asimismo los flujos molares parciales de cada componente en ambas corrientes.

Tabla 4.55. Balance de Materia en las Unidades Criogénicas que acompañan la Columna Demetanizadora en Modo Recuperación de Etano con RSVPP

Componentes	ALIMENTACIÓN		TOPE		FONDO	
	%mol	ñ[lb-mol/h]	ñ[lb-mol/h]	%mol	ñ[lb-mol/h]	%mol
N ₂	0,5235	326,6911	326,6911	0,5767	0,0000	0,0000
CO ₂	1,7074	1.065,4591	1.065,4591	1,8809	0,0000	0,0000
C₁	89,3159	55.734,2039	55.176,8619	97,4071	557,3420	9,6834
C₂	6,1391	3.830,8728	76,6175	0,1353	3.754,2553	65,2276
C ₃	1,5090	941,6135	0,0000	0,0000	941,6135	16,3599
iC ₄	0,2533	158,0831	0,0000	0,0000	158,0831	2,7466
nC ₄	0,3327	207,5880	0,0000	0,0000	207,5880	3,6067
iC ₅	0,1003	62,5676	0,0000	0,0000	62,5676	1,0871
nC ₅	0,0615	38,3559	0,0000	0,0000	38,3559	0,6664
nC ₆	0,0402	25,0645	0,0000	0,0000	25,0645	0,4355
nC ₇	0,0133	8,2786	0,0000	0,0000	8,2786	0,1438
nC ₈	0,0035	2,1632	0,0000	0,0000	2,1632	0,0376
nC ₉	0,0005	0,3120	0,0000	0,0000	0,3120	0,0054
Total	100,0001	62.401,2534	56.645,6296	100,0000	5.755,6238	100,0000

Fuente: Elaboración Propia.

Como en PSLCV existen dos unidades criogénicas que acompañan a las columnas Demetanizadoras, la alimentación de la zona de fraccionamiento debe ser el doble de los productos de fondo de dicha columna.

4.4.2.2. Zona de Fraccionamiento

DEETANIZADORA

Balance Global: Para este balance se cumple la Ec.12:

$$ALIMENTACIÓN = TOPE + FONDO \quad \text{Ec.12}$$

Además, el balance de materia en la Deetanizadora se analiza en función a los componentes clave y son útiles para el balance parcial.

Balance Parcial para C₂: Las condiciones de diseño establecen que la recuperación de C₂ es del 95%; por lo tanto, es el porcentaje recuperado en el tope de la columna Deetanizadora. El balance se determina mediante la Ec.51.

$$C_{2\text{TOPE } (C-301)} = \frac{\%Recuperación\ C_2\ (C-301)}{100} * C_{2\text{ALIMENTACIÓN } (C-301)} \quad \text{Ec.51}$$

$$C_{2TOPE (C-301)} = \frac{95}{100} * C_{2ALIMENTACIÓN}$$

$$C_{2TOPE (C-301)} = \frac{95}{100} * 7.508,51 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$C_{2TOPE (C-301)} = 7.133,08 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Además, con la Ec.52:

$$C_{2FONDO (C-301)} = C_{2ALIMENTACIÓN (C-301)} - C_{2TOPE (C-301)} \quad \text{Ec.52}$$

$$C_{2FONDO (C-301)} = (7.508,51 - 7.133,08) \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$C_{2FONDO (C-301)} = 375,42 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Balance Parcial para C₃: La condición indica que recuperación de C₃ es del 99%; por lo tanto, es el porcentaje recuperado en el fondo de la columna Deetanizadora. El balance se determina mediante la Ec.53.

$$C_{3FONDO (C-301)} = \frac{\%Recuperación C_3 (C-301)}{100} * C_{3ALIMENTACIÓN (C-301)} \quad \text{Ec.53}$$

$$C_{3FONDO (C-301)} = \frac{99}{100} * C_{3ALIMENTACIÓN}$$

$$C_{3FONDO (C-301)} = \frac{99}{100} * 1.883,23 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$C_{3FONDO (C-301)} = 1.864,39 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Además, con la Ec.54:

$$C_{3TOPE (C-301)} = C_{3ALIMENTACIÓN (C-301)} - C_{3FONDO (C-301)} \quad \text{Ec.54}$$

$$C_{3TOPE (C-301)} = (1.883,2270 - 1.864,3947) \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$C_{3TOPE (C-301)} = 18,83 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

En la Tabla 4.56 se muestra el balance completo de la Columna Deetanizadora de la Zona de Fraccionamiento en Modo Recuperación de Etano, con el cálculo de los flujos molares totales del tope y fondo, asimismo los flujos molares parciales de cada componente en ambas corrientes.

Tabla 4.56. Balance de Materia en la Columna Deetanizadora en Modo Recuperación de Etano con RSVPP

Componentes	ALIMENTACIÓN		TOPE		FONDO	
	\dot{n} [lb-mol/h]	%mol	\dot{n} [lb-mol/h]	%mol	\dot{n} [lb-mol/h]	%mol
N ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁	1.114,6841	9,6834	1.114,6841	13,4842	0,0000	0,0000
C₂	7.508,5107	65,2276	7.133,0851	86,2880	375,4255	11,5706
C₃	1.883,2270	16,3599	18,8323	0,2278	1.864,3947	57,4606
iC ₄	316,1661	2,7466	0,0000	0,0000	316,1661	9,7442
nC ₄	415,1761	3,6067	0,0000	0,0000	415,1761	12,7957
iC ₅	125,1352	1,0871	0,0000	0,0000	125,1352	3,8567
nC ₅	76,7119	0,6664	0,0000	0,0000	76,7119	2,3643
nC ₆	50,1290	0,4355	0,0000	0,0000	50,1290	1,5450
nC ₇	16,5571	0,1438	0,0000	0,0000	16,5571	0,5103
nC ₈	4,3265	0,0376	0,0000	0,0000	4,3265	0,1333
nC ₉	0,6240	0,0054	0,0000	0,0000	0,6240	0,0192
Total	11.511,2476	100,0000	8.266,6015	100,0000	3.244,6461	100,0000

Fuente: Elaboración Propia.

DEBUTANIZADORA

Balance Global: Se cumple el balance de la Ec.12:

$$ALIMENTACIÓN = TOPE + FONDO \quad \text{Ec.12}$$

Además, el balance de materia en la Debutanizadora se analiza en función a los componentes clave.

Balance Parcial para iC₄: Por condición, la recuperación de iC₄ es del 99,5%; por lo tanto, es el porcentaje recuperado en el tope de la columna Debutanizadora. El balance se determina mediante la Ec.55.

$$iC_{4TOPE (C-302)} = \frac{\%Recuperación iC_4 (C-302)}{100} * iC_{4ALIMENTACIÓN (C-302)} \quad \text{Ec.55}$$

$$iC_{4TOPE (C-302)} = \frac{99,5}{100} * 316,17 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$iC_{4TOPE (C-302)} = 314,58 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

También con la Ec.56:

$$iC_{4FONDO (C-302)} = iC_{4ALIMENTACIÓN (C-302)} - iC_{4TOPE (C-302)} \quad \text{Ec.56}$$

$$iC_{4FONDO (C-302)} = (316,17 - 314,58) \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$iC_{4FONDO} = 1,58 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Balance Parcial para nC₄: La recuperación de nC₄ es del 99%; por lo tanto, es el porcentaje recuperado en el tope de la columna Debutanizadora. El balance se determina mediante la Ec.57.

$$nC_{4TOPE (C-302)} = \frac{\%Recuperación nC_4 (C-302)}{100} * nC_{4ALIMENTACIÓN (C-302)} \quad \text{Ec.57}$$

$$nC_{4TOPE (C-302)} = \frac{99}{100} * 415,18 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$nC_{4TOPE (C-302)} = 411,02 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

También con la Ec.58:

$$nC_{4FONDO (C-302)} = nC_{4ALIMENTACIÓN(C-302)} - nC_{4TOPE (C-302)} \quad \text{Ec.58}$$

$$nC_{4FONDO (C-302)} = (415,18 - 411,02) \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$nC_{4FONDO (C-302)} = 4,15 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Balance Parcial para iC₅: La condición indica que recuperación de iC₅ es del 99%; por lo tanto, es el porcentaje recuperado en el fondo de la columna Debutanizadora. El balance se determina mediante la Ec.59.

$$iC_{5FONDO (C-302)} = \frac{\%Recuperación iC_5 (C-302)}{100} * iC_{5ALIMENTACIÓN (C-302)} \quad \text{Ec.59}$$

$$iC_{5FONDO (C-302)} = \frac{99}{100} * iC_{5ALIMENTACIÓN}$$

$$iC_{5FONDO (C-302)} = \frac{99}{100} * 125,13 \left[\frac{lb - mol}{h} \right] = 123,88 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

También con la Ec.60:

$$iC_{5TOPE (C-302)} = iC_{5ALIMENTACIÓN (C-302)} - iC_{5FONDO (C-302)} \quad \text{Ec.60}$$

$$iC_{5TOPE (C-302)} = (125,13 - 123,88) \left[\frac{lb - mol}{h} \right] = 1,25 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Balance Parcial para nC₅: La recuperación de nC₅ es del 99,5%; por lo tanto, es el porcentaje recuperado en el fondo de la columna Debutanizadora. El balance se determina mediante la Ec.61.

$$nC_{5\text{FONDO (C-302)}} = \frac{\% \text{Recuperación } nC_5 \text{ (C-302)}}{100} * nC_{5\text{ALIMENTACIÓN (C-302)}} \quad \text{Ec.61}$$

$$nC_{5\text{FONDO (C-302)}} = \frac{99,5}{100} * 76,7119 \left[\frac{\text{lb} - \text{mol}}{\text{h}} \right] = 76,3283 \left[\frac{\text{lb} - \text{mol}}{\text{h}} \right]$$

También con la Ec.62:

$$nC_{5\text{TOPE (C-302)}} = nC_{5\text{ALIMENTACIÓN (C-302)}} - nC_{5\text{(C-302)}} \quad \text{Ec.62}$$

$$nC_{5\text{TOPE (C-302)}} = (76,71 - 76,33) \left[\frac{\text{lb} - \text{mol}}{\text{h}} \right] = 0,38 \left[\frac{\text{lb} - \text{mol}}{\text{h}} \right]$$

En la Tabla 4.57 se muestra el balance completo de la Columna Debutanizadora de la Zona de Fraccionamiento en Modo Recuperación de Etano, con el cálculo de los flujos molares totales del tope y el fondo, asimismo los flujos molares parciales de cada componente.

Tabla 4.57. Balance de Materia en la Columna Debutanizadora en Modo Recuperación de Etano con RSVPP

Componentes	ALIMENTACIÓN		TOPE		FONDO	
	ñ[lb-mol/h]	%mol	ñ[lb-mol/h]	%mol	ñ[lb-mol/h]	%mol
N ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₂	375,4255	11,5706	375,4255	12,6531	0,0000	0,0000
C ₃	1.864,3947	57,4606	1.864,3947	62,8363	0,0000	0,0000
iC₄	316,1661	9,7442	314,5853	10,6026	1,5808	0,5695
nC₄	415,1761	12,7957	411,0243	13,8529	4,1518	1,4957
iC₅	125,1352	3,8567	1,2514	0,0422	123,8839	44,6297
nC₅	76,7119	2,3643	0,3836	0,0129	76,3283	27,4976
nC ₆	50,1290	1,5450	0,0000	0,0000	50,1290	18,0592
nC ₇	16,5571	0,5103	0,0000	0,0000	16,5571	5,9648
nC ₈	4,3265	0,1333	0,0000	0,0000	4,3265	1,5586
nC ₉	0,6240	0,0192	0,0000	0,0000	0,6240	0,2248
Total	3.244,6461	100,0000	2.967,0648	100,0000	277,5814	100,0000

Fuente: Elaboración Propia.

DEISOPENTANIZADORA

Balance Global: donde se cumple el balance de la Ec.12:

$$ALIMENTACIÓN = TOPE + FONDO \quad \text{Ec.12}$$

Además, el balance de materia en la Deisopentanizadora se analiza en función a los componentes clave.

Balance Parcial para iC_5 : La condición indica que recuperación de iC_5 es del 99%; por lo tanto, es el porcentaje recuperado en el tope de la columna Deisopentanizadora. El balance se determina mediante la Ec.63.

$$iC_{5\text{TOPE (C-303)}} = \frac{\%Recuperación\ iC_5\ (C-303)}{100} * iC_{5\text{ALIMENTACIÓN (C-303)}} \quad \text{Ec.63}$$

$$iC_{5\text{TOPE (C-303)}} = \frac{99}{100} * iC_{5\text{ALIMENTACIÓN}}$$

$$iC_{5\text{TOPE (C-303)}} = \frac{99}{100} * 123,88 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$iC_{5\text{TOPE (C-303)}} = 122,64 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

También con la Ec.64:

$$iC_{5\text{FONDO (C-303)}} = iC_{5\text{ALIMENTACIÓN (C-303)}} - iC_{5\text{TOPE (C-303)}} \quad \text{Ec.64}$$

$$iC_{5\text{FONDO (C-303)}} = (123,88 - 122,64) \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$iC_{5\text{FONDO (C-303)}} = 1,24 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Balance Parcial para nC_5 : La recuperación de nC_5 es del 99%; por lo tanto, es el porcentaje recuperado en el fondo de la columna Deisopentanizadora. El balance se determina mediante la Ec.65.

$$nC_{5\text{FONDO (C-303)}} = \frac{\%Recuperación\ nC_5\ (C-303)}{100} * nC_{5\text{ALIMENTACIÓN (C-303)}} \quad \text{Ec.65}$$

Reemplazando:

$$nC_{5\text{FONDO (C-303)}} = \frac{99}{100} * nC_{5\text{ALIMENTACIÓN}}$$

$$nC_{5\text{FONDO (C-303)}} = \frac{99}{100} * 76,33 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$nC_{5\text{FONDO (C-303)}} = 75,56 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

También con la Ec.66:

$$nC_{5TOPE (C-303)} = nC_{5ALIMENTACIÓN (C-303)} - nC_{5FONDO (C-303)}$$

Ec.66

Reemplazando:

$$nC_{5TOPE (C-303)} = (76,33 - 75,56) \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

$$nC_{5TOPE (C-303)} = 0,76 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

En la Tabla 4.58 se muestra el balance completo de la Columna Deisopentanizadora de la Zona de Fraccionamiento en Modo Recuperación de Etano del proceso RSVPP, con el cálculo de los flujos molares totales del tope y el fondo, asimismo los flujos molares parciales de cada componente en ambas corrientes.

Tabla 4.58. Balance de Materia en la Columna Deisopentanizadora en Modo Recuperación de Etano con RSVPP

Componentes	ALIMENTACIÓN		TOPE		FONDO	
	\dot{n} [lb-mol/h]	%mol	\dot{n} [lb-mol/h]	%mol	\dot{n} [lb-mol/h]	%mol
N ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₃	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
iC ₄	1,5808	0,5695	1,5808	1,2241	0,0000	0,0000
nC ₄	4,1518	1,4957	4,1518	3,2149	0,0000	0,0000
iC₅	123,8839	44,6297	122,6450	94,9699	1,2388	0,8346
nC₅	76,3283	27,4976	0,7633	0,5910	75,5650	50,9060
nC ₆	50,1290	18,0592	0,0000	0,0000	50,1290	33,7704
nC ₇	16,5571	5,9648	0,0000	0,0000	16,5571	11,1540
nC ₈	4,3265	1,5586	0,0000	0,0000	4,3265	2,9146
nC ₉	0,6240	0,2248	0,0000	0,0000	0,6240	0,4204
Total	277,5814	100,0000	129,1409	100,0000	148,4405	100,0000

Fuente: Elaboración Propia.

4.4.3. Potencia del Compresor

El proceso RSVPP añade un compresor a la entrada de las unidades criogénicas que incrementa la presión hasta 1.000 psig y consecuentemente también se incrementa la temperatura de entrada a los intercambiadores de calor.

El gas de alimentación inicialmente ingresaba a las Unidades Criogénicas a 94 °F y 916 psig (modo rechazo de etano) y a 94,17 °F y 917 psig (en modo recuperación de etano); sin embargo, estas condiciones cambian con el compresor del proceso RSVPP, el cual eleva la presión a 1.000 psig; y mediante el principio de compresión adiabática se puede determinar la nueva temperatura de ingreso del gas de alimentación después de dicha compresión.

Entonces, con la Ec.48 realizando un balance de energía en el compresor se determina el flujo de trabajo que permite conocer la potencia requerida que es igual a la variación de entalpia.

$$W = \Delta H \quad \text{Ec.48}$$

Donde:

$$\Delta H = \dot{m}_{GN\text{Alimentación}} * Cp_{GN} * (T_2 - T_1) \quad \text{Ec.49}$$

Reemplazando la Ec.49 en Ec.48.

$$\dot{W} = \dot{m}_{GN\text{Alimentación}} * Cp_{GN} * (T_{final} - T_{inicial}) \quad \text{Ec.50}$$

Reemplazando datos:

$$\dot{W} = 1.123.221,812 \frac{lb}{h} * 0,64 \frac{BTU}{lb^{\circ}F} * (108,24 - 94,14)^{\circ}F$$

$$\dot{W} = 10.112.711,12 \left[\frac{BTU}{h} \right]$$

Convirtiendo a HP:

$$\dot{W} = 10.112.711,12 \left[\frac{BTU}{h} \right] * \frac{1 W}{3,41 \frac{BTU}{h}} * \frac{1 HP}{745 W}$$

$$\dot{W} = 3.976,94 [HP]$$

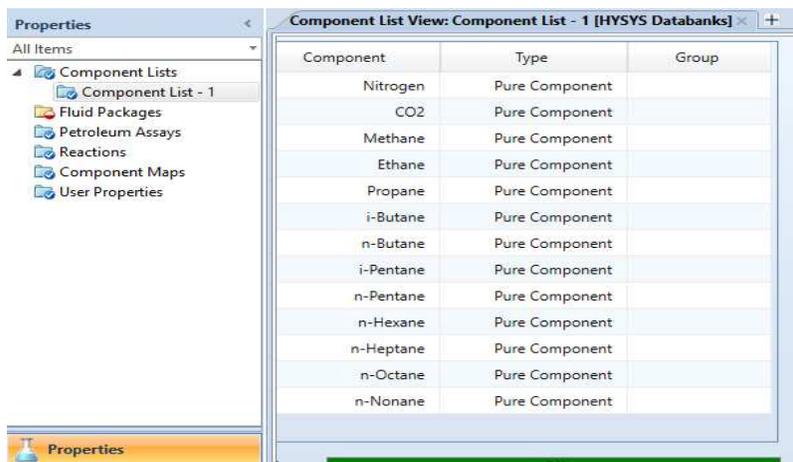
Dado que la potencia requerida del compresor de entrada es 3.976,9 [HP] se opta por elegir uno de 5.000 [HP].

