



UNIVERSIDAD NACIONAL DEL COMAHUE

Facultad de Ingeniería

Departamento de Geología y Petróleo

PROYECTO INTEGRADOR PROFESIONAL

**DISEÑO DEL TREN DE DESTILACIÓN DE UNA PLANTA
JOULE-THOMSON**

Alumnos:

- **Candia Espinosa María José** Legajo: ING-6166
- **Morales Matías Adrián** Legajo: ING-6466

Tutor Interno:

- **Ing. Esteban González**

Tutor Externo:

- **Ing. Pablo Javier Troncoso**



AGRADECIMIENTOS

Queremos expresar nuestro más sincero agradecimiento a nuestros tutores del proyecto, Ing. Pablo Troncoso e Ing. Esteban González, por su valiosa orientación, dedicación y apoyo constante a lo largo del desarrollo de este trabajo. Sus conocimientos, sugerencias y acompañamiento fueron fundamentales para concretar este proyecto.

Agradecemos también a los profesores de la Facultad de Ingeniería y a la Universidad Nacional del Comahue por brindarnos la formación académica y las herramientas necesarias para llevar adelante la realización de este trabajo.

Finalmente, deseamos agradecer profundamente a nuestras familias y amigos por su apoyo incondicional, comprensión y constante motivación a lo largo de este camino. Cada palabra de aliento y cada gesto de acompañamiento fueron fundamentales para seguir adelante y alcanzar esta meta tan esperada.



RESUMEN

En la planta de procesamiento de gas con tecnología Joule–Thomson de una importante empresa operadora, no se dispone de los activos necesarios para el tratamiento de hidrocarburos líquidos resultantes del acondicionamiento del gas. En consecuencia, estos fluidos son transportados mediante un gasoducto flexibilizado hacia instalaciones externas, lo que implica costos logísticos y operativos adicionales, además de representar una pérdida de oportunidad comercial. Asimismo, esta corriente líquida genera problemas operativos en la planta, principalmente la presencia de gas en las bombas.

Para resolver estas problemáticas, se diseñó un tren de destilación para ser integrado a la planta actual. El diseño, dimensionamiento y simulación fueron realizados mediante el software Aspen HYSYS. Asimismo, la interconexión de los equipos y el cumplimiento de los criterios de seguridad quedaron garantizados en el Diagrama de Tuberías e Instrumentación (P&ID).

Los resultados demuestran que el tren de destilación propuesto estabiliza la corriente y elimina la presencia de gas en las bombas. Se logra obtener una pureza superior al 98% en los destilados, cumpliendo con las especificaciones para despachar un caudal de 184,1 m³/d de GLP y 87,1 m³/d de Gasolina Estabilizada.

Finalmente, la evaluación económica determinó que los ingresos generados por los productos destilados superan el costo del capital total de inversión, arrojando un Periodo de Retorno de Inversión (PRI) menor a un año, lo que confirma que el proyecto es una solución técnica y financieramente viable.

Palabras claves: Joule-Thompson, gasoducto flexibilizado, Tren de destilación, GLP y Gasolina.



ABSTRACT

At a major operating company's gas processing plant utilizing Joule–Thomson technology, the necessary assets for treating the liquid hydrocarbons resulting from gas conditioning are currently unavailable. Consequently, these fluids are transported via a flexible pipeline to external facilities, incurring additional logistical and operational costs, as well as representing a lost commercial opportunity. Furthermore, this liquid stream causes operational issues within the plant, primarily the presence of gas in the pumps.

To address these challenges, a distillation train was designed to be integrated into the existing plant. The design, sizing, and simulation were conducted using Aspen HYSYS software. Additionally, the interconnection of the equipment and compliance with safety criteria were ensured through the Piping and Instrumentation Diagram (P&ID).

The results demonstrate that the proposed distillation train stabilizes the stream and eliminates the presence of gas in the pumps. A purity exceeding 98% is achieved in the distillates, meeting the required specifications to dispatch a flow rate of 184.1 m³/d of LPG and 87.1 m³/d of Stabilized Gasoline.

Finally, the economic evaluation determined that the revenues generated by the distilled products exceed the total capital investment cost, yielding a Payback Period (PBP) of less than one year, confirming that the project is a technically and financially viable solution.

Keywords: Joule–Thomson, flexible gas pipeline, distillation train, LPG, gasoline.