4.5. SIMULACIÓN DE RSVPP EN HYSYS

4.5.1. Parámetros de Alimentación

En la Figura 4.14 se muestra la incorporación de los componentes que conforman el gas de alimentación para la simulación del proceso RSVPP en Aspen Hysys V.14.

Figura 4.14. Componentes de la Corriente de Alimentación para la Simulación



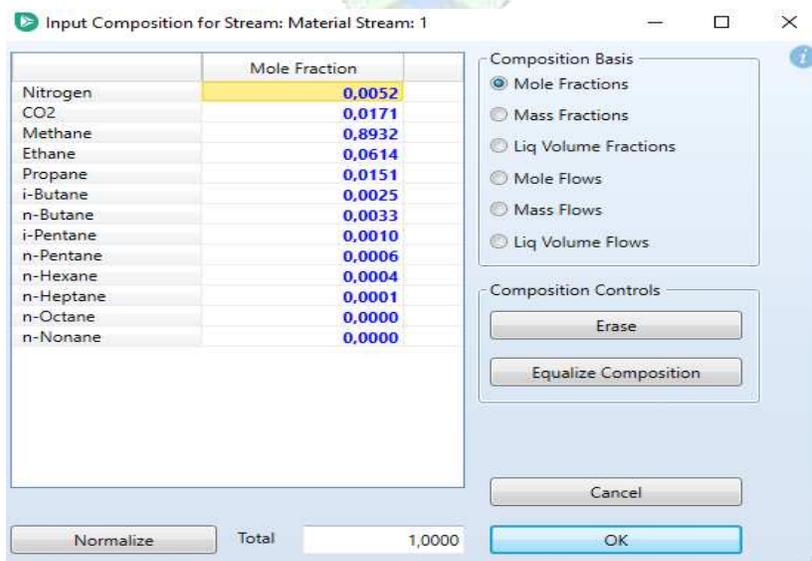
The screenshot shows the 'Component List View: Component List - 1 [HYSYS Databanks]' window. On the left is a tree view with 'Component Lists' expanded to 'Component List - 1'. The main window contains a table with the following data:

Component	Type	Group
Nitrogen	Pure Component	
CO2	Pure Component	
Methane	Pure Component	
Ethane	Pure Component	
Propane	Pure Component	
i-Butane	Pure Component	
n-Butane	Pure Component	
i-Pentane	Pure Component	
n-Pentane	Pure Component	
n-Hexane	Pure Component	
n-Heptane	Pure Component	
n-Octane	Pure Component	
n-Nonane	Pure Component	

Fuente: Elaboración propia en base a la simulación en Aspen Hysys V.14.

Se utiliza la composición de la Figura 4.15 para el gas de alimentación a la Unidad criogénica, considerando que cantidad de agua es despreciable por su previo tratamiento en la Unidad de deshidratación con tamices moleculares.

Figura 4.15. Composición del Gas de Alimentación para la Simulación



The screenshot shows the 'Input Composition for Stream: Material Stream: 1' dialog box. The 'Composition Basis' is set to 'Mole Fractions'. The table below shows the mole fractions for each component:

Component	Mole Fraction
Nitrogen	0,0052
CO2	0,0171
Methane	0,8932
Ethane	0,0614
Propane	0,0151
i-Butane	0,0025
n-Butane	0,0033
i-Pentane	0,0010
n-Pentane	0,0006
n-Hexane	0,0004
n-Heptane	0,0001
n-Octane	0,0000
n-Nonane	0,0000

Additional controls include 'Erase', 'Equalize Composition', 'Cancel', and 'OK' buttons. A 'Total' field is set to 1,0000.

Fuente: Elaboración propia en base a la simulación en Aspen Hysys V.14.

En la Figura 4.16 se muestra las condiciones utilizadas en el gas de alimentación para la simulación del proceso RSVPP en Aspen Hysys V.14.

Figura 4.16. Condiciones de Alimentación para la Simulación

Worksheet	Stream Name	1	Vapour Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	1,0000	1,0000
Properties	Temperature [F]	94,17	94,17
Composition	Pressure [psia]	931,7	931,7
Oil & Gas Feed	Molar Flow [lbmole/hr]	6,240e+004	6,240e+004
Petroleum Assay	Mass Flow [lb/hr]	1,139e+006	1,139e+006
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	2,406e+005	2,406e+005
User Variables	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3,546e+004	-3,546e+004
Notes	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	36,02	36,02
Cost Parameters	Heat Flow [Btu/hr]	-2,213e+009	-2,213e+009
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [barrel/day]	1,007e+008	1,007e+008
Emissions	Fluid Package	Basis-1	

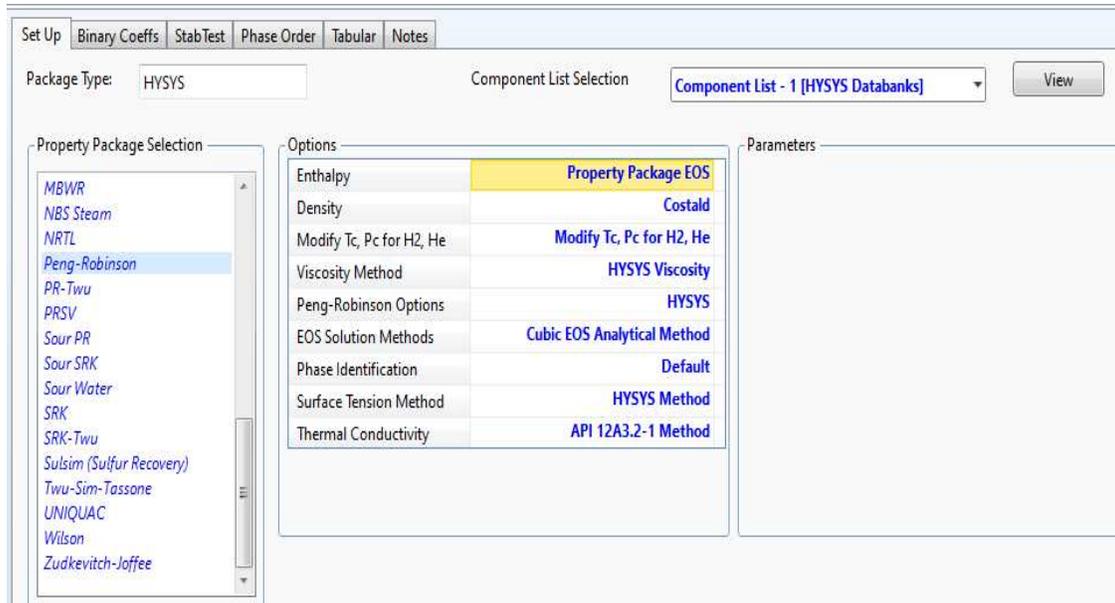
Fuente: Elaboración Propia Elaboración propia en base a la simulación en Aspen Hysys V.14.

4.5.2. Paquete Termodinámico

Se utilizó el software Aspen Hysys V.14 para simular las mejoras del proceso RSV se seleccionó la ecuación de Peng-Robinson como ecuación de estado. La ecuación de Peng-Robinson tiene una alta precisión en los cálculos del equilibrio gas-líquido y en los cálculos de la densidad del líquido para sistemas de hidrocarburos. Los resultados de la simulación de la ecuación de Peng-Robinson siempre suelen estar muy cerca de las condiciones de trabajo reales en el campo de los procesos de LGN, por lo que casi todos los procesos de recuperación de LGN se simulan basándose en la ecuación de Peng-Robinson.

En la Figura 4.17 se observa la selección del paquete termodinámico Peng-Robinson para la simulación del proceso RSVPP en Aspen Hysys V.14.

Figura 4.17. Paquete Termodinámico



Fuente: Elaboración propia en base a la simulación en Aspen Hysys V.14.

4.5.3. Equipos Principales

4.5.3.1. Compresor del Proceso RSVPP

La presión añadida por este equipo influye en el calor latente del gas de alimentación, el cuál es menor a alta presión, lo que favorece más la separación previa de hidrocarburos pesados en el separador criogénico; y una relación de expansión mayor complementará aún más la capacidad de refrigeración. Las condiciones de este compresor se muestran en la Figura 4.18.

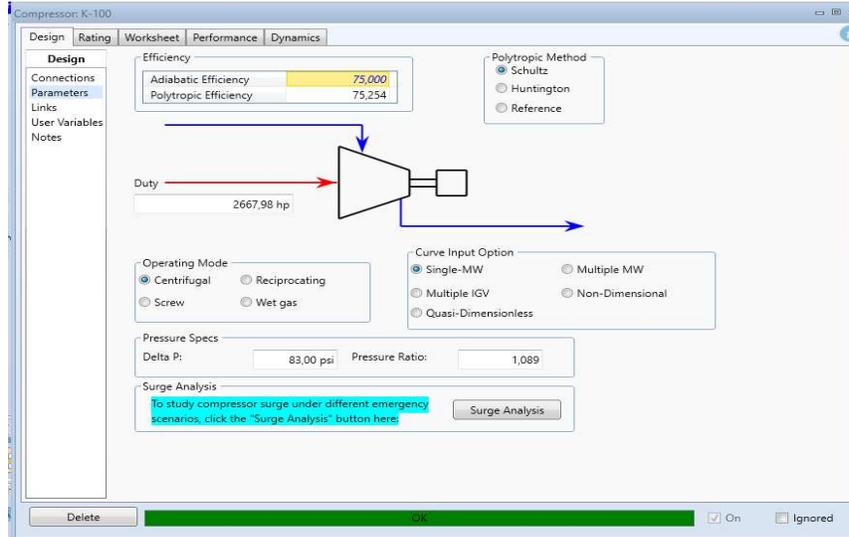
Figura 4.18. Condiciones del Compresor de Entrada del Proceso RSVPP

Compressor: K-100					
	Design	Rating	Worksheet	Performance	Dynamics
Worksheet	Name		1	2	Q-100
Conditions	Vapour	1,0000	1,0000	<empty>	<empty>
Properties	Temperature [F]	94,17	108,1	<empty>	<empty>
Composition	Pressure [psia]	931,7	1015	<empty>	<empty>
PF Specs	Molar Flow [lbmole/hr]	6,240e+004	6,240e+004	<empty>	<empty>
	Mass Flow [lb/hr]	1,139e+006	1,139e+006	<empty>	<empty>
	LiqVol Flow [barrel/day]	2,406e+005	2,406e+005	<empty>	<empty>
	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3,546e+004	-3,535e+004	<empty>	<empty>
	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	36,02	36,07	<empty>	<empty>
	Heat Flow [Btu/hr]	-2,213e+009	-2,206e+009	6,789e+006	

Fuente: Elaboración propia en base a la simulación en Aspen Hysys V.14.

Además, respecto a la potencia del compresor a implementarse para elevar la presión del gas de alimentación, como indica la Figura 4.19 en la simulación se obtiene un resultado de 2667,98 [HP].

Figura 4.19. Potencia del Compresor en la Simulación



Fuente: Elaboración propia en base a la simulación en Aspen Hysys V.14.

4.5.3.2. Intercambiadores de Calor

Con el compresor de entrada, el gas de alimentación intercambia calor de manera más eficiente en los preenfriadores a alta presión denominados también Cajas Frías. Las condiciones del primer intercambiador de calor E-101 se muestran en la Figura 4.20.

Figura 4.20. Condiciones de E-101 de la Simulación

LNG: E-101						
Design	Rating	Worksheet	Performance	Dynamics	Wound Coil	EDR
Worksheet		Name	2	14	20R	33R 36
Conditions		Vapour	1,0000	1,0000	1,0000	0,0000 0,0000
Properties		Temperature [F]	118,9	120,5	91,40	37,90 65,98
Composition		Pressure [psia]	725,2	372,7	725,2	391,4 469,9
PF Specs		Molar Flow [lbmole/hr]	1,248e+005	1,253e+005	1,379e+004	2,205e+004 1,330e+004
		Mass Flow [lb/hr]	2,343e+006	2,063e+006	2,273e+005	8,008e+005 5,073e+005
		Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	4,870e+005	4,598e+005	5,058e+004	1,220e+005 7,770e+004
		Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3,495e+004	-3,284e+004	-3,342e+004	-6,741e+004 -5,670e+004
		Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	37,21	38,05	36,02	29,04 29,05
		Heat Flow [Btu/hr]	-4,364e+009	-4,117e+009	-4,608e+008	-1,486e+009 -7,540e+008
Worksheet		Name	49	3	15	21 34
Conditions		Vapour	0,0000	1,0000	1,0000	1,0000 0,1693
Properties		Temperature [F]	-35,11	50,00	156,7	46,40 42,80
Composition		Pressure [psia]	18,13	719,4	366,9	719,4 391,4
PF Specs		Molar Flow [lbmole/hr]	3634	1,248e+005	1,253e+005	1,379e+004 2,205e+004

Fuente: Elaboración propia en base a la simulación en Aspen Hysys V.14.

En la Figura 4.21 se muestran las condiciones del Intercambiador E-102 para la simulación del proceso RSVPP en Aspen Hysys V.14.

Figura 4.21. Condiciones de E-102 de la Simulación

Worksheet	Name	3	13	21	31B	4
Conditions	Vapour	1,0000	1,0000	1,0000	0,0000	0,8145
Properties	Temperature [F]	50,00	-90,40	46,40	23,88	-76,00
Composition	Pressure [psia]	719,4	378,5	719,4	390,6	713,6
PF Specs	Molar Flow [lbmole/hr]	1,248e+005	1,253e+005	1,379e+004	3,307e+004	1,248e+005
	Mass Flow [lb/hr]	2,343e+006	2,063e+006	2,273e+005	1,225e+006	2,343e+006
	Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	4,870e+005	4,598e+005	5,058e+004	1,729e+005	4,870e+005
	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3,572e+004	-3,483e+004	-3,387e+004	-8,371e+004	-3,781e+004
	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	35,82	33,75	35,19	28,44	31,01
	Heat Flow [Btu/hr]	-4,459e+009	-4,366e+009	-4,669e+008	-2,768e+009	-4,720e+009
	Name	14	22	32		
	Vapour	1,0000	0,0000	0,3574		
	Temperature [F]	120,5	-113,6	32,00		
	Pressure [psia]	372,7	713,6	390,6		
	Molar Flow [lbmole/hr]	1,253e+005	1,379e+004	3,307e+004		

Fuente: Elaboración propia en base a la simulación en Aspen Hysys V.14.

4.5.3.3. Separador Frío o Criogénico

Las condiciones de operación para la simulación del proceso RSVPP que debe cumplir el Separador Frío también denominado Separador Criogénico, se especifican en la Figura 4.22.

Figura 4.22. Condiciones del Separador Frío de la Simulación

Worksheet	Name	4	25	5
Conditions	Vapour	1,0000	0,0000	1,0000
Properties	Temperature [F]	0,0000	0,0000	0,0000
Composition	Pressure [psia]	1003	1003	1003
PF Specs	Molar Flow [lbmole/hr]	6,240e+004	0,0000	6,240e+004
	Mass Flow [lb/hr]	1,139e+006	0,0000	1,139e+006
	Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	2,406e+005	0,0000	2,406e+005
	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3,668e+004	-5,324e+004	-3,668e+004
	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	33,48	26,00	33,48
	Heat Flow [Btu/hr]	-2,289e+009	-0,0000	-2,289e+009

Fuente: Elaboración propia en base a la simulación en Aspen Hysys V.14.

4.5.3.4. Expander

Este equipo es característico de las unidades criogénicas debido a que cumple la función de una válvula J-T de los sistemas de ajuste de punto de rocío. Las condiciones de operación que debe cumplir el Expander, se especifican en la Figura 4.23.

Figura 4.23. Condiciones del Expander de la Simulación

Worksheet	Name	6	7	Q-101
Conditions	Vapour	1,0000	0,9584	<empty>
Properties	Temperature [F]	0,0000	-79,98	<empty>
Composition	Pressure [psia]	1003	391,6	<empty>
PF Specs	Molar Flow [lbmole/hr]	3,744e+004	3,744e+004	<empty>
	Mass Flow [lb/hr]	6,832e+005	6,832e+005	<empty>
	Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	1,444e+005	1,444e+005	<empty>
	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3,668e+004	-3,709e+004	<empty>
	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	33,48	33,84	<empty>
	Heat Flow [Btu/hr]	-1,373e+009	-1,389e+009	1,537e+007

Fuente: Elaboración propia en base a la simulación en Aspen Hysys V.14.

4.5.3.5. Demetanizadora

Este equipo es el más importante de cada unidad criogénica debido a que se encarga de la separación de los componentes del gas residual y de los LGN. Las condiciones de operación que debe cumplir la columna Demetanizadora de las Unidades Criogénicas se especifican en la Figura 4.24.

Figura 4.24. Condiciones de la Columna Demetanizadora de la Simulación

Worksheet	Name	24 @COL1	11 @COL1	7 @COL1	28 @COL1	30 @COL1	32 @COL1	34 @COL1	12 @COL1	291 @COL1
Conditions	Vapour	0,4235	0,3229	0,9237	0,2782	0,0000	0,3574	0,1693	1,0000	0,0000
Properties	Temperature [F]	-146,2	-141,0	-118,6	-108,5	17,60	32,00	42,80	-142,3	19,19
Compositions	Pressure [psia]	391,6	391,6	391,6	391,6	389,9	390,6	391,4	384,3	389,9
PF Specs	Molar Flow [lbmole/hr]	1,379e+004	4,068e+004	6,101e+004	2,316e+004	3,307e+004	3,307e+004	2,205e+004	1,259e+005	3,307e+004
	Mass Flow [lb/hr]	2,273e+005	7,079e+005	1,062e+006	5,732e+005	1,256e+006	1,225e+006	8,008e+005	2,063e+006	1,256e+006
	Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	5,058e+004	1,534e+005	2,301e+005	1,035e+005	1,671e+005	1,729e+005	1,220e+005	4,598e+005	1,672e+005
	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3,663e+004	-3,805e+004	-3,644e+004	-4,470e+004	-9,436e+004	-8,218e+004	-6,667e+004	-3,545e+004	-9,424e+004
	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	27,93	27,41	32,35	26,22	27,84	31,58	30,53	31,92	27,93
	Heat Flow [Btu/hr]	-5,077e+008	-1,548e+009	-2,223e+009	-1,035e+009	-3,121e+009	-2,718e+009	-1,470e+009	-4,443e+009	-3,116e+009
	Name	31 @COL1	33 @COL1	29 @COL1						
	Vapour	0,0000	0,0000	0,0000						
	Temperature [F]	23,87	37,99	64,49						
	Pressure [psia]	390,6	391,4	391,6						
	Molar Flow [lbmole/hr]	3,307e+004	2,205e+004	1,330e+004						
	Mass Flow [lb/hr]	1,225e+006	8,008e+005	5,073e+005						
	Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	1,729e+005	1,220e+005	7,770e+004						
	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-8,375e+004	-6,734e+004	-5,672e+004						
	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	28,44	29,04	29,04						
	Heat Flow [Btu/hr]	-2,770e+009	-1,485e+009	-7,543e+008						

Fuente: Elaboración propia en base a la simulación en Aspen Hysys V.14.

En la Figura 4.25 se muestran la composición de la corriente de Gas Residual para la simulación del proceso RSVPP en Aspen Hysys V.14.

Figura 4.25. Composición de Gas Residual en la Simulación

Material Stream: 19		Mole Fractions	Vapour Phase
Methane		0.9770	0.9770
Ethane		0.0055	0.0055
Propane		0.0000	0.0000

Fuente: Elaboración propia en base a la simulación en Aspen Hysys V.14.

4.5.3.6. Deetanizadora

En representación de la Zona de Fraccionamiento, la deetanizadora tiene un rol esencial principalmente en el modo de operación de recuperación de etano. Las condiciones de operación que debe cumplir la columna Demetanizadora se especifican en la Figura 4.26.

Figura 4.26. Condiciones de la Columna Deetanizadora de la Simulación

Name	42 @COL2	37 @COL2	38 @COL2	43 @COL2
Vapour	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000
Temperature [F]	45.70	77.00	69.96	129.5
Pressure [psia]	464.1	464.1	456.9	464.1
Molar Flow [lbmole/hr]	1165	1.330e+004	7769	6695
Mass Flow [lb/hr]	3.958e+004	5.073e+005	2.639e+005	2.830e+005
Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	6412	7.770e+004	4.275e+004	4.136e+004
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-6.259e+004	-5.636e+004	-5.867e+004	-4.928e+004
Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	30.38	29.68	37.99	29.99
Heat Flow [Btu/hr]	-7.294e+007	-7.496e+008	-4.558e+008	-3.299e+008

Fuente: Elaboración propia en base a la simulación en Aspen Hysys V.14.

La Figura 4.27 muestra la composición de la corriente de Etano para la simulación del proceso RSVPP en Aspen Hysys V.14.

Figura 4.27. Composición de la Recuperación de Etano en la Simulación

Material Stream: 39			
Worksheet Attachments Dynamics			
Worksheet		Mole Fractions	Vapour Phase
Conditions	Methane	0.0000	0.0000
Properties	Ethane	0.7362	0.7362
Composition	Propane	0.0994	0.0994
Oil & Gas Feed	i-Butane	0.0075	0.0075
Petroleum Assay	n-Butane	0.0067	0.0067
K Value	i-Pentane	0.0002	0.0002
User Variables			

Fuente: Elaboración propia en base a la simulación en Aspen Hysys V.14.

4.5.4. Resultados de la Simulación

Los resultados de la simulación en Hysys respecto a la recuperación de Gas Residual y Etano en el proceso RSVPP se sintetizan en la Tabla 4.59.

Tabla 4.59. Resultados de la Simulación RSVPP

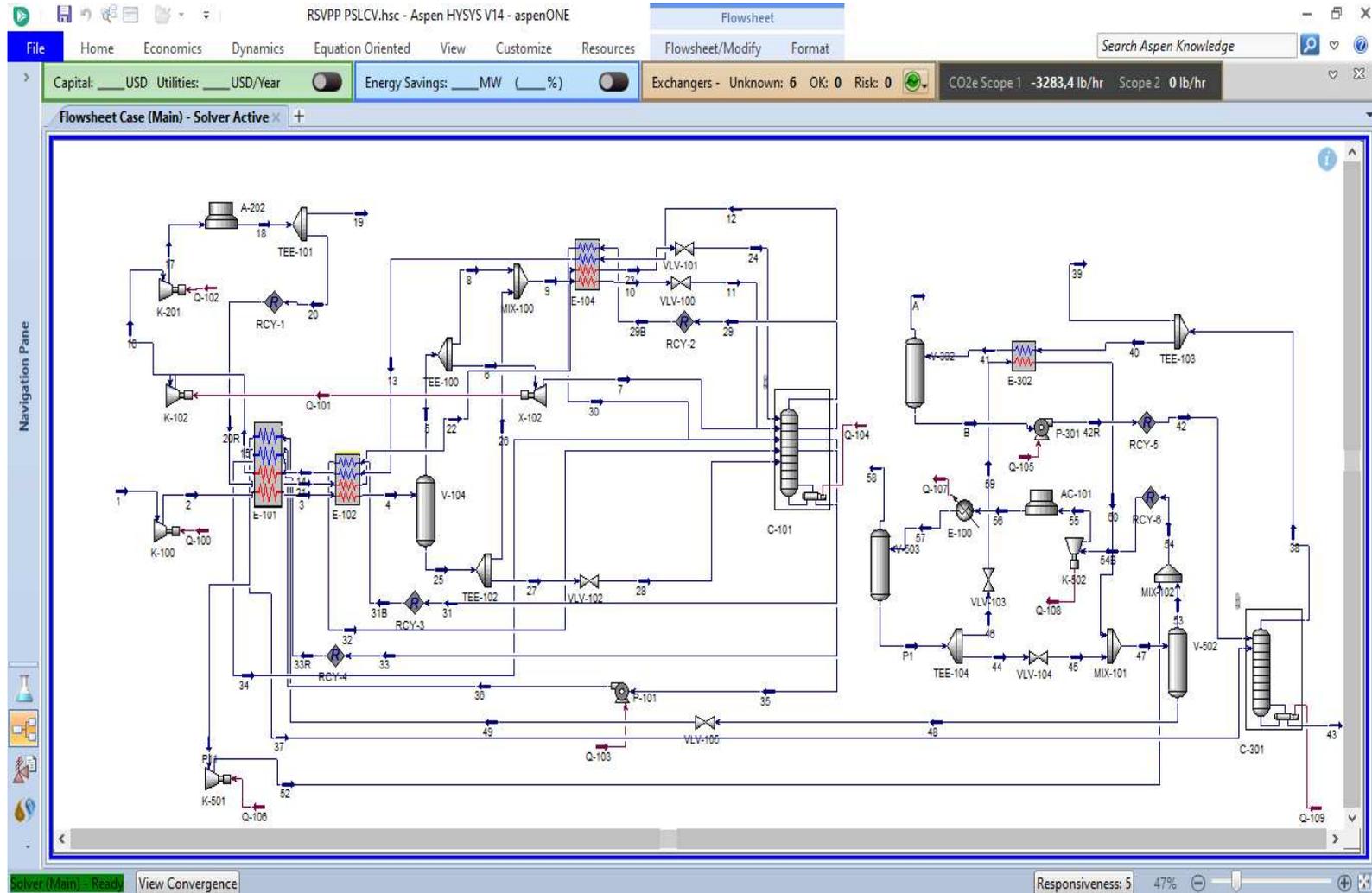
Productos	RSVPP con Hysys
Gas Residual [lb-mol/h]	94.651,83
Etano [lb-mol/h]	8.203,63

Fuente: Elaboración Propia.

4.5.5. Esquema de Simulación RSVPP

La Figura 4.28 muestra el esquema detallado del proceso RSVPP aplicado y adecuado a la operatividad de la PSLCV, mostrando todos los equipos principales de la Unidad Criogénica y parte del fraccionamiento para la recuperación de etano.

Figura 4.28. Esquema de la Simulación de RSVPP



Fuente: Elaboración Propia.

4.6. PRODUCTOS OBTENIDOS CON EL PROCESO RSVPP

La Tabla 4.60 muestra los flujos molares de los productos obtenidos en el proceso RSVPP en ambos modos de operación de las Unidades Criogénicas y la Zona de Fraccionamiento.

Tabla 4.60. Productos Obtenidos del BM&E

Proceso de Unidades Criogénicas	Proceso RSVPP	
	Rechazo de Etano	Recuperación de Etano
Gas Residual [lb-mol/h]	92.403,53	94.666,18
Etano [lb-mol/h]	0,00	8.266,60
GLP [lb-mol/h]	4.084,62	2.967,06
Isopentano [lb-mol/h]	118,92	129,14
Gasolina Estabilizada [lb-mol/h]	136,69	148,44

Fuente: Elaboración Propia.

4.6.1. Productos Obtenidos Modo Rechazo de Etano

Para expresar los productos en unidades comerciales se hace la conversión de flujo molar a unidades volumétricas o unidades de energía en el caso del gas residual que se comprime juntamente con el etano, por otra parte, se convierte a flujo másico en el caso del GLP, el isopentano y la gasolina estabilizada se expresan directamente en unidades volumétricas.

4.6.1.1. Gas Residual con Etano

De la corriente que sale del tope de la columna Demetanizadora excluyendo el reciclo de gas residual que se inyecta como reflujo, representa un 83,56%. En esta corriente se encuentra el etano.

$$\begin{aligned} \dot{n}_{GN\text{Residual(Salida del Tope C-101)}} &= 55.291,7260 \left[\frac{\text{lb} - \text{mol}}{\text{h}} \right] \\ \dot{n}_{GN\text{Residual(Unidad Compresión)}} &= \frac{83,56}{100} * \dot{n}_{GN\text{Residual(Salida del Tope C-101)}} \\ \dot{n}_{GN\text{Residual(Unidad Compresión)}} &= \frac{83,56}{100} * 55.291,7260 \left[\frac{\text{lb} - \text{mol}}{\text{h}} \right] \\ \dot{n}_{GN\text{Residual(Unidad Compresión)}} &= 46.201,7663 \left[\frac{\text{lb} - \text{mol}}{\text{h}} \right] \end{aligned}$$

Considerando que se trabaja con dos trenes criogénicos paralelos el flujo molar total del gas residual que sale de compresión es el doble.

$$\dot{n}_{GN\text{ Residual Total (Unidad Compresión)}} = 92.403,5325 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

Convirtiendo a flujo volumétrico estándar

$$92.403,53 \frac{lb - mol}{h} * \frac{379,6\ SCF}{1\ lb - mol} * \frac{24\ h}{1\ día} = 841,83 * 10^6 \frac{SCF}{día}$$

$$V_{Gas\ Residual\ (Unidad\ Compresión)} = 841,83\ MMSCFD$$

O bien:

$$92.403,5325 \frac{lb - mol}{h} * \frac{379,6\ SCF}{1\ lb - mol} * \frac{24\ h}{1\ día} * \frac{365\ días}{1\ año} = 307.269,10 * 10^6 \frac{SCF}{año}$$

$$V_{Gas\ Residual\ (Unidad\ Compresión)} = 307.269,10 \frac{MMSCF}{año} = 307.269,10 \frac{MMft^3}{año}$$

También se determina la cantidad de gas residual en función a su valor calorífico debido a que para exportación se utiliza este parámetro. En la Tabla 4.61 se muestra las fracciones molares de los componentes del gas residual incluyendo sus valores caloríficos.

Tabla 4.61. Valor Calorífico del Gas Residual en Modo Rechazo de Etano con RSVPP

Componentes	Xi	Valor Calorífico PC [BTU/ft ³]	Xi*PC
C ₁	0,9360	2.516,1	2.355,05
C ₂	0,0640	3.251,9	208,15
Total	1,0000		2.563,20

Fuente: Elaboración Propia.

Entonces se tiene el valor calorífico del gas residual.

$$PC_{Gas\ Residual\ (Unidad\ Compresión)} = 2.563,20 \frac{BTU}{ft^3}$$

$$307.269,10 \frac{MMft^3}{año} * 2.563,20 \frac{BTU}{ft^3} = 787.591.368,3 [MMBTUA]$$

Es importante resaltar que para la producción de gas residual se considera solo un 80% expresado en función a su valor calorífico, porque dicho porcentaje es el que se va directamente a ventas, es decir 630.073.094,62 [MMBTUA].

4.6.1.2. GLP

El GLP se lo obtiene del tope de la columna Debutanizadora de la zona de Fraccionamiento.

$$\dot{n}_{GLP} = 4.084,62 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

En la Tabla 4.62 se muestra las fracciones molares y peso molecular de los componentes para determinar el peso molecular promedio según la composición de la corriente para el cálculo del peso molecular promedio del GLP.

Tabla 4.62. Peso Molecular Promedio del GLP en Modo Rechazo de Etano con RSVPP

Componentes	Xi	Peso Molecular [lb/lb-mol]	Xi*PM
C ₁	0,3769	16,04	6,0473
C ₂	0,0345	30,20	1,0433
C ₃	0,4246	44,10	18,7217
iC ₄	0,0709	58,12	4,1222
nC ₄	0,0927	58,12	5,3859
iC ₅	0,0003	72,15	0,0204
nC ₅	0,0001	72,15	0,0062
Total	1,0000		35,3470

Fuente: Elaboración Propia.

Entonces:

$$\dot{m}_{GLP} = 4.084,6191 \frac{lb - mol}{h} * 35,3470 \frac{lb}{lb - mol} * \frac{0,4536 kg}{1 lb} * \frac{1 TM}{1000 kg} * \frac{24 h}{día}$$

$$\dot{m}_{GLP} = 1.571,77 [TMD]$$

O bien:

$$\dot{m}_{GLP} = 1.571,77 \left[\frac{TM}{día} \right] * \frac{365 días}{1 año}$$

$$\dot{m}_{GLP} = 573.695,73 [TMA]$$

4.6.1.3. Isopentano

El isopentano se lo obtiene del tope de la columna Deisopentanizadora de la zona de Fraccionamiento.

$$\dot{n}_{Isopentano} = 118,93 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

En la Tabla 4.63 se muestra las fracciones molares y peso molecular de los componentes para el cálculo del peso molecular promedio del isopentano según la composición de la corriente.

Tabla 4.63. Peso Molecular Promedio del Isopentano en Modo Rechazo de Etano con RSVPP

Componentes	Xi	Peso Molecular [lb/lb-mol]	Xi*PM
iC ₄	0,0122	58,12	0,7115
nC ₄	0,0321	58,12	1,8686
iC ₅	0,9497	72,15	68,5208
nC ₅	0,0059	72,15	0,4264
Total	1,0000		71,5274

Fuente: Elaboración Propia.

En la Tabla 4.64 se muestra el flujo molar, másico y la densidad de cada componente de la corriente de isopentano para el cálculo del flujo volumétrico total de dicha corriente.

Tabla 4.64. Cálculo del Flujo Volumétrico del Isopentano en Modo Rechazo de Etano con RSVPP

Componentes	Moles [lb-mol]	Masa [lb/h]	Densidad [lb/ft ³]	V [ft ³ /h]
iC ₄	1,4557	84,6110	35,1099	2,4099
nC ₄	3,8231	222,2153	36,4266	6,1004
iC ₅	112,9370	8.148,4037	39,1000	208,3991
nC ₅	0,7029	50,7117	39,0800	1,2976
Total	118,9187	8.505,9418		218,2070

Fuente: Elaboración Propia.

$$V_{Isopentano} = 218,21 \left[\frac{ft^3}{h} \right] * \frac{1 Bbl}{5,61458 ft^3} * \frac{24 h}{día}$$

$$V_{Isopentano} = 932,74 [BPD]$$

Convirtiendo en flujo anual.

$$V_{Isopentano} = 932,74 [BPD] * \frac{365 días}{1 año}$$

$$V_{Isopentano} = 340 451,64[BPA]$$

4.6.1.4. Gasolina Estabilizada

Del fondo de la columna Deisopentanizadora, que es la última unidad de la zona de fraccionamiento, se obtiene la gasolina estabilizada.

$$\dot{n}_{Gasolina} = 136,69 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

En la Tabla 4.65 Se muestra las fracciones molares y peso molecular de los componentes para el cálculo del peso molecular promedio de la Gasolina.