ÍNDICE

INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO I: ANÁLISIS CROMATOGRÁFICO Y RIQUEZA DEL GAS	3
1.1 DETERMINACIÓN DE LA COMPOSICIÓN DEL GAS DE ENTRADA	3
1.2 RIQUEZA DEL GAS.....	4
1.3. IMPUREZAS.....	8
CAPÍTULO II: BASES PARA LA INHIBICIÓN DE HIDRATOS	9
2.1 FORMACIÓN E INHIBICIÓN DE HIDRATOS.....	9
2.2 MODELO MATEMÁTICO PARA LA INHIBICIÓN	10
CAPÍTULO III: DESARROLLO Y SIMULACIÓN DEL PROCESO	12
3.1. INTRODUCCIÓN Y OBJETIVOS DE LA SIMULACIÓN	12
3.2. BASES DEL DISEÑO Y DATOS DE ENTRADA.....	12
3.3. DESCRIPCIÓN DEL MODELO DE SIMULACIÓN	14
3.3.1. Consideraciones generales y supuestos aplicados.....	14
3.3.2. Modelado del circuito de la planta Joule-Thomson La unidad Joule-Thomson contempla las siguientes operaciones unitarias:	14
3.3.2.1. Etapa de Compresión del gas	15
3.3.2.2. Etapa de Inhibición y Preenfriamiento.....	16
3.3.2.3. Etapa de Expansión Isoentálpica.....	18
3.3.2.4. Etapa de Separación de fases.....	20
3.3.2.5. Etapa de Compresión y Verificación de Parámetros.....	21
3.3.3. Modelado del Tren de Destilación	22
3.3.3.1. Etapa de Pretratamiento.....	22
3.3.3.2. Etapa de Despojamiento en Deetanizadora	24
3.3.3.3. Etapa de Reciclo del Gas	27
3.3.3.4. Etapa de Destilación: Obtención de GLP y Estabilización de Gasolina	28
3.3.3.5. Etapa de Enfriamiento y Almacenamiento en Zeppelin.....	32
3.3.3.6. Etapa de Enfriamiento, Despresurización y Almacenamiento en Tanque.....	34
CAPÍTULO IV: CÁLCULO GEOMÉTRICO DE LAS TORRES	36
4.1 CÁLCULO DIMENSIONAL DE LAS TORRES.....	36
4.2. CÁLCULO DIMENSIONAL DE LA DEETANIZADORA	37
4.3. CÁLCULO DIMENSIONAL DE LA COLUMNA DE GLP Y GASOLINA.....	39
CAPÍTULO V: DISEÑO BÁSICO DE ZEPPELIN HORIZONTAL	41
5.1. PARÁMETROS FUNDAMENTALES PARA EL DISEÑO	41



5.2. DISEÑO DE CILINDROS SOMETIDOS A PRESIÓN INTERNA	42
5.2.1. Diseño del cilíndrico	42
5.2.2. Diseño de cabezales elipsoidales (2:1)	43
5.2.3. Verificación por presión externa (Pandeo)	43
5.2.4. Refuerzos de boquillas (aberturas)	44
5.2.5. Requisitos de fabricación	44
5.2.6. Requisitos de inspección (NDT)	44
5.2.7. Prueba hidráulica	45
CAPÍTULO VI: DIAGRAMA P&ID - CONTROL DE PROCESOS	46
6.1. DEFINICIÓN	46
6.2. COMPONENTES INVOLUCRADOS	47
6.2.1. Transmisor	47
6.2.2. Indicador	47
6.2.3. Controlador	48
6.2.4. Actuador	49
6.2.4.1. Válvulas	49
6.3. CRITERIOS DE DISEÑO Y MARCO NORMATIVO	50
6.4. DESCRIPCIÓN DEL P&ID	50
6.4.1. UNIDAD DE ACONDICIONAMIENTO DE LA JOULE-THOMSON. JT-001	51
6.4.1.1. Etapa de Ajuste de Presión	53
6.4.1.2. Etapa de Intercambiadores de calor	54
6.4.1.3. Etapa de Válvula Joule-Thomson	55
6.4.1.4. Etapa de Separación de Fases	56
6.4.2. UNIDAD DE FRACCIONAMIENTO DE LA JOULE-THOMSON. JT-002	57
6.4.2.1. Etapa de Ajuste de Presión para el Fraccionamiento	59
6.4.2.2. Etapa de Separación	59
6.4.2.3. Etapa de Torre Deetanizadora	60
6.4.2.4. Etapa de Torre de Fraccionamiento de GLP y Gasolina	62
6.4.2.5. Etapa de Almacenamiento y Despacho	63
6.5. Resumen operativo del proceso global	65
CAPÍTULO VII: EVALUACIÓN DE RENTABILIDAD DE PROYECTO	66
7.1. CAPITAL TOTAL DE INVERSIÓN	67
7.1.1. CÁLCULO DEL CAPITAL TOTAL DE INVERSIÓN	69
7.1.1.1. Transferencia de Calor	71
7.1.1.2. Rotativos	72