Tabla 4.65. Peso Molecular Promedio de la Gasolina Estabilizada en Modo Rechazo de Etano con RSVPP

Componentes	Xi	Peso Molecular [lb/lb-mol]	Xi*PM
iC ₅	0,0083	72,15	0,6021
nC ₅	0,5091	72,15	36,7286
nC ₆	0,3377	84,16	28,4215
nC ₇	0,1115	100,20	11,1768
nC ₈	0,0291	114,23	3,3294
nC ₉	0,0042	128,20	0,5389
Total	1,0000		80,7974

Fuente: Elaboración Propia.

En la Tabla 4.66 se muestra el flujo molar, donde se determina el flujo másico mediante el peso molecular y se utiliza la densidad de cada componente de la corriente de Gasolina para el cálculo del flujo volumétrico total de dicha corriente.

Tabla 4.66. Cálculo del Flujo Volumétrico de la Gasolina Estabilizada en Modo Rechazo de Etano con RSVPP

Componentes	Moles [lb-mol]	Masa [lb/h]	Densidad [lb/ft ³]	V [ft ³ /h]
iC ₅	1,1408	82,3071	39,1000	2,1050
nC ₅	69,5836	5.020,4600	39,0800	128,4662
nC ₆	46,1610	3.884,9543	42,0000	92,4989
nC ₇	15,2465	1.527,7634	42,7000	35,7790
nC ₈	3,9840	455,0984	43,9000	10,3667
nC ₉	0,5746	73,6660	44,8000	1,6443
Total	136,6906	11.044,2492		270,8602

Fuente: Elaboración Propia.

Entonces:

$$V_{Gasolina} = 270,8602 \left[\frac{ft^3}{h} \right] * \frac{1 Bbl}{5,61458 ft^3} * \frac{24 h}{día}$$

$$V_{Gasolina} = 1.157,82 \text{ [BPD]}$$

Convirtiendo a flujo volumétrico anual.

$$V_{Gasolina} = 1.157,82 \text{ [BPD]} * \frac{365 \text{ días}}{1 \text{ año}}$$

$$V_{Gasolina} = 422.602,49 \left[\frac{\text{Bbl}}{\text{año}} \right]$$

4.6.2. Productos Obtenidos Modo Recuperación de Etano

Para expresar los productos en unidades comerciales se hace la conversión de flujo molar a unidades volumétricas o unidades de energía en el caso del gas residual, respecto al etano y GLP se convierte a flujo másico, en cuanto al isopentano y la gasolina estabilizada se expresan directamente en unidades volumétricas.

4.6.2.1. Gas Residual

De la corriente que sale del tope de la columna Demetanizadora excluyendo el reciclo de gas residual que se inyecta como reflujo, representa un 83,56%.

$$\dot{n}_{GN \text{ Residual (Salida del Tope C-101)}} = 56.645,63 \left[\frac{\text{lb} - \text{mol}}{\text{h}} \right]$$

$$\dot{n}_{GN \text{ Residual (Unidad Compresión)}} = \frac{83,56}{100} * \dot{n}_{GN \text{ Residual (Salida del Tope C-101)}}$$

$$\dot{n}_{GN \text{ Residual (Unidad Compresión)}} = \frac{83,56}{100} * 56.645,63 \left[\frac{\text{lb} - \text{mol}}{\text{h}} \right]$$

$$\dot{n}_{GN \text{ Residual (Unidad Compresión)}} = 47.333,09 \left[\frac{\text{lb} - \text{mol}}{\text{h}} \right]$$

Considerando de que se trabaja con dos trenes criogénicos paralelos el flujo molar total del gas residual que sale de compresión es el doble.

$$\dot{n}_{GN \text{ Residual Total (Unidad Compresión)}} = 94.666,18 \left[\frac{\text{lb} - \text{mol}}{\text{h}} \right]$$

Convirtiendo a flujo volumétrico estándar:

$$94.666,1762 \frac{\text{lb} - \text{mol}}{\text{h}} * \frac{379,6 \text{ SCF}}{1 \text{ lb} - \text{mol}} * \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ día}} = 862,45 * 10^6 \frac{\text{SCF}}{\text{día}} = 862,45 \text{ MMSCFD}$$

O bien:

$$862,45 \text{ MMSCFD} * \frac{365 \text{ días}}{1 \text{ año}} = 314.793,06 \frac{\text{MMSCF}}{\text{año}}$$

$$V_{Gas \text{ Residual (Unidad Compresión)}} = 314.793,06 \left[\frac{\text{MMSCF}}{\text{año}} \right] = 314.793,06 \left[\frac{\text{MMft}^3}{\text{año}} \right]$$

En la Tabla 4.67 se muestra las fracciones molares de los componentes del gas residual incluyendo sus valores caloríficos para el cálculo del valor calorífico del Gas Residual.

Tabla 4.67. Valor Calorífico del Gas Residual en Modo Recuperación de Etano con RSVPP

Componentes	Xi	Valor Calorífico PC [BTU/ft ³]	Xi*PC
C ₁	0,9986	2516,1	2.512,61
C ₂	0,0014	3251,9	4,50
Total	1,0000		2.517,11

Fuente: Elaboración Propia.

Entonces:

$$PC_{Gas\ Residual\ (Unidad\ Compresión)} = 2.517,11 \frac{BTU}{ft^3}$$

Por lo tanto:

$$314\ 793,0569 \frac{MMft^3}{año} * 2517,11 \frac{BTU}{ft^3} = 792\ 369\ 972,2 \left[\frac{MMBTU}{año} \right]$$

4.6.2.2. Etano

El Etano se lo obtiene del tope de la columna Deetanizadora de la zona de Fraccionamiento.

$$\dot{n}_{Etano} = 8266,60 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

En la Tabla 4.68 se muestra las fracciones molares y peso molecular de los componentes para el cálculo del peso molecular promedio del Etano.

Tabla 4.68. Peso Molecular Promedio del Etano en Modo Recuperación de Etano con RSVPP

Componentes	Xi	Peso Molecular [lb/lb-mol]	Xi*PM
C ₁	0,1348	16,04	2,1633
C ₂	0,8629	30,20	26,0590
C ₃	0,0023	44,10	0,1005
Total	1,0000		28,3227

Fuente: Elaboración Propia.

Entonces:

$$\dot{m}_{Etano} = 8.266,6015 \frac{lb - mol}{h} * 28,3227 \frac{lb}{lb - mol} * \frac{0,4536 kg}{1 lb} * \frac{1 TM}{1000 kg} * \frac{24 h}{día}$$

$$\dot{m}_{Etano} = 2.548,86 [TMD]$$

O bien:

$$\dot{m}_{Etano} = 2 548,86 \left[\frac{TM}{día} \right] * \frac{365 días}{1 año}$$

$$\dot{m}_{Etano} = 930.333,90 [TMA]$$

4.6.2.3. GLP

El GLP se lo obtiene del tope de la columna Debutanizadora de la zona de Fraccionamiento.

$$\dot{n}_{GLP} = 2967,06 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

En la Tabla 4.69 se muestra las fracciones molares y peso molecular de los componentes para determinar el peso molecular promedio del GLP.

Tabla 4.69. Peso Molecular Promedio del GLP en Modo Recuperación de Etano con RSVPP

Componentes	Xi	Peso Molecular [lb/lb-mol]	Xi*PM
C ₁	0,0000	16,04	0,0000
C ₂	0,1265	30,20	3,8212
C ₃	0,6284	44,10	27,7089
iC ₄	0,1060	58,12	6,1626
nC ₄	0,1385	58,12	8,0519
iC ₅	0,0004	72,15	0,0304
nC ₅	0,0001	72,15	0,0093
Total	1,0000		45,7844

Fuente: Elaboración Propia.

Entonces:

$$\dot{m}_{GLP} = 2.967,06 \frac{lb - mol}{h} * 45,7844 \frac{lb}{lb - mol} * \frac{0,4536 kg}{1 lb} * \frac{1 TM}{1000 kg} * \frac{24 h}{día}$$

$$\dot{m}_{GLP} = 1.478,87 [TMD]$$

O bien:

$$\dot{m}_{GLP} = 1.478,87 \left[\frac{TM}{día} \right] * \frac{365 \text{ días}}{1 \text{ año}}$$

$$\dot{m}_{GLP} = 539.786,41 [TMA]$$

4.6.2.4. Isopentano

El isopentano se lo obtiene del tope de la columna Deisopentanizadora de la zona de Fraccionamiento.

$$\dot{n}_{Isopentano} = 129,14 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

En la Tabla 4.70 se determina el peso molecular promedio del isopentano según la composición de la corriente, es decir mediante las fracciones molares y peso molecular de los componentes.

Tabla 4.70. Peso Molecular Promedio del Isopentano en Modo Recuperación de Etano con RSVPP

Componentes	Xi	Peso Molecular [lb/lb-mol]	Xi*PM
iC ₄	0,0122	58,12	0,7115
nC ₄	0,0321	58,12	1,8686
iC ₅	0,9497	72,15	68,5208
nC ₅	0,0059	72,15	0,4264
Total	1,0000		71,5274

Fuente: Elaboración Propia.

En la Tabla 4.71 se muestra el flujo molar, másico y la densidad de cada componente de la corriente de Isopentano para el cálculo del flujo volumétrico total de dicha corriente.

Tabla 4.71. Cálculo del Flujo Volumétrico del Isopentano en Modo Recuperación de Etano con RSVPP

Componentes	Moles [lb-mol]	Masa [lb/h]	Densidad [lb/ft ³]	V [ft ³ /h]
iC ₄	1,5808	91,8842	35,1099	2,6170
nC ₄	4,1518	241,3169	36,4266	6,6247
iC ₅	122,6450	8.848,8396	39,1000	226,3130
nC ₅	0,7633	55,0709	39,0800	1,4092
Total	129,1409	9.237,1116		236,9640

Fuente: Elaboración Propia.

Entonces:

$$V_{Isopentano} = 236,9640 \left[\frac{ft^3}{h} \right] * \frac{1 Bbl}{5,614578 ft^3} * \frac{24 h}{día}$$

$$V_{Isopentano} = 1.434,97 [BPD]$$

Convirtiendo:

$$V_{Isopentano} = 1.434,97 [BPD] * \frac{365 días}{1 año}$$

$$V_{Isopentano} = 523.765,50[BPA]$$

4.6.2.5. Gasolina Estabilizada

Del fondo de la columna Deisopentanizadora, que es la última unidad de la zona de fraccionamiento, se obtiene la gasolina estabilizada.

$$\dot{n}_{Gasolina} = 148,44 \left[\frac{lb - mol}{h} \right]$$

En la Tabla 4.72 se muestra las fracciones molares y peso molecular de los componentes para el cálculo del peso molecular promedio de la Gasolina.

Tabla 4.72. Peso Molecular Promedio de la Gasolina Estabilizada en Modo Recuperación de Etano con RSVPP

Componentes	Xi	Peso Molecular [lb/lb-mol]	Xi*PM
iC ₅	0,0083	72,15	0,6021
nC ₅	0,5091	72,15	36,7286
nC ₆	0,3377	84,16	28,4215
nC ₇	0,1115	100,20	11,1768
nC ₈	0,0291	114,23	3,3294
nC ₉	0,0042	128,20	0,5389
Total	1,0000		80,7974

Fuente: Elaboración Propia.

En la Tabla 4.73 se determina el flujo másico de los componentes de la corriente de Gasolina para que, con ayuda de la densidad, se expresen los valores en flujo volumétrico.

Tabla 4.73. Cálculo del Flujo Volumétrico de la Gasolina Estabilizada en Modo Recuperación de Etano con RSVPP

Componentes	Moles [lb-mol]	masa [lb/h]	Densidad [lb/ft ³]	V [ft ³ /h]
iC ₅	1,2388	89,3822	39,1000	2,2860
nC ₅	75,5650	5.452,0181	39,0800	139,5092
nC ₆	50,1290	4.218,9045	42,0000	100,4501
nC ₇	16,5571	1.659,0898	42,7000	38,8546
nC ₈	4,3265	494,2186	43,9000	11,2578
nC ₉	0,6240	79,9984	44,8000	1,7857
Total	148,4405	11.993,6116		294,1433

Fuente: Elaboración Propia.

Entonces:

$$V_{Gasolina} = 294,1433 \left[\frac{ft^3}{h} \right] * \frac{1 Bbl}{5,614578 ft^3} * \frac{24 h}{día}$$

$$V_{Gasolina} = 1.257,34 [BPD]$$

Convirtiendo a flujo anual.

$$V_{Gasolina} = 1.257,34 [BPD] * \frac{365 días}{1 año}$$

$$V_{Gasolina} = 458.929,35[BPA]$$

4.6.3. Producción Óptima con RSVPP

Recopilando la conversión los flujos molares de los productos obtenidos diariamente se expresa los mismos en unidades de flujo volumétrico y másico en la Tabla 4.74 cuyas cantidades se calculan a partir de la capacidad de producción óptima.

Tabla 4.74. Producción Diaria Óptima con RSVPP

Proceso de Unidades Criogénicas	Proceso RSV	
	Rechazo de Etano	Recuperación de Etano
Gas Residual [MMSCFD]	841,83	862,45
Etano [TMD]	0,00	2.548,86
GLP [TMD]	1.571,77	1.478,87
Isopentano [BPD]	932,74	1.012,92
Gasolina Estabilizada [BPD]	1.157,82	1.257,34

Fuente: Elaboración Propia

La Tabla 4.75 expresa la producción anual convirtiendo los flujos molares de los productos obtenidos en flujos volumétricos y másicos.

Tabla 4.75. Producción Anual Óptima con RVSP

Proceso de Unidades Criogénicas	Proceso RSV	
	Rechazo de Etano	Recuperación de Etano
Gas Residual [MMSCFA]	307.269,10	314.793,06
Etano [TMA]	0,00	930.333,90
GLP [TMA]	573.695,73	539.786,41
Isopentano [BPA]	340.451,64	369.716,83
Gasolina Estabilizada [BPA]	422.602,49	458.929,35

Fuente: Elaboración Propia

También es posible expresar el gas residual en unidades de energía como indica la Tabla 4.76.

Tabla 4.76. Producción Anual Óptima con RSVPP en Unidades Comerciales

Proceso de Unidades Criogénicas	Proceso RSV	
	Rechazo de Etano	Recuperación de Etano
Gas Residual [MMBTUA]	789.739.172,19	793.977.581,78
Etano [TMA]	0,00	904.130,55
GLP [TMA]	566.378,10	538.407,29
Isopentano [BPA]	340.451,64	369.716,83
Gasolina Estabilizada [BPA]	422.602,49	458.929,35

Fuente: Elaboración Propia.

4.6.4. Producción Caso Turndown con RSVPP

Es importante ajustar el cálculo de la producción a una carga de gas de alimentación del 50% (Turn down) debido a los registros de la PSLCV de los últimos años, calculando así la producción real que se tendría con el proceso RSVPP y su comparación con los registros estadísticos de producción actual. La Tabla 4.77 muestra la producción real expresada en unidades de flujo molar.

Tabla 4.77. Producción Caso Turndown con RVSPP en Flujo Molar

Proceso de Unidades Criogénicas	Proceso RSVPP	
	Rechazo de Etano	Recuperación de Etano
Productos		
Gas Residual [lb-mol/h]	46201,77	47333,09
Etano [lb-mol/h]	0,00	4133,30
GLP [lb-mol/h]	2042,31	1483,53
Isopentano [lb-mol/h]	59,46	64,57
Gasolina Estabilizada [lb-mol/h]	68,35	74,22

Fuente: Elaboración Propia en Base a Ajuste en el Balance de Materia.

Recopilando la conversión los flujos molares caso Turndown de los productos obtenidos diariamente se expresa los mismos en flujos volumétricos y másicos en la Tabla 4.78.

Tabla 4.78. Producción Diaria Caso Turndown con RSVPP

Proceso de Unidades Criogénicas	Proceso RSVPP	
	Rechazo de Etano	Recuperación de Etano
Productos		
Gas Residual [MMSCFD]	420,92	431,22
Etano [TMD]	0,00	1.274,43
GLP [TMD]	785,88	739,43
Isopentano [BPD]	466,37	506,46
Gasolina Estabilizada [BPD]	578,91	628,67

Fuente: Elaboración Propia en Base a Ajuste en el Balance de Materia.

La Tabla 4.79 expresa la producción anual para el caso Turndown.

Tabla 4.79. Producción Anual Caso Turndown con RSVPP

Proceso de Unidades Criogénicas	Proceso RSVPP	
	Rechazo de Etano	Recuperación de Etano
Productos		
Gas Residual [MMSCFA]	153.634,55	157.396,53
Etano [TMA]	0,00	465.166,95
GLP [TMA]	286.847,87	269.893,21
Isopentano [BPA]	170.225,82	184.858,41
Gasolina Estabilizada [BPA]	211.301,25	229.464,68

Fuente: Elaboración Propia en Base a Ajuste en el Balance de Materia.

También es posible expresar el gas residual en unidades de energía como indica la Tabla 4.80.

Tabla 4.80. Producción Anual Óptima con RSVPP en Unidades Comerciales

Proceso de Unidades Criogénicas	Proceso RSVPP	
	Rechazo de Etano	Recuperación de Etano
Gas Residual [MMBTUA]	393.795.684,14	396.184.986,09
Etano [TMA]	0,00	465.166,95
GLP [TMA]	286.847,87	269.893,21
Isopentano [BPA]	170.225,82	184.858,41
Gasolina Estabilizada [BPA]	211.301,25	229.464,68

Fuente: Elaboración Propia en Base a Ajuste en el Balance de Materia.

4.7. ANÁLISIS DE RESULTADOS

4.7.1. Producción Óptima con los Procesos RSV y RSVPP

En la Tabla 4.81 se observan los flujos molares de los productos obtenidos en los procesos RSV y RSVPP según el modo de operación de las Unidades Criogénicas y la Zona de Fraccionamiento, mostrando claramente el incremento de la producción aplicando la tecnología RSV mejorada, es decir el proceso RSVPP.

Tabla 4.81. Productos Obtenidos del BM&E

Proceso de Unidades Criogénicas	Proceso RSV		Proceso RSVPP	
	Rechazo de Etano	Recuperación de Etano	Rechazo de Etano	Recuperación de Etano
Gas Residual [lb-mol/h]	92.655,52	94.858,24	92.403,53	94.666,18
Etano [lb-mol/h]	0,00	8.048,24	0,00	8.266,60
GLP [lb-mol/h]	3.783,05	2.955,57	4.084,62	2.967,06
Isopentano [lb-mol/h]	118,92	129,14	118,92	129,14
Gasolina Estabilizada [lb-mol/h]	136,69	148,44	136,69	148,44

Fuente: Elaboración Propia.

Convirtiendo los valores del balance expresadas como flujo volumétrico y másico diarias se construye la Tabla 4.82.

Tabla 4.82. Producción Diaria en Flujo Volumétrico y Másico

Proceso de Unidades Criogénicas	Proceso RSV		Proceso RSVPP	
	Rechazo de Etano	Recuperación de Etano	Rechazo de Etano	Recuperación de Etano
Gas Residual [MMSCFD]	844,13	864,20	841,83	862,45
Etano [TMD]	0,00	2.477,07	0,00	2.548,86
GLP [TMD]	1.551,72	1.475,09	1.571,77	1.478,87
Isopentano [BPD]	932,74	1.012,92	932,74	1.012,92
Gasolina Estabilizada [BPD]	1.157,82	1.257,34	1.157,82	1.257,34

Fuente: Elaboración Propia.

La capacidad óptima de producción con la que trabaja la planta es determinada mediante la Ec.67. Para el modo operación rechazo de etano el cálculo se realiza con la producción real de gas residual 841,83 MMSCFD entre la producción de diseño que corresponde a 978 MMSCFD y se lo expresa en porcentaje.

$$Capacidad_{\text{ÓPTIMA}} = \frac{\text{Producción óptima}}{\text{Producción de diseño}} * 100\% \quad \text{Ec.67}$$

$$Capacidad_{\text{ÓPTIMA}} = \frac{\text{Producción óptima}}{\text{Producción de diseño}} * 100\%$$

$$Capacidad_{\text{RECHAZO DE ETANO}} = \frac{841,83 \text{ MMSCFD}}{978 \text{ MMSCFD}} * 100\%$$

$$Capacidad_{\text{RECHAZO DE ETANO}} = 86,07 \%$$

Para determinar la capacidad óptima de producción con la que trabaja la planta en modo recuperación de etano, se divide la producción real de gas residual 862,45 MMSCFD entre la producción de diseño que corresponde a 978 MMSCFD y se lo expresa en porcentaje.

$$Capacidad_{\text{RECUPERACIÓN DE ETANO}} = \frac{862,45 \text{ MMSCFD}}{978 \text{ MMSCFD}} * 100\%$$

$$Capacidad_{\text{RECUPERACIÓN DE ETANO}} = 88,18 \%$$

Por lo tanto, se puede alcanzar una capacidad promedio de la operatividad tanto en modo rechazo y recuperación de etano es de aproximadamente 87%.

$$Capacidad_{\text{PROMEDIO}} = \frac{Capacidad_{\text{RECHAZO DE ETANO}} + Capacidad_{\text{RECUPERACIÓN DE ETANO}}}{2}$$

$$Capacidad_{\text{PROMEDIO}} = \frac{86,07 \% + 88,18 \%}{2}$$

$$Capacidad_{\text{PROMEDIO}} = 87,12\%$$

Por otra parte, los valores del balance también son expresadas como flujo volumétrico y másico anuales se construye la Tabla 4.83.

Tabla 4.83. Producción Anual en Flujo Volumétrico y Másico

Proceso de Unidades Criogénicas	Proceso RSV		Proceso RSVPP	
	Rechazo de Etano	Recuperación de Etano	Rechazo de Etano	Recuperación de Etano
Gas Residual [MMSCFA]	308.107,04	315.431,73	307.269,10	314.793,06
Etano [TMA]	0,00	904.130,55	0,00	930.333,90
GLP [TMA]	566.378,10	538.407,29	573.695,73	539.786,41
Isopentano [BPA]	340.451,64	369.716,83	340.451,64	369.716,83
Gasolina Estabilizada [BPA]	422.602,49	458.929,35	422.602,49	458.929,35

Fuente: Elaboración Propia.

Las unidades comerciales del gas residual se pueden expresar en forma de energía como indica la Tabla 4.84, donde además se aprecia claramente que, para la capacidad óptima según las condiciones de diseño, se tiene un incremento claro en la producción de Etano y GLP y se logra mantener estable la producción de Isopentano y Gasolina Estabilizada.

Tabla 4.84. Producción Óptima con RSV y RSVPP en Unidades Comerciales

Proceso de Unidades Criogénicas	Proceso RSV		Proceso RSVPP	
	Rechazo de Etano	Recuperación de Etano	Rechazo de Etano	Recuperación de Etano
Gas Residual [MMBTUA]	789.739.172,19	793.977.581,78	787.591.368,27	792.369.972,19
Etano [TMA]	0,00	904.130,55	0,00	930.333,90
GLP [TMA]	566.378,10	538.407,29	573.695,73	539.786,41
Isopentano [BPA]	340.451,64	369.716,83	340.451,64	369.716,83
Gasolina Estabilizada [BPA]	422.602,49	458.929,35	422.602,49	458.929,35

Fuente: Elaboración Propia.

4.7.2. Producción Caso Turndown con los Procesos RSV y RSVPP

Se ajusta el cálculo de la producción a una carga de gas de alimentación del 50% (Caso Turndown) debido a los registros de la PSLCV de los últimos años, calculando así la producción real que se tendría con el proceso RSVPP y su comparación con los registros estadísticos de

producción actual. La Tabla 4.85 muestra la producción caso Turndown expresada en unidades de flujo de los productos obtenidos en los procesos RSV y RSVPP según el modo de operación de las Unidades Criogénicas y la Zona de Fraccionamiento, mostrando claramente el incremento de la producción aplicando la tecnología RSV mejorada, es decir el proceso RSVPP a estas condiciones.

Tabla 4.85. Producción Caso Turndown en Flujo Molar

Proceso de Unidades Criogénicas	Proceso RSV		Proceso RSVPP	
	Rechazo de Etano	Recuperación de Etano	Rechazo de Etano	Recuperación de Etano
Gas Residual [lb-mol/h]	46327,76	47429,12	46201,77	47333,09
Etano [lb-mol/h]	0,00	4024,12	0,00	4133,30
GLP [lb-mol/h]	1891,53	1477,79	2042,31	1483,53
Isopentano [lb-mol/h]	59,46	64,57	59,46	64,57
Gasolina Estabilizada [lb-mol/h]	68,35	74,22	68,35	74,22

Fuente: Elaboración Propia.

Convirtiendo los valores del balance expresadas como flujo volumétrico y másico diarias se construye la Tabla 4.86.

Tabla 4.86. Producción Caso Turndown Diaria en Flujo Volumétrico y Másico

Proceso de Unidades Criogénicas	Proceso RSV		Proceso RSVPP	
	Rechazo de Etano	Recuperación de Etano	Rechazo de Etano	Recuperación de Etano
Gas Residual [MMSCFD]	422,06	432,10	420,92	431,22
Etano [TMD]	0,00	1.238,54	0,00	1.274,43
GLP [TMD]	775,86	737,54	785,88	739,43
Isopentano [BPD]	466,37	506,46	466,37	506,46
Gasolina Estabilizada [BPD]	578,91	628,67	578,91	628,67

Fuente: Elaboración Propia.

Convirtiendo los valores del balance expresadas como flujo volumétrico y másico anuales se construye la Tabla 4.87.

Tabla 4.87. Producción Caso Turndown Anual en Flujo Volumétrico y Másico

Proceso de Unidades Criogénicas	Proceso RSV		Proceso RSVPP	
	Rechazo de Etano	Recuperación de Etano	Rechazo de Etano	Recuperación de Etano
Gas Residual [MMSCFA]	154.053,52	157.715,86	153.634,55	157.396,53
Etano [TMA]	0,00	452.065,28	0,00	465.166,95
GLP [TMA]	283.189,05	269.203,65	286.847,87	269.893,21
Isopentano [BPA]	170.225,82	184.858,41	170.225,82	184.858,41
Gasolina Estabilizada [BPA]	211.301,25	229.464,68	211.301,25	229.464,68

Fuente: Elaboración Propia.

Las unidades comerciales del gas residual se pueden expresar en forma de energía como indica la Tabla 4.88.

Tabla 4.88. Producción Caso Turndown con RSV y RSVPP en Unidades Comerciales

Proceso de Unidades Criogénicas	Proceso RSV		Proceso RSVPP	
	Rechazo de Etano	Recuperación de Etano	Rechazo de Etano	Recuperación de Etano
Gas Residual [MMBTUA]	394.869.586,09	396.988.790,89	393.795.684,14	396.184.986,09
Etano [TMA]	0,00	452.065,28	0,00	465.166,95
GLP [TMA]	283.189,05	269.203,65	286.847,87	269.893,21
Isopentano [BPA]	170.225,82	184.858,41	170.225,82	184.858,41
Gasolina Estabilizada [BPA]	211.301,25	229.464,68	211.301,25	229.464,68

Fuente: Elaboración Propia.

4.7.3. Comparación de Resultados de BM&E y HYSYS

4.7.3.1. Obtención de productos en Modo Recuperación de Etano con RSVPP

En la Tabla 4.89 se muestra la comparación de los flujos molares de los productos obtenidos en el proceso RSVPP obtenido mediante las ecuaciones de Balance de Materia y Energía y mediante la simulación en Hysys para el Modo de Operación de Recuperación de Etano.

Tabla 4.89. Comparación de Resultados del Proceso RSVPP

Unidades Criogénicas	Proceso RSVPP	
	RSVPP con BM&E	RSVPP con Hysys
Gas Residual [lb-mol/h]	47333,09	47.325,91
Etano [lb-mol/h]	4133,30	4.101,81

Fuente: Elaboración Propia.

4.7.3.2. *Potencia del Compresor de Entrada del Proceso RSVPP*

Las variables de operación del compresor de entrada resultan muy similares puesto que para una presión de salida del compresor de 1.000 [psig] es decir 1.014,7 [psia] establecida para los cálculos matemáticos de tiene una temperatura de salida de 108,24 [°F] con el Balance de Energía y con la simulación se alcanza prácticamente el mismo valor 108,1[°F]. Respecto a la potencia del compresor a implementarse para elevar la presión del gas de alimentación, en la simulación se obtiene un resultado de 2.667,98 [HP] y por cálculos matemáticos se obtiene un valor de 3.976,9 [HP].

4.7.4. **Eficiencia de Recuperación de LGN**

La Tabla 4.90 claramente refleja los resultados de la eficiencia de recuperación gracias a la cantidad de LGN de las corrientes de alimentación que se condensa en los intercambiadores de calor según el tipo de proceso empleado en las Unidades Criogénicas.

Tabla 4.90. Eficiencia de Recuperación de LGN

Proceso de Unidades Criogénicas	Proceso RSV		Proceso RSVPP	
	Rechazo de Etano	Recuperación de Etano	Rechazo de Etano	Recuperación de Etano
Eficiencia de Recuperación				
%LGN condensados en Intercambiadores	35,08	55,47	63,62	87,20

Fuente: Elaboración Propia.

Mediante la comparación de las características de los modos de operación que permite el proceso RSV, entre recuperación y rechazo de etano, encontrado que los parámetros de operación tienden a ser inestables debido a una ligera variación de configuración de equipos de las unidades criogénicas dentro del procesamiento del Gas Natural y respecto a la recuperación de LGN se tienen valores de 35,08% en modo rechazo de etano y 55,47% en modo recuperación de etano.

La tecnología mejorada RSVPP en comparación con el RSV convencional únicamente agrega un compresor de entrada, lo que permite que el gas de alimentación intercambie calor a alta presión en los intercambiadores, donde el calor latente del gas de alimentación es menor a alta presión, lo que resulta más propicio para la separación previa de hidrocarburos pesados en el separador criogénico y una mayor expansión. El aumento de la presión de entrada y la eficiencia adiabática de los compresores también son formas efectivas de reducir la

irreversibilidad del proceso, juntamente con la optimización del ciclo de refrigeración permiten alcanzar una recuperación de LGN de 63,62% para el modo rechazo de etano y 87,20% para el modo recuperación de etano, siendo mayor debido al aporte del sistema de refrigeración por propano considera en los balances de materia y energía; por consiguiente, esta tecnología está desarrollada específicamente para el gas de alimentación con características similares al gas de entrada a la PSLCV.

4.7.5. Incremento de la Producción

En la Tabla 4.91 se tiene un resumen del registro de producción actual diaria de la PLSCV, juntamente con las cantidades de los productos obtenidos con los procesos RSV y RSVPP según los balances de materia expresados en flujos volumétricos y máscicos para apreciar el incremento.

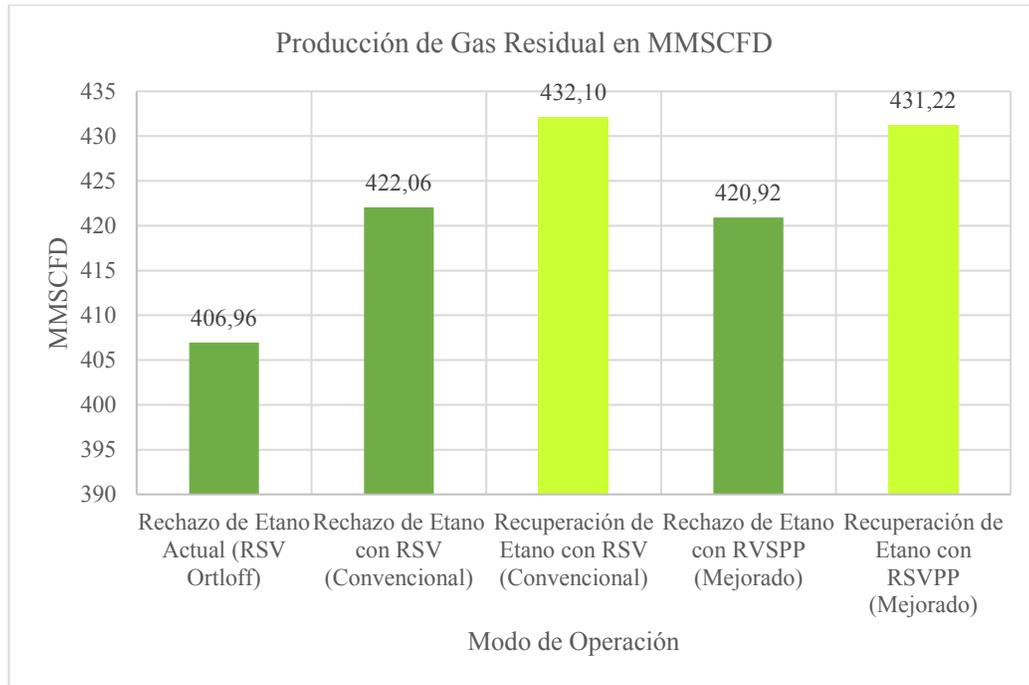
Tabla 4.91. Incremento de la Producción Diaria expresados en Flujos Volumétricos y

Productos	Máscicos				
	Registro de Producción Actual	Proceso RSV (Convencional)		Proceso RSVPP (Mejorado)	
	Rechazo de Etano Actual	Rechazo de Etano	Recuperación de Etano	Rechazo de Etano	Recuperación de Etano
Gas Residual [MMSCFD]	406,96	422,06	432,10	420,92	431,22
Etano [TMD]	0,00	0,00	1238,54	0,00	1274,43
GLP [TMD]	740,47	775,86	737,54	785,88	739,43
Isopentano [BPD]	317,16	466,37	506,46	466,37	506,46
Gasolina Estabilizada [BPD]	522,01	578,91	628,67	578,91	628,67

Fuente: Elaboración Propia.

El incremento de la producción diaria de gas residual se muestra en la Figura 4.29, donde se observa que la producción actual de gas residual de la PSLCV está por debajo de la producción que debería tenerse con el proceso RSV convencional y el proceso mejorado RSVPP.

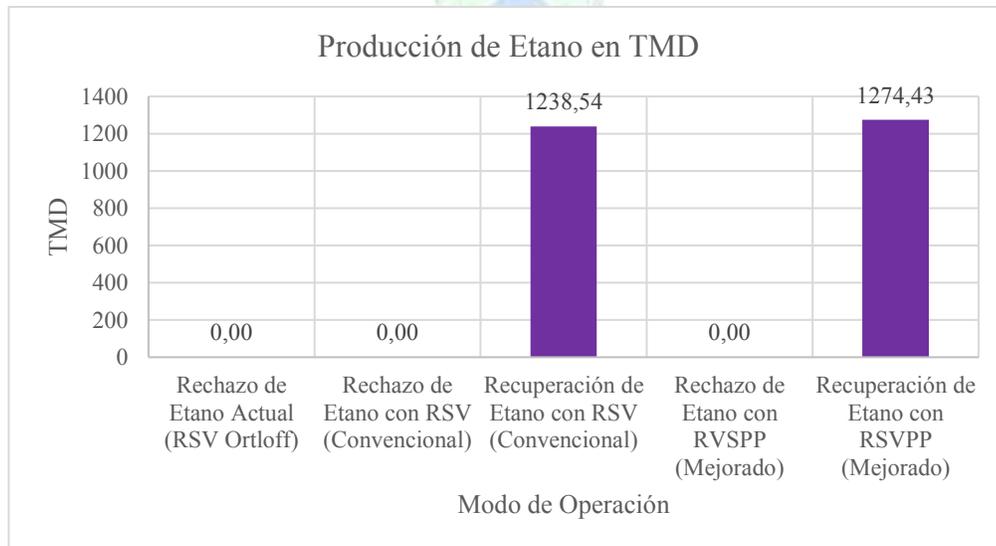
Figura 4.29. Incremento de la Producción Diaria de Gas Residual



Fuente: Elaboración Propia.