7.1.1.3. Almacenamiento	73
7.1.1.4. Recipientes de Separación	75
7.1.1.5. Fraccionamiento.....	77
7.1.1.6. Corrección por tiempo y Capital Total de Inversión.....	79
7.2. COSTOS OPERATIVOS	80
7.2.1. COSTO DE OPERACIÓN LABORAL (COL)	83
7.2.2 COSTOS POR USO DE RECURSOS (CUT).....	84
7.2.3 COSTOS DE MATERIA PRIMA.....	88
7.2.4. COSTOS DE TRATAMIENTO DE EFLUENTES	89
7.2.5. DEPRECIACIÓN	90
7.3 INGRESOS	91
7.4 IMPUESTOS.....	92
7.5 FLUJO DE CAJA.....	93
CONCLUSIONES	97
BIBLIOGRAFÍA.....	99
ANEXOS	100

INTRODUCCIÓN

El presente proyecto se enmarca en las operaciones de un yacimiento no convencional perteneciente a la formación Vaca Muerta. La producción, proveniente de pozos agrupados en PADs, converge a través de las líneas de Gathering hacia las Instalaciones Centrales de Producción (CPF). Este fluido multifásico ingresa a una presión de 85 kg/cm² (g) y es separado primariamente en gas, hidrocarburos líquidos, agua y partículas sólidas. En la planta Joule-Thomson, un caudal de 2,2 MMSm³/d de gas natural dulce y saturado es acondicionado mediante el ajuste simultáneo de punto de rocío del hidrocarburo y el contenido de vapor de agua.

Tras someter al gas a las temperaturas de refrigeración necesarias para el acondicionamiento, se produce la condensación de hidrocarburos pesados y del agua. Las tres fases resultantes se separan en la unidad y son derivadas a sus respectivos destinos. La corriente gaseosa se inyecta al gasoducto, verificando las especificaciones de venta, la fase acuosa se envía a su sistema de tratamiento y la fase de gasolina sin estabilizar se deriva hacia los sistemas de bombeo para su despacho.

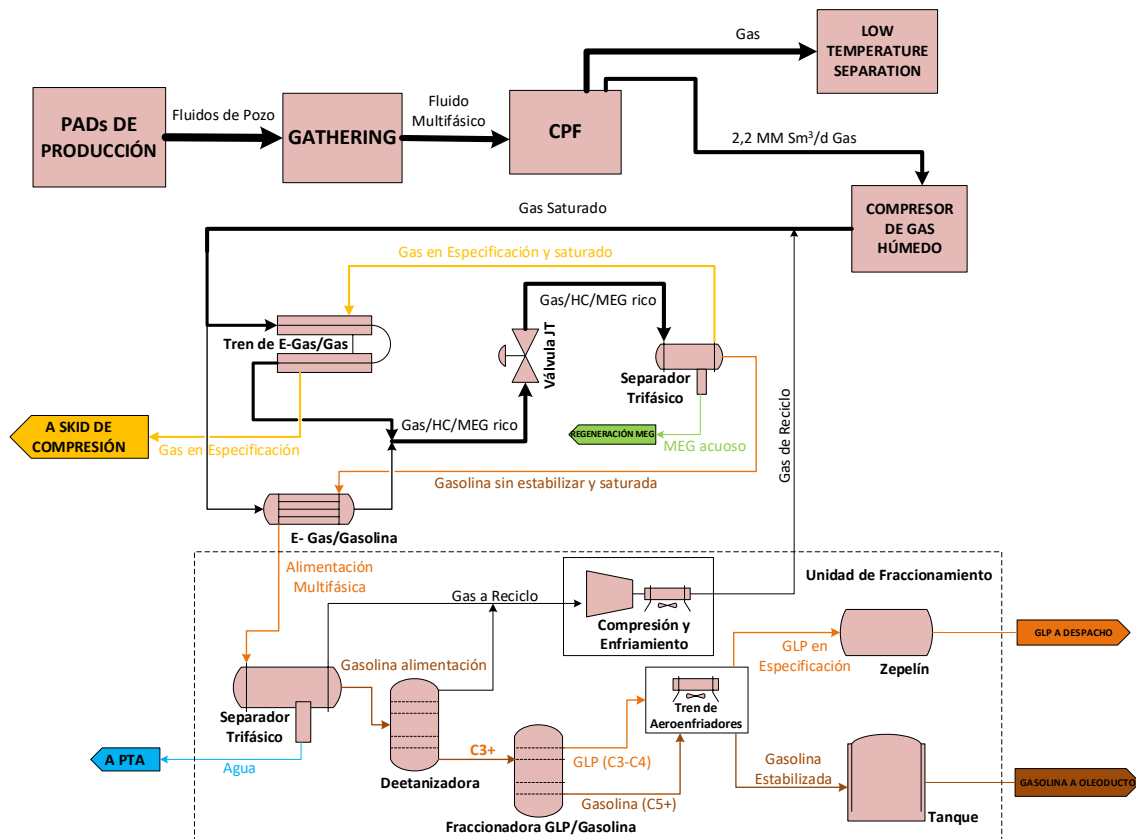
La corriente de hidrocarburos líquidos abandona el proceso, saturada en su punto de burbuja. Esta condición la vuelve inestable ante variaciones térmicas, provocando la vaporización parcial de la gasolina durante el verano. Esto provoca cavitación y presencia de gas en las bombas, obligando a paros no programados de proceso. Para mitigar estos fenómenos, la gasolina se envía a un acumulador elevado, aprovechando la altura para incrementar la presión hidrostática en la succión de las bombas antes de ser inyectada a los sistemas flexibilizados. Adicionalmente, el despacho hacia compañías externas representa una pérdida de oportunidad comercial al no fraccionar los productos in situ.