La Figura 4.30 muestra la producción diaria de etano, se observa las diferencias en las cantidades de etano obtenidas con el proceso RSV convencional y el proceso mejorado RVSP solamente en el modo de operación de recuperación de etano.

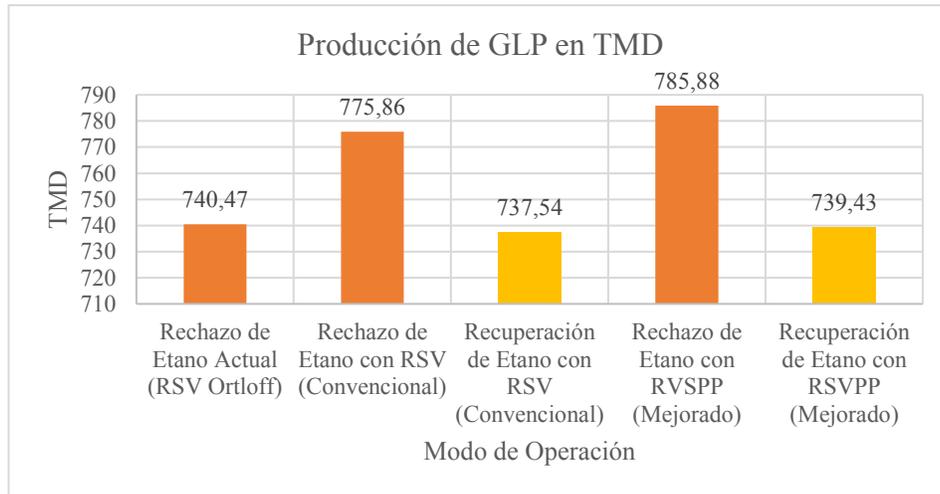
Figura 4.30. Incremento de la Producción Diaria de Etano



Fuente: Elaboración Propia.

El incremento de la producción diaria de GLP se muestra en la Figura 4.31, donde se observa que la producción actual de este producto de la PSLCV está por debajo de la producción que debería tenerse con el proceso RSV convencional. También se puede observar las diferencias con la producción del proceso mejorado RSVPP.

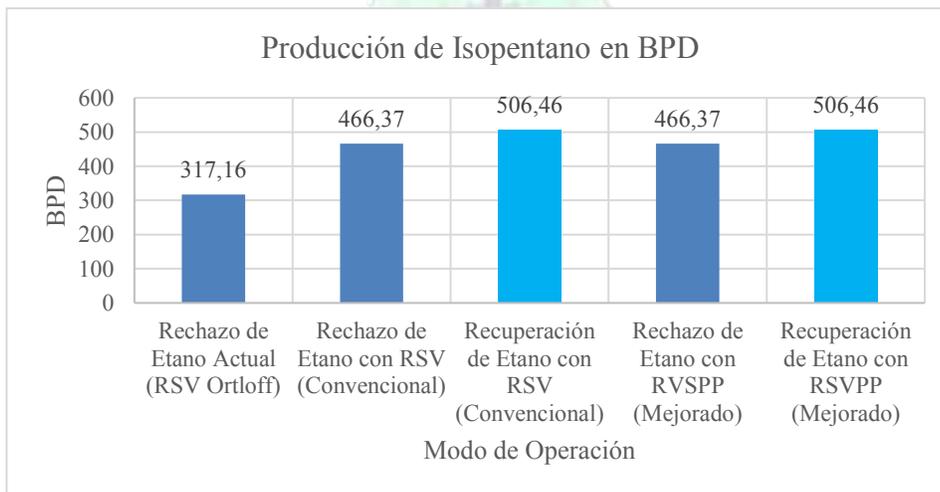
Figura 4.31. Incremento de la Producción Diaria de GLP



Fuente: Elaboración Propia.

La Figura 4.32 muestra el incremento de la producción diaria de Isopentano, donde se observa que la producción actual de este producto de la PSLCV está por debajo de la producción que debería tenerse con el proceso RSV convencional. También se puede comparar con la producción del proceso mejorado RSVPP.

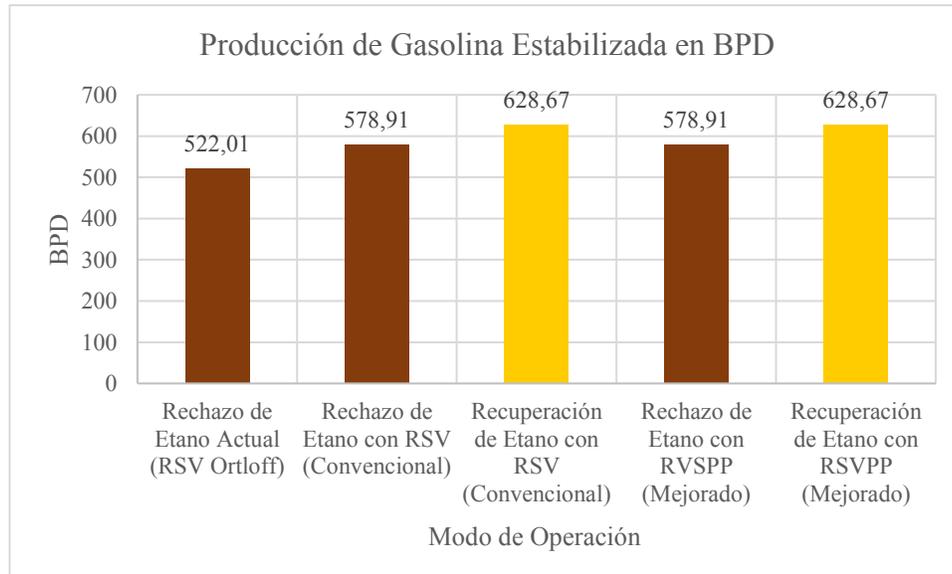
Figura 4.32. Incremento de la Producción Diaria de Isopentano



Fuente: Elaboración Propia.

La Figura 4.33 muestra el incremento de la producción diaria de Gasolina Estabilizada, donde se observa que la producción actual de gasolina obtenida en la PSLCV está por debajo de la producción que debería tenerse con el proceso RSV convencional. También se puede comparar con la producción del proceso mejorado RSVPP.

Figura 4.33. Incremento de la Producción Diaria de Gasolina Estabilizada



Fuente: Elaboración Propia.

CAPÍTULO 5 - EVALUACIÓN ECONÓMICA

El estudio económico dentro de la elaboración de un proyecto es muy importante ya que a partir del resultado de este estudio depende la factibilidad económica del proyecto. En el presente capítulo se hace una evaluación económica basada en el análisis de inversiones, costos totales, ingresos, flujo de caja y los indicadores financieros Valor Actual Neto (VAN), Tasa Interna de Retorno (TIR) y tiempo de retorno de la inversión (Payback) para determinar si es conveniente o no la realización de este proyecto.

5.1. ANÁLISIS DE INVERSIONES

Las inversiones involucran varios aspectos además de la compra de equipos necesarios para la adecuación y mejoramiento de la planta separadora de líquidos Carlos Villegas PSLCV, mostrados en la Tabla 5.1.

Tabla 5.1. Costos para la Compra de Equipos

Detalle	Cantidad	Costo Unitario [Sus]	Total [Sus]
Compresor	2	2.000.000	4.000.000
Kit de Accesorios	2	82.000	164.000
Total			4.164.000

Fuente: Elaborado en base a *Elaborado en base a Comprehensive comparison of enhanced recycle split vapour processes for ethane recovery*, Zhang et al., 2020.

En la Tabla 5.2 se muestran los costos de los equipos, incluyendo los costos de transporte e instalación. Se consideran los costos de transporte como el 10 % y los costos de instalación como el 25% del costo de compra de equipos.

Tabla 5.2. Análisis de Inversión de Equipos

Detalle	Monto [Sus]
Equipos	4.164.000
Transporte de equipos	416.400
Instalación de equipos	832.800
Instrumentos de control	1.041.000
Obras civiles y planchadas	416.400
Costos administrativos e Imprevistos (10%)	416.400
Total	7.287.000

Fuente: Elaboración Propia.

Los equipos, instalaciones y aspectos relacionados forman parte de los activos fijos y/o tangibles involucrados en el presente proyecto, los cuales se describen en las Tablas 5.3 donde se considera los equipos de la PSLCV y la instrumentación complementaria.

Tabla 5.3. Activos Fijos en Modo Rechazo de Etano

Activo Fijo	Importe [Sus]
Equipos e Instalaciones	7.287.000
Instrumentación Complementaria	550.000.000
Total	557.287.000

Fuente: Elaboración Propia.

Además, en la Tabla 5.4 se considera tanto los equipos de la PSLCV como aquellos correspondientes al proyecto del complejo petroquímico en caso debido al modo de operación recuperación de etano.

Tabla 5.4. Activos Fijos en Modo Recuperación de Etano

Activo Fijo	Importe [Sus]
Equipos e Instalaciones	7.287.000
Complejo Petroquímico	1.200.000.000
Total	1.207.287.000

Fuente: Elaboración Propia.

También, se realiza la depreciación de los activos fijos en las Tablas 5.5 y 5.6, en función al importe de dichos activos y a los años de vida útil según los criterios de preparación y evaluación de proyectos.

Tabla 5.5. Depreciación de los Activos Fijos en Modo Rechazo de Etano

Activo Fijo	Importe [Sus]	Años de Vida Útil	Depreciación [Sus]
Equipos e Instalaciones	7.287.000	8	910.875
Instrumentación Complementaria	550.000.000	10	55.000.000
Total	557.287.000		55.910.875

Fuente: Elaboración Propia.

Tabla 5.6. Depreciación de los Activos Fijos en Modo Recuperación de Etano

Activo Fijo	Importe [Sus]	Años de Vida Útil	Depreciación [Sus]
Equipos e Instalaciones	7.287.000	8	910.875
Complejo Petroquímico	1.200.000.000	40	30.000.000
Total	1.207.287.000		30.910.875

Fuente: Elaboración Propia.

En todo proyecto también se considera esencial tomar en cuenta los activos intangibles involucrados, los cuales se describen en la Tabla 5.7.

Tabla 5.7. Activos Intangibles

<u>Activo Intangible</u>	<u>Importe [Sus]</u>
Licencia y permisos	500.000
Ingeniería	1.000.000
Construcción y Servicios	2.186.100
Administración de proyecto	600.000
Total	4.286.100

Fuente: Elaboración Propia.

Se realiza la amortización de los activos intangibles en la Tabla 5.8.

Tabla 5.8. Amortización de los Activos Intangibles

<u>Activo Intangible</u>	<u>Importe [Sus]</u>	<u>Años de Vida Útil</u>	<u>Amortización [Sus]</u>
Licencia y permisos	500.000	4	125.000
Ingeniería	1.000.000	5	200.000
Diseño del Proyecto	2.186.100	4	546.525
Administración de proyecto	600.000	5	120.000
Total	4.286.100		991.525

Fuente: Elaboración Propia.

Para determinar el capital mínimo necesario se inicia analizando los costos laborales mensuales y su equivalente en dólares americanos [Sus], según el personal de la PSLCV como indica la Tabla 5.9.

Tabla 5.9. Costo Laboral Mensual

<u>Cargo</u>	<u>Sueldo [Sus]</u>	<u>Cantidad</u>	<u>Importe [Sus]</u>
Gerencia	1.428,57	1	1.428,57
Soporte y Administración	1.142,86	10	11.428,57
Gerencias	1.214,29	10	12.142,86
Jefaturas	1.085,71	10	10.857,14
Divisiones	771,43	20	15.428,57
Operativos	428,57	30	12.857,14
Total			64.142,86

Fuente: Elaboración Propia.

Posteriormente se estima el costo laboral anual considerando los sueldos y salarios, el aporte patronal y los beneficios sociales, como indica la Tabla 5.10.

Tabla 5.10. Costo Laboral Anual

Detalle	Importe [Sus]
Sueldos y Salarios Anual	769.714,29
Aporte Patronal	
Caja de Salud 10%	76.971,43
Aporte Solidario 3%	23.091,43
Provivienda 2%	15.394,29
Riesgo Profesional 1,71%	13.162,11
Beneficios Sociales	
Aguinaldo	64.142,86
Indemnización	64.142,86
Aguinaldo Productivo PIB>4,5%	64.142,86
Vacación	32.071,43
Total	1.122.833,54

Fuente: Elaboración Propia.

Por lo tanto, el cálculo del capital de trabajo se describe en la Tabla 5.11 para el modo de operación rechazo de etano.

Tabla 5.11. Capital de Trabajo en Modo Rechazo de Etano

Capital de Trabajo	Importe [Sus]
Gastos de Producción	2.320.000,00
Sueldos y Salarios	1.122.833,54
Total	3.442.833,54

Fuente: Elaboración Propia.

El cálculo del capital de trabajo se describe en la Tabla 5.12 para el modo de operación recuperación de etano.

Tabla 5.12. Capital de Trabajo en Modo Recuperación de Etano

Capital de Trabajo	Importe [Sus]
Sistema de Refrigeración	321.662.528,63
Gastos de Producción	2.320.000,00
Sueldos y Salarios	1.122.833,54
Total	325.105.362,17

Fuente: Elaboración Propia.

Finalmente, se determinará la inversión total del proyecto propuesto para ambos modos de operación. La Tabla 5.13 refleja la inversión para el modo de operación rechazo de etano.

Tabla 5.13. Inversión Total en Modo Rechazo de Etano

Inversión	Importe [Sus]
Activo Fijo	557.287.000
Activo Intangible	4.286.100
Capital de Trabajo	3.442.834
Certificación de Aportación	20.880
Total	565.036.814

Fuente: Elaboración Propia.

Además, la Tabla 5.14 refleja la inversión total para el modo de operación recuperación de etano.

Tabla 5.14. Inversión Total en Modo Recuperación de Etano

Inversión	Importe [Sus]
Activo Fijo	1.207.287.000
Activo Intangible	4.286.100
Capital de Trabajo	3.442.834
Certificación de Aportación	20.880
Total	1.215.036.814

Fuente: Elaboración Propia.

5.2. COSTOS TOTALES

Para el cálculo del costo total se calculan los costos fijos y los costos variables. Para los costos fijos se toma en cuenta los parámetros tales como el costo laboral anual, depreciaciones y amortizaciones que indica la Tabla 5.15 para el modo rechazo de etano.

Tabla 5.15. Costos Fijos en Modo Rechazo de Etano

Costo Fijo	Importe [Sus]
Costo Laboral Anual	1.122.834
Depreciación de Activo Fijo	55.910.875
Amortización de Activo Intangible	991.525
Seguros	56.142
Total	58.081.375

Fuente: Elaboración Propia.

También, los costos fijos del modo de operación recuperación de etano se muestran en la Tabla 5.16.

Tabla 5.16. Costos Fijos en Modo Recuperación de Etano

Costo Fijo	Importe [Sus]
Costo Laboral Anual	1.122.834
Depreciación de Activo Fijo	30.910.875
Amortización de Activo Intangible	991.525
Seguros	56.142
Total	33.081.375

Fuente: Elaboración Propia.

Para el costo variable se considera el programa de abastecimiento y otros gastos se procede según indica la Tabla 5.17.

Tabla 5.17. Costos Variables

Detalle	Importe [Sus]
Programa de Abastecimiento	321.662.529
Otros Gastos	2.320.000
Total	323.982.529

Fuente: Elaboración Propia.

Los costos totales se determinan sumando los costos fijos y variables para el flujo de caja en ambos modos de operación.

5.3. INGRESOS

En la Tabla 5.18 se muestra los precios de venta de los productos provenientes de la separación de LGN.

Tabla 5.18 Precios de Productos

Productos	Precios
Gas Residual	[\$us/MMBTU] 2,132
Etano	[\$us/TM] 320
GLP	[\$us/TM] 321
Isopentano	[\$us/Bbl] 31,29
Gasolina Estabilizada	[\$us/Bbl] 84,91

Fuente: Elaborado en base a Zhang et al., 2020.

Es importante resaltar que para la producción anual de los productos obtenidos de acuerdo al proceso RSVPP se considera solo un 80% para el cálculo de los ingresos por ventas y estos valores se muestran en la Tabla 5.19.

Tabla 5.19 Producción con el Proceso RSVPP destinada a Ventas

Productos		Rechazo de Etano	Recuperación de Etano
		Cantidad Producida	
Gas Residual	[MMBTU/año]	315.036.547,31	316.947.988,88
Etano	[TM/año]	0,00	372.133,56
GLP	[TM/año]	229.478,29	215.914,57
Isopentano	[Bbl/año]	136.180,66	147.886,73
Gasolina Estabilizada	[Bbl/año]	169.041,00	183.571,74

Fuente: Elaboración Propia.

Los ingresos generados se muestran en la Tabla 5.20, según el modo de operación.

Tabla 5.20. Ingresos según el Modo de Operación

Productos	Modo de Operación	Rechazo de Etano	Recuperación de Etano
		Ingresos Producidos	
Gas Residual	[\$us/año]	671.657.918,86	675.733.112,28
Etano	[\$us/año]	0,00	119.082.738,67
GLP	[\$us/año]	73.662.532,36	69.308.575,46
Isopentano	[\$us/año]	4.261.092,74	4.627.375,79
Gasolina Estabilizada	[\$us/año]	14.352.594,82	15.586.342,23
Total		763.934.138,79	884.338.144,44

Fuente: Elaboración Propia.

5.4. FLUJO DE CAJA

Se puede realizar el flujo de caja para ambos modos de operación de la PSLCV, la diferencia radica principalmente en los ingresos por ventas y en las inversiones realizadas para cada caso, siendo el más crítico el modo de recuperación de etano. No obstante, para el análisis del estado financiero del proyecto se realizó un flujo de caja para ambos modos de operación, los cuales se muestran en las Tablas 5.21 y 5.22 posteriormente se generan ratios financieras para el análisis de viabilidad del mismo. Se realiza la evaluación para 5 años a partir de la puesta en marcha de las adecuaciones a la planta.

Tabla 5.21. Flujo de Caja en Modo Rechazo de Etano

AÑO	0	1	2	3	4	5
INGRESOS	763.934.139	763.934.139	763.934.139	763.934.139	763.934.139	763.934.139
COSTOS TOTALES	382.063.904	382.063.904	382.063.904	382.063.904	382.063.904	382.063.904
Costo Variable	323.982.529	323.982.529	323.982.529	323.982.529	323.982.529	323.982.529
Costo Fijo	58.081.375	58.081.375	58.081.375	58.081.375	58.081.375	58.081.375
UTILIDAD OPERATIVA ANTES DE IMPUESTOS	381.870.235	381.870.235	381.870.235	381.870.235	381.870.235	381.870.235
IMPUESTOS	160.385.499	160.385.499	160.385.499	160.385.499	160.385.499	160.385.499
Impuesto a las Transacciones IT (3%)	11.456.107	11.456.107	11.456.107	11.456.107	11.456.107	11.456.107
Pago Tasa SIRESE (1%)	3.818.702	3.818.702	3.818.702	3.818.702	3.818.702	3.818.702
Impuesto a la Utilidad (25%)	95.467.559	95.467.559	95.467.559	95.467.559	95.467.559	95.467.559
IVA (13%)	49.643.131	49.643.131	49.643.131	49.643.131	49.643.131	49.643.131
UTILIDAD OPERATIVA DESPUES DE IMPUESTOS	221.484.736	221.484.736	221.484.736	221.484.736	221.484.736	221.484.736
Depreciación de Activo Fijo	55.910.875	55.910.875	55.910.875	55.910.875	55.910.875	55.910.875
Amortización de Activo Intangible	991.525	991.525	991.525	991.525	991.525	991.525
INVERSIÓN	565.036.814					
FLUJO DE CAJA	-565.036.814	278.387.136	556.774.273	835.161.409	1.113.548.545	1.391.935.681

Fuente: Elaboración Propia.

Tabla 5.22. Flujo de Caja en Modo Recuperación de Etano

AÑO	0	1	2	3	4	5
INGRESOS	884.338.144	884.338.144	884.338.144	884.338.144	884.338.144	884.338.144
COSTOS TOTALES	357.063.904	357.063.904	357.063.904	357.063.904	357.063.904	357.063.904
Costo Variable	323.982.529	323.982.529	323.982.529	323.982.529	323.982.529	323.982.529
Costo Fijo	33.081.375	33.081.375	33.081.375	33.081.375	33.081.375	33.081.375
UTILIDAD OPERATIVA ANTES DE IMPUESTOS	527.274.241	527.274.241	527.274.241	527.274.241	527.274.241	527.274.241
IMPUESTOS	221.455.181	221.455.181	221.455.181	221.455.181	221.455.181	221.455.181
Impuesto a las Transacciones IT (3%)	15.818.227	15.818.227	15.818.227	15.818.227	15.818.227	15.818.227
Pago Tasa SIRESE (1%)	5.272.742	5.272.742	5.272.742	5.272.742	5.272.742	5.272.742
Impuesto a la Utilidad (25%)	131.818.560	131.818.560	131.818.560	131.818.560	131.818.560	131.818.560
IVA (13%)	68.545.651	68.545.651	68.545.651	68.545.651	68.545.651	68.545.651
UTILIDAD OPERATIVA DESPUES DE IMPUESTOS	305.819.060	305.819.060	305.819.060	305.819.060	305.819.060	305.819.060
Depreciación de Activo Fijo	30.910.875	30.910.875	30.910.875	30.910.875	30.910.875	30.910.875
Amortización de Activo Intangible	991.525	991.525	991.525	991.525	991.525	991.525
INVERSIÓN	1.215.036.814					
FLUJO DE CAJA	-1.215.036.814	337.721.460	675.442.919	1.013.164.379	1.350.885.838	1.688.607.298

Fuente: Elaboración Propia.

5.5. VALOR ACTUAL NETO (VAN)

También llamado Valor Presente Neto (VPN), Valor Neto Descontado (VND), Beneficio Neto Actual (BNA) y en varias calculadoras financieras como *Net Present Value* (NPV), este indicador financiero se calcula con la Ec.69.

$$VAN = -I + \sum_{t=1}^n \frac{F_t}{(1+r)^t} \quad \text{Ec.69}$$

Donde:

$-I$ = Inversión inicial.

F_t = Flujo de caja en el instante.

t = Número de flujo de caja.

n = Ultimo flujo de caja.

r = Costo de oportunidad del capital que usualmente tiene un valor del 10%.

En modo rechazo de etano, se tiene:

$$VAN = -565.036.814 + \frac{278.387.136}{1 + 0,1} + \frac{556.774.273}{(1 + 0,1)^2} + \frac{835.161.409}{(1 + 0,1)^3} + \frac{1.113.548.545}{(1 + 0,1)^4} + \frac{1.391.935.681}{(1 + 0,1)^5}$$

$$VAN = \$us 2.400.506.740$$

En modo recuperación de etano, se tiene:

$$VAN = -1.215.036.814 + \frac{337.721.460}{1 + 0,1} + \frac{675.442.919}{(1 + 0,1)^2} + \frac{1.013.164.379}{(1 + 0,1)^3} + \frac{1.350.885.838}{(1 + 0,1)^4} + \frac{1.688.607.298}{(1 + 0,1)^5}$$

$$VAN = \$us 2.382.570.859$$

El VAN mide la riqueza equivalente que aporta el proyecto medido en dinero del período inicial ($t=0$), calculando el valor presente de los flujos futuros de caja proyectados. Por tanto, para el proyecto, se determina si el flujo proyectado a 5 años es rentable.

El resultado del VAN para el proyecto considerando los flujos de efectivo a 5 años, proporciona un valor de \$us 2.400.506.740 en modo rechazo de etano y tiene un valor de \$us 2.382.570.859 en modo de operación de recuperación de tano, indicando que la adecuación y mejoramiento planteado por el proyecto en ambos casos es factible.

5.6. TASA INTERNA DE RETORNO (TIR)

La Tasa Interna de Retorno de un proyecto mide la rentabilidad promedio anual que genera el capital que permanece invertido en él, esta tasa iguala el valor presente de los flujos (VAN) a cero. Si la TIR es mayor que el costo de oportunidad del capital, entonces el capital del proyecto evaluado genera una rentabilidad mayor que la que puede ser generada por la mejor alternativa de inversión. En ese caso es recomendable apostar por el proyecto. La TIR se calcula mediante de la Ec.70.

$$0 = -I + \sum_{t=1}^n \frac{F_t}{(1+TIR)^t} = 0 \quad \text{Ec.70}$$

En modo rechazo de etano:

$$0 = -565.036.814 + \frac{278.387.136}{1 + TIR} + \frac{556.774.273}{(1 + TIR)^2} + \frac{835.161.409}{(1 + TIR)^3} + \frac{1.113.548.545}{(1 + TIR)^4} + \frac{1.391.935.681}{(1 + TIR)^5}$$

$$TIR = 90\%$$

En modo recuperación de etano:

$$0 = -1.215.036.814 + \frac{337.721.460}{1 + TIR} + \frac{675.442.919}{(1 + TIR)^2} + \frac{1.013.164.379}{(1 + TIR)^3} + \frac{1.350.885.838}{(1 + TIR)^4} + \frac{1.688.607.298}{(1 + TIR)^5}$$

$$TIR = 54\%$$

Para el presente proyecto el valor de la TIR es de 90% en modo rechazo de etano y 54% en modo recuperación de etano, como ambos valores son mayores a la tasa de oportunidad de 10%, ambos casos son rentables.

5.7. TIEMPO DE RETORNO (PAYBACK)

En el flujo de caja se observa que para el modo de operación rechazo de etano, el tiempo de retorno de la inversión es de 3 años; sin embargo, el modo de operación recuperación de etano, el tiempo de retorno de la inversión es de 4 años.

5.8. FACTIBILIDAD

Al observar la diferencia entre los factores más influyentes de la evaluación económica tales como la inversión, los ingresos por ventas y los indicadores financieros; los cuales se muestran en la Tabla 5.23, se establece que la factibilidad y rentabilidad está presente en ambos modos de operación debido a los resultados de dichos indicadores VAN, TIR y Payback.

Tabla 5.23. Diferencias en la Evaluación Económica entre ambos Modos de Operación

Detalle	Proceso RSVPP	
	Rechazo de Etano	Recuperación de Etano
Inversión [\$us]	565.036.814	1.215.036.814
Ingresos por Ventas [\$us]	763.934.139	884.338.144
VAN [\$us]	2.400.506.740	2.382.570.859
TIR [%]	90	54
Payback [Años]	3	4

Fuente: Elaboración Propia.

El diseño del proceso RSVPP también es benéfico para la estabilidad de los costos de operación y en la flexibilidad de operación. Es decir, se dispone con la facilidad de recuperar los LGN sin sacrificar la productividad de la planta. Actualmente la mayoría de tecnologías mejoradas están orientadas en esta dirección.

CAPÍTULO 6 - CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

6.1. CONCLUSIONES

- Se identificaron las limitaciones de la tecnología utilizada actualmente en la planta separadora de líquidos Carlos Villegas (PSLCV), RSV de Ortloff; encontrando que, la planta únicamente ha operado en modo rechazo de etano y si la planta cambia su operatividad a modo recuperación de etano, según los parámetros de diseño del proceso RSV, la recuperación de etano y de los demás líquidos del gas natural (LGN) es relativamente baja, así como la capacidad de producción, la cual se corrobora con registros de los últimos años que está por debajo del 50%.
- Se realizó la comparación de las características de los modos de operación que permite el proceso RSV, entre recuperación y rechazo de etano, encontrado que los parámetros de operación tienden a ser inestables debido a una variación en la configuración de los equipos de las unidades criogénicas y respecto al porcentaje de la condensación de LGN en los intercambiadores de calor se tienen valores de 35,08% en modo rechazo de etano y 55,47% en modo recuperación de etano.
- Se efectuó el análisis técnico de los parámetros de mejora basada en la tecnología mejorada RSVPP que agrega un compresor de entrada, lo que permite que el gas de alimentación intercambie calor a alta presión en los intercambiadores, donde el calor latente del gas de alimentación es menor a alta presión, lo que incrementa el porcentaje de recuperación de LGN a 63,62% para el modo rechazo de etano y 87,20% para el modo recuperación de etano por el aporte del sistema de refrigeración con propano.
- Se establecieron los criterios adecuados en la obtención de los diferentes productos de la PSLCV en la zona de fraccionamiento, concluyendo que independientemente de la operatividad, con el proceso RSVPP se tiene un incremento en la producción de GLP; además, las cantidades de isopentano y gasolina estabilizada logran mantenerse estables. Adicionalmente, el proceso RVPP es apto para la operación en modo recuperación de etano, logrando generar la suficiente materia prima con destino a la industrialización en términos de petroquímica.
- Se elaboró un análisis económico para determinar la factibilidad del proyecto en base a los indicadores financieros, donde se obtuvo un VAN de \$us 2.400.506.740 y \$us 2.382.570.859 en modo rechazo y recuperación de etano respectivamente. Además, la

TIR es de 90% en modo rechazo de etano y 54% en modo recuperación de etano, como ambos valores son mayores a la tasa de oportunidad de 10%, ambos casos son rentables. En cuanto al tiempo de retorno de la inversión, se registra un periodo de 3 años para el modo rechazo de etano y 4 años para el modo recuperación de etano.

- Finalmente, se concluye que se realizó exitosamente el análisis para la adecuación y el mejoramiento del proceso RSV en la operatividad de la PSLCV, mediante la identificación de sus limitaciones, la comparación de las características de los modos de operación, el análisis técnico de los parámetros de mejora en el proceso RSV, la determinación de los criterios adecuados en la obtención de los productos y la evaluación económica.

6.2. RECOMENDACIONES

En base a los criterios formados durante la realización del presente estudio, se recomienda lo siguiente:

- Realizar un estudio más detallado del impacto ambiental de las tecnologías RSV mejoradas, incluyendo el proceso RSVPP implementado en el presente proyecto.
- También se recomienda realizar un análisis más exhaustivo en cuanto al estudio de mercado que pueda englobar de manera explícita, a fin de tener la certeza de los mercados destinados para los productos de la Planta Separadora de Líquidos Carlos Villegas (PSLCV) con proyecciones futuras.
- Ajustar la capacidad de la PSLCV para el funcionamiento adecuado debido a que no se llega a alcanzar la base de diseño que corresponde al Caudal de Gas Residual reinyectado al GIJA cuyo valor es de 978 MMSCFD, con los caudales de entrada de diseño 1.137 MMSCFD para caso 1A Recuperación etano 95% y 1.047 MMSCFD para caso 2A Rechazo de etano; el caudal de gas residual producido alcanza valores de 862,45 MMSCFD y 841,83 MMSCFD en modo recuperación y rechazo de etano respectivamente, las cuales representan a una capacidad óptima de hasta 87%.
- Realizar mayores mantenimientos de las Unidades Criogénicas y la Zona de Fraccionamiento para trabajar con una capacidad de producción más estable en base a los protocolos de mejora continua y verificar con mayor certeza los resultados.
- A partir del momento en que el complejo petroquímico se coloque en marcha, existirá la necesidad de abastecimiento de sus productos, incrementándose

gradualmente según la curva de demanda de los productos petroquímicos, por ello se recomienda incrementar la capacidad de producción de la PSLCV a sus valores óptimos. Además, la planta de extracción de licuables debe operar con alta eficiencia de recuperación de LGN.

- Será vital promover el desarrollo de proyectos de exploración y explotación de yacimientos y campos hidrocarburíferos para proveer la suficiente materia prima e insumos necesarios que alimentan a la planta de separación de líquidos del gas natural, esto en sentido el sector Upstream es esencial reactivar los sectores Midstream y Downstream de la industria de hidrocarburos.



BIBLIOGRAFÍA

- ANH Agencia Nacional de Hidrocarburos. (2023a). *Exportación de Gasolina Rica en Isopentanos*. Dirección de Planificación y Estadística (DPE).
- ANH Agencia Nacional de Hidrocarburos. (2023b). *Exportación de GLP*. Dirección de Planificación y Estadística (DPE).
- ANH Agencia Nacional de Hidrocarburos. (2023c). *Importación de Gasolina*. Dirección de Planificación y Estadística (DPE).
- ANH Agencia Nacional de Hidrocarburos. (2023d). *Producción de la Planta Separadora de Líquidos Carlos Villegas (PSLCV)*. Dirección de Planificación y Estadística (DPE).
- ANH & YPF. (2023). *Manual de Operación de la Planta Separadora de Líquidos Carlos Villegas (PSLCV)*. Dirección de Refinación, Industrialización y Petroquímica (DRIP).
- Campbell, J. M. (1992). Gas Conditioning and Processing. Volume 2: The equipment modules. En *Gas Conditioning and Processing Vol. 2*.
- CBHE Cámara Boliviana de Hidrocarburos y Energía. (2018). *Revista Energética de Bolivia: Petróleo & Gas. N° 121*.
- Cengel, Y. A., & Boles, M. A. (2009). Termodinámica (V. Gonzales & S. Sarmiento, Trads.). En P. Roig (Ed.), *Termodinamica* (Séptima).
- Chebbi, R., Al-Amoodi, N. S., Abdel Jabbar, N. M., Husseini, G. A., & Al Mazroui, K. A. (2010). Optimum ethane recovery in conventional turboexpander process. *Chemical Engineering Research and Design*, 88(5-6). <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2009.11.003>
- Daza, M. (2019). Principios de Exploración, Explotación y Procesamiento del Gas Natural. En *Creaciones PROGRAFIC* (1ra. Edición).
- Ewan, D. N., Lawrence, J. B., Rambo, C. L., & Tonne, R. R. (1975). *Why cryogenic processing (investigating the feasibility of a cryogenic turbo-expander plant)*.
- Felder, R., & Rousseau, R. (2004). *Principios Elementales de los Procesos Químicos* (Limusa, Ed.; 3ra. Edición).
- Getu, M., Mahadzir, S., Long, N. V. D., & Lee, M. (2013). Techno-economic analysis of potential natural gas liquid (NGL) recovery processes under variations of feed compositions. *Chemical Engineering Research and Design*, 91(7). <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2013.01.015>