Ante este escenario, el objetivo principal de este trabajo es el diseño de un tren de destilación para ser incorporado a las instalaciones existentes para estabilizar los

productos, mitigar los problemas en las bombas y capitalizar la oportunidad comercial que se presenta.

El desarrollo del proyecto se estructura a partir del análisis de caudales de GLP y gasolina obtenidos del gas a procesar. Posteriormente, se emplea Aspen HYSYS para la simulación, diseño y dimensionamiento del proceso, lo que permite definir la configuración de las columnas de fraccionamiento, optimizar variables y fundamentar las decisiones de diseño. Asimismo, se presenta el diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) con el propósito de representar lazos de control y sistemas de seguridad necesarios para asegurar la integridad de los equipos. Finalmente, se lleva a cabo una evaluación económica que permite determinar la viabilidad y rentabilidad del proyecto.

El siguiente esquema constituye una representación general orientada a contextualizar el proyecto. Muestra exclusivamente las corrientes y operaciones unitarias vinculadas a la alimentación y productos del tren de destilación.



CAPÍTULO I: ANÁLISIS CROMATOGRÁFICO Y RIQUEZA DEL GAS

Es el punto de partida para el diseño y optimización de la planta. A partir de la caracterización de la corriente de alimentación se identifica la presencia de contaminantes e hidrocarburos pesados, se determina la riqueza del gas mediante el cálculo del GPM (Galones por cada Mil pies cúbicos estándar de gas) y se verifica que el gas sea apto para su procesamiento.

1.1 DETERMINACIÓN DE LA COMPOSICIÓN DEL GAS DE ENTRADA

Para el desarrollo de este trabajo, la cromatografía de gases fue suministrada por la Dirección del proyecto, representando las condiciones operativas reales. Este análisis detalla la fracción molar de cada componente, desde los hidrocarburos livianos hasta los más pesados (C₇, C₈+), incluyendo componentes no hidrocarburiíferos como N₂ y CO₂. En la Tabla 1.1, se presenta la composición del gas.

Tabla 1.1. **Cromatografía del gas**

Componente	Fracción Molar
N₂	0,0014
CO₂	0,0022
Metano	0,8149
Etano	0,1138
Propano	0,0403
i-Butano	0,0089
n-Butano	0,0098
i-Pentano	0,003
n-Pentano	0,002
n-hexano	0,0019
n-heptano	0,001
n-octano	0,0008

Fuente. Dirección de Proyecto

1.2 RIQUEZA DEL GAS

El parámetro GPM es el indicador principal para evaluar la riqueza de un gas natural, ya que indica el volumen teórico de hidrocarburos líquidos recuperables. Su valor permite clasificar a la corriente en gas pobre ($GPM < 2,5$), medianamente rico ($2,5 < GPM < 5$) y gas muy rico ($GPM > 5$). (Manning & Thomson, 1991).