- Google Maps. (2024). *Planta Separadora de Líquidos Carlos Villegas (PSLCV)*.
<https://www.google.com/maps/search/Planta+Separadora+de+Liquidos+Carlos+Villegas+Google+Earth/@-21.9513434,-63.6368502,17z/>
- (GPSA), G. P. S. A. (2004). GPSA-Engineering Data Book. En *GPSA ENGINEERING DATABOOK ERRATA*.
- Hu, H., Jiang, H., Jing, J., Pu, H., Tan, J., & Leng, N. (2019). Optimization and Exergy Analysis of Natural Gas Liquid Recovery Processes for the Maximization of Plant Profits. *Chemical Engineering and Technology*, 42(1). <https://doi.org/10.1002/ceat.201800238>
- Jiang, H., & Li, H. (2021). Economic and thermodynamic comparison of enhanced recycle split vapor processes for ethane recovery under different rich feed compositions. *Energy Reports*, 7, 8207-8227. <https://doi.org/10.1016/J.EGYR.2021.08.127>
- Jin, C., & Lim, Y. (2018). Economic evaluation of NGL recovery process schemes for lean feed compositions. *Chemical Engineering Research and Design*, 129. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2017.11.027>
- Kherbeck, L., & Chebbi, R. (2015). Optimizing ethane recovery in turboexpander processes. *Journal of Industrial and Engineering Chemistry*, 21. <https://doi.org/10.1016/j.jiec.2014.02.035>
- Kidnay, A. J., Parrish, W. R., & McCartney, D. G. (2019). Fundamentals of Natural Gas Processing. En *Fundamentals of Natural Gas Processing*. <https://doi.org/10.1201/9780429464942>
- Lemmon, E. W., McLinden, M. O., & Wagner, W. (2009). Thermodynamic properties of propane. III. A reference equation of state for temperatures from the melting line to 650 K and pressures up to 1000 MPa. *Journal of Chemical and Engineering Data*, 54(12). <https://doi.org/10.1021/je900217v>
- Mak, J., Chung, W. C., Graham, C., & Wierenga, D. H. (2004). Retrofit of a NGL process for high propane and ethane recovery. *GPA Annual Convention Proceedings*.
- Mehrpooya, M., Vatani, A., & Ali Mousavian, S. M. (2010). Introducing a novel integrated NGL recovery process configuration (with a self-refrigeration system (open-closed cycle)) with minimum energy requirement. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 49(4). <https://doi.org/10.1016/j.cep.2010.03.004>

- Mokhatab, S., & Poe, W. (2012). Handbook of Natural Gas Transmission and Processing. En *Handbook of Natural Gas Transmission and Processing*. <https://doi.org/10.1016/C2010-0-66115-3>
- Ortloff Engineers. (2003). *Recycle Split Vapor RSV Process*. <http://www.ortloff.com>
- Pitman, R. N., Hudson, H. M., Wilkinson, J. D., & Cuellar, K. T. (1998). Next generation processes for NGL/LPG recovery. *Proceedings, Annual Convention - Gas Processors Association*.
- Thompson, G. R., Adams, J. B., Al Hammadi, A., Al Kaabi, S., & Sibal, P. W. (2004). Qatargas II: Full supply chain overview. *14th International Conference and Exhibition on Liquefied Natural Gas*.
- UOP, & Ortloff. (2016). *Recycle Split Vapor 2 Process for Retrofits*.
- Zhang, S., Jiang, H., Jing, J., Qin, M., Chen, D., & Chen, C. (2020). Comprehensive comparison of enhanced recycle split vapour processes for ethane recovery. *Energy Reports*, 6. <https://doi.org/10.1016/j.egyr.2020.07.010>

ANEXOS

Anexo 1. Ficha Técnica de la Planta de Separación de Líquidos Carlos Villegas (PSLCV)



Ficha Técnica

PLANTA DE SEPARACIÓN DE LÍQUIDOS CARLOS VILLEGAS

Datos Generales

Departamento:	Tarija
Provincia:	Gran Chaco
Municipio:	Yaculba
Fecha inicio construcción:	Mayo 2012
Fecha final construcción:	Octubre 2014
Puesta en operación:	Agosto 2015
Método de Contratación:	Llave en mano
Empresa Constructora:	Técinas Reunidas (España)
Empresa Operadora:	YPFB
Licencia Tecnológica:	Recycle Split Vapor (RSV) licenciado por ORTLOFF

Suministro

Materia Prima:	GAS Natural
Capacidad de Alimentación:	1.044 (MMPCSD)
Ducto:	GIIJA
Cond. Entrada:	95°F - 950 psig

Producción

PRODUCTO	CAP. DISEÑO	PRESIÓN OPERACIÓN	TEMPERATURA
GPL	2.247 TMD	TOPE 217,5 PSIG FONDO 227,5 PSIG	TOPE 155,1 °F FONDO 320 °F
GASOLINA ESTABILIZADA	1.658 BPD	TOPE 42,5 PSIG FONDO 55 PSIG	TOPE 166,4 °F FONDO 223,7 °F
GASOLINA RICA EN ISOPENTANOS	1.044 BPD	TOPE 42,5 PSIG FONDO 55 PSIG	TOPE 166,4 °F FONDO 223,7 °F

Sistema de Almacenaje

PRODUCTOS	CAP. DISEÑO	PRESIÓN DE DISEÑO	TEMPERATURA	CANTIDAD
GPL (V-607 A/B/C/D)	15.252 TN	210 psig	131,6 °F	4
GASOLINA RICA EN ISOPENTANOS (V-608 A/B/C)	12.732 BBL	275 psig	200 °F	3
GASOLINA ESTABILIZADA (TK- 609 A/B)	17.480 BBL	---	---	2

Dirección de Refinación, Industrialización y Petroquímica

Fuente: Reproducido de la Dirección de Refinación, Industrialización y Petroquímica (DRIP), ANH, 2023.

Anexo 2. Maqueta de la PSLCV



Fuente: Elaborado en base al Manual de Operación de PSLCV, ANH & YPFB, 2023.

Anexo 3. Certificado de Calidad del GLP

 <p>La fuerza que transforma Bolivia</p>	GIND - Gerencia de Industrialización		Código: RG-03-B-PP-2-GIND/DOP-1						
	CERTIFICADO DE CALIDAD DE GLP								
Planta:	PSL-CV	Nº de Certificado:	218/2020						
Fecha de Muestreo:	23/10/2020	Hora:	16:10:00						
Bullet/Esfera Nº.:	V-607C	Nro. Lote:	74						
COMPOSICIÓN (% Vol. Liq)									
CROMATOGRAFIA	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	i - C ₄ H ₁₀	n - C ₄ H ₁₀	i - C ₅ H ₁₂	n - C ₅ H ₁₂	C ₆ +	TOTAL
GLP	0,0000	1,2563	65,6958	13,3852	18,0957	1,4726	0,0943	0,0000	100,00%
Nº.	PRUEBA	METODO ASTM	ESPECIFICACION		UNIDAD	RESULTADO			
			MINIMO	MAXIMO					
1	Grav. Especifica a 60 °F	ASTM D - 2598	0,52	0,57	-	0,5259			
2	Tensión de Vapor a 100 °F	ASTM D - 2598	80	170	PSig.	143,73			
3	Residuo Volátil 95% Volumen	ASTM D - 1837		2,2 (36)	°C(°F)	-2,4			
4	Pentano y mas pesados	ASTM D - 2163		2	%Vol	1,5670			
5	Residuo por evaporación 100 ml	ASTM D - 2158		0,05	ml	0,00			
6	Corrosión lámina de cobre	ASTM D - 1838		1	-	1			
7	Azufre total	ASTM D - 2784		200	ppm/P	1,6978			
8	Humedad	ASTM D - 2713	Cumple		-	Cumple			
9	Poder calorífico superior	ASTM D - 3588	Informar		BTU/ft ³	2735,30			
					BTU/lb	21546,30			
10	Contenido de etano	ASTM D - 2163		3	% Vol.	1,2563			
COMPOSICION:		% C ₃	% C ₄						
		63,0428	34,2559						

Fuente: Reproducido de la Dirección de Refinación, Industrialización y Petroquímica (DRIP), ANH, 2023.

Anexo 4. Certificado de Calidad de Gasolina Rica en Isopentano

	GIND - Gerencia de Industrialización		Código: RG-42-A-PP-2-GIND/DOP-1			
	CERTIFICADO DE CALIDAD DE GASOLINA RICA EN ISOPENTANO					
Planta: PSL-CV Fecha de Muestreo: 14/10/2020 Tanque N°.: V-608C			N° de Certificado: 39/2020 N°. de Lote: 12 Hora: 8:14			
N°.	PRUEBA	METODO ASTM	UNIDAD	ESPECIFICACION		RESULTADO
				MINIMO	MAXIMO	
1	Tensión de Vapor Reid	ASTM D - 637B	PSIa		21	20,51
2	Gravedad API a 60 °F	ASTM D - 4052	API		96	91,54
3	Color	Visual		Incoloro		Incoloro
4	Apariencia	Visual		Cristalina		Cristalina
5	Gravedad especifica a 60/60°F	ASTM D - 4052	-	0,62		0,6254
Las especificaciones han sido determinadas en base a datos historicos del producto.						

Fuente: Reproducido de la Dirección de Refinación, Industrialización y Petroquímica (DRIP), ANH, 2023.

Anexo 5. Certificado de Calidad de Gasolina Estabilizada

	GIND - Gerencia de Industrialización		Código: RG-05-A-PP-2-GIND/DOP-1			
	CERTIFICADO DE CALIDAD GASOLINA ESTABILIZADA					
Planta: PSL-CV		N° de Certificado: 109/2020		N° de Lote: 55		
Fecha de Muestreo: 30/10/2020		N° de Lote: 55		Hora: 12:55		
Tanque N°: TK-609B						
N°.	PRUEBA	METODO	UNIDAD	ESPECIFICACION		RESULTADO
				MINIMO	MAXIMO	
1	Tensión de Vapor Reid a 100°F	ASTM-6378	PSIa		12	11,45
2	Gravedad API a 60 °F	ASTM-4052	API		85	81,69
3	Color	Visual	-	Incoloro		Incoloro
4	Apariencia	Visual	-	Cristalina		Cristalino
	Gravedad especifica a 60/60 °F	ASTM-4052	-	0,65		0,6637
Las especificaciones han sido determinadas en base a datos historicos del producto.						

Fuente: Reproducido de la Dirección de Refinación, Industrialización y Petroquímica (DRIP), ANH, 2023.

Anexo 6. Entrada de la Planta de Separación de Líquidos de Carlos Villegas (PSLCV)



Fuente: Elaboración Propia.

Anexo 7. Visita a la Planta Separadora de Líquidos Carlos Villegas (PSLCV)



Fuente: Elaboración Propia.



**DIRECCIÓN DE DERECHO DE AUTOR
Y DERECHOS CONEXOS
RESOLUCIÓN ADMINISTRATIVA NRO. 1-4052/2024
La Paz, 26 de noviembre de 2024**

VISTOS:

La solicitud de Inscripción de Derecho de Autor presentada en fecha **20 de noviembre de 2024**, por **KARINA ROJAS CANDIA** con **C.I. N° 9915005 LP**, con número de trámite **DA 2320/2024**, señala la pretensión de inscripción del Proyecto de Grado titulado: **"ADECUACIÓN Y MEJORAMIENTO DEL PROCESO DE RECICLAJE DE VAPOR DIVIDIDO (RSV) EN LA OPERATIVIDAD DE LA PLANTA SEPARADORA DE LÍQUIDOS CARLOS VILLEGAS"**, cuyos datos y antecedentes se encuentran adjuntos y expresados en el Formulario de Declaración Jurada.

CONSIDERANDO:

Que, en observación al Artículo 4º del Decreto Supremo N° 27938 modificado parcialmente por el Decreto Supremo N° 28152 el *"Servicio Nacional de Propiedad Intelectual SENAPI, administra en forma desconcentrada e integral el régimen de la Propiedad Intelectual en todos sus componentes, mediante una estricta observancia de los regímenes legales de la Propiedad Intelectual, de la vigilancia de su cumplimiento y de una efectiva protección de los derechos de exclusiva referidos a la propiedad industrial, al derecho de autor y derechos conexos; constituyéndose en la oficina nacional competente respecto de los tratados internacionales y acuerdos regionales suscritos y adheridos por el país, así como de las normas y regímenes comunes que en materia de Propiedad Intelectual se han adoptado en el marco del proceso andino de integración"*.

Que, el Artículo 16º del Decreto Supremo N° 27938 establece *"Como núcleo técnico y operativo del SENAPI funcionan las Direcciones Técnicas que son las encargadas de la evaluación y procesamiento de las solicitudes de derechos de propiedad intelectual, de conformidad a los distintos regímenes legales aplicables a cada área de gestión"*. En ese marco, la Dirección de Derecho de Autor y Derechos Conexos otorga registros con carácter declarativo sobre las obras del ingenio cualquiera que sea el género o forma de expresión, sin importar el mérito literario o artístico a través de la inscripción y la difusión, en cumplimiento a la Decisión 351 Régimen Común sobre Derecho de Autor y Derechos Conexos de la Comunidad Andina, Ley de Derecho de Autor N° 1322, Decreto Reglamentario N° 23907 y demás normativa vigente sobre la materia.

Que, la solicitud presentada cumple con: el Artículo 6º de la Ley N° 1322 de Derecho de Autor, el Artículo 26º inciso a) del Decreto Supremo N° 23907 Reglamento de la Ley de Derecho de Autor, y con el Artículo 4º de la Decisión 351 Régimen Común sobre Derecho de Autor y Derechos Conexos de la Comunidad Andina.

Que, de conformidad al Artículo 18º de la Ley N° 1322 de Derecho de Autor en concordancia con el Artículo 18º de la Decisión 351 Régimen Común sobre Derecho de Autor y Derechos Conexos de la Comunidad Andina, referentes a la duración de los Derechos Patrimoniales, los mismos establecen que: *"la duración de la protección concedida por la presente ley será para toda la vida del autor y por 50 años después de su muerte, a favor de sus herederos, legatarios y cesionarios"*

Que, se deja establecido en conformidad al Artículo 4º de la Ley N° 1322 de Derecho de Autor, y Artículo 7º de la Decisión 351 Régimen Común sobre Derecho de Autor y Derechos Conexos de la Comunidad Andina que: *"...No son objeto de protección las ideas contenidas en las obras literarias, artísticas, o el contenido ideológico o técnico de las obras científicas ni su aprovechamiento industrial o comercial"*

Que, el artículo 4, inciso e) de la ley N° 2341 de Procedimiento Administrativo, instituye que: *"... en la relación de los particulares con la Administración Pública, se presume el principio de buena"*



fe. La confianza, la cooperación y la lealtad en la actuación de los servidores públicos y de los ciudadanos ...", por lo que se presume la buena fe de los administrados respecto a las solicitudes de registro y la declaración jurada respecto a la originalidad de la obra.

POR TANTO:

El Director de Derecho de Autor y Derechos Conexos sin ingresar en mayores consideraciones de orden legal, en ejercicio de las atribuciones conferidas.

RESUELVE:

INSCRIBIR en el Registro de Tesis, Proyectos de Grado, Monografías y Otras Similares de la Dirección de Derecho de Autor y Derechos Conexos, el Proyecto de Grado titulado: **"ADECUACIÓN Y MEJORAMIENTO DEL PROCESO DE RECICLAJE DE VAPOR DIVIDIDO (RSV) EN LA OPERATIVIDAD DE LA PLANTA SEPARADORA DE LÍQUIDOS CARLOS VILLEGAS"** a favor de la autora y titular: **KARINA ROJAS CANDIA** con **C.I. N° 9915005 LP** bajo el seudónimo **KARINA**, quedando amparado su derecho conforme a Ley, salvando el mejor derecho que terceras personas pudieren demostrar.

Regístrese, Comuníquese y Archívese.

CASA/Im

Firmado Digitalmente por:

Servicio Nacional de Propiedad Intelectual - SENAPI
CARLOS ALBERTO SORUCO ARROYO
DIRECTOR DE DERECHO DE AUTOR Y DERECHOS CONEXOS
LA PAZ - BOLIVIA



Firma:



BiMur0Sp2Np41E

PARA LA VALIDACIÓN DEL PRESENTE DOCUMENTO INGRESAR A LA PÁGINA WEB www.senapi.gob.bo/verificacion Y COLOCAR CÓDIGO DE VERIFICACIÓN O ESCANEAR CÓDIGO QR.



Oficina Central - La Paz
Av. Montes, N° 515,
entre Esq. Uruguay y
C. Batallón Illimani.
Telfs.: 2115700
2119276 - 2119251

Oficina - Santa Cruz
Av. Uruguay, Calle
prolongación Quijarro,
N° 29, Edif. Bicentenario.
Telfs.: 3121752 - 72042936

Oficina - Cochabamba
Calle Bolívar, N° 737,
entre 16 de Julio y Antezana.
Telfs.: 4141403 - 72042957

Oficina - El Alto
Av. Juan Pablo II, N° 2560
Edif. Multicentro El Ceibo
Ltda. Piso 2, Of. 5B,
Zona 16 de Julio.
Telfs.: 2141001 - 72043029

Oficina - Chuquisaca
Calle Kilómetro 7, N° 366
casi esq. Urriagoitia,
Zona Parque Bolívar.
Telf.: 72005873

Oficina - Tarija
Av. La Paz, entre
Calles Ciro Trigo y Avaroa
Edif. Santa Clara, N° 243.
Telf.: 72015286

Oficina - Oruro
Calle 6 de Octubre, N° 5837,
entre Ayacucho
y Junín, Galería Central,
Of. 14.
Telf.: 67201288

Oficina - Potosí
Av. Villazón entre calles
Wenceslao Alba y San Alberto,
Edif. AM. Salinas N° 242,
Primer Piso, Of. 17.
Telf.: 72018160



KARINA ROJAS CANDIA

Correo: rojascandiakarina@gmail.com

Celular: 69700598