Para su determinación es necesario conocer los siguientes parámetros:

- **Peso molecular (PM):** corresponde a la suma de las masas atómicas de todos los átomos que componen una molécula. En este proyecto, los valores se obtienen a partir de la tabla correspondiente a la Sección M-23, página 2, del *GPSA Engineering Data Book* (GPSA, 2017).
- **Densidad del líquido (ρ_{liq}):** definida como la masa por unidad de volumen de la sustancia en fase líquida. Los valores se extraen de la tabla de la Sección M-23, página 3, del *GPSA Engineering Data Book* (GPSA, 2017).

Para determinar la riqueza de la corriente, se calcula la relación entre el volumen de hidrocarburos líquidos recuperables y el volumen de gas procesado en condiciones estándar.

Partiendo de la Ecuación de estado para gases y de la definición de densidad:

$$\frac{V_g}{V_l} = \frac{\left(\frac{nRT}{P}\right)}{\frac{m}{\delta_l}} \quad (Ec. 1.1)$$

Para un compuesto i se tiene que

$$n_i = \frac{m_i}{PM_i} \quad (Ec. 1.2)$$

Reemplazando en la ecuación 1.1, se obtiene

$$\frac{V_g}{V_l} = \frac{R * T * \delta_l}{P * PM} \quad (Ec. 1.3)$$

Considerando que en condiciones estándar ($P= 101,325 \text{ KPa}$ y $T=15,5^\circ\text{C}$), el volumen molar del gas es $v = 23,6 \text{ Sm}^3/\text{kmol}$. Reemplazando este valor, se obtiene la expresión para cada componente i de la cromatografía.

$$\frac{V_{Gas}}{V_{Líquido}} = 23.6 * \left(\frac{\delta_{liquidoi}}{PM_i} \right) \quad (Ec. 1.4)$$

El inverso de esta relación permite calcular el volumen del líquido teórico que aporta cada componente por cada millón de metros cúbicos estándar de gas. Este procedimiento se repite para cada uno de los componentes mayores a C_2 , excluyendo del análisis de riquezas a los siguientes componentes:

- Nitrógeno y Dióxido de Carbono: no contribuyen al producto de hidrocarburos líquidos y son considerados contaminantes.
- Metano: Si bien es el compuesto mayoritario, su condensación requiere temperaturas criogénicas que exceden el alcance de esta planta.

Tabla 1.2. **Volumen de líquido recuperable por cada millón de Sm^3 de gas procesado**

Compuesto	Fracción molar	PM	Densidad del líquido (kg/m^3)	V_{liq}/V_{gas} (m^3/MMSm^3)
Nitrógeno	0,001	28,01	808,6	-
CO2	0,0022	44,01	821,94	-
C1	0,8149	16,04	299,4	-
C2	0,1138	30,07	355,76	3581,49
C3	0,0403	44,09	506,7	3687,62
i-C4	0,0089	58,12	562	4382,28
n-C4	0,0098	58,12	583,2	4222,97
i-C5	0,003	72,15	623,4	4904,08
n-C5	0,002	72,15	629,7	4855,02
C6	0,0019	86,17	662,7	5510,18
C7	0,001	100,20	686,8	6182,20
C8	0,0008	114,23	705,4	6861,78

Multiplicando la fracción molar por la relación de volúmenes se obtiene el líquido recuperable por cada millón de estándar m^3 de ese componente.

Tabla 1.3. Caudal volumétrico diario de líquidos recuperados

Compuesto	Fracción molar	Líquido recuperable por cada millón de gas estándar (m ³ /MMSm ³)
Nitrógeno	0,001	-
CO ₂	0,0022	-
C ₁	0,8149	-
C ₂	0,1138	407,5
C ₃	0,0403	148,6
i-C ₄	0,0089	39
n-C ₄	0,0098	41,4
i-C ₅	0,003	14,7
n-C ₅	0,002	9,7
C ₆	0,0019	10,4
C ₇	0,001	6,1
C ₈	0,0008	5,4

Finalmente, a la relación de V_{liq}/V_{gas} se procede a multiplicarla por el caudal de alimentación —equivalente a 2.2 MM Sm³/d— con el fin de determinar el caudal volumétrico diario de líquidos recuperados. Asimismo, el caudal másico puede calcularse mediante la ecuación 1.5:

$$\dot{m} = \delta \times Q \quad (Ec. 1.5)$$

Tabla 1.4. Caudal másico.

Compuesto	Densidad líquido (kg/m ³)	Q (m ³ /d)	m (kg/d)
Nitrógeno	808,6	-	-
CO ₂	821,9	-	-
C ₁	299,4	-	-
C ₂	355,8	896,6	318996,83
C ₃	506,7	326,9	165662,71
i-C ₄	562,0	85,8	48222,39
n-C ₄	583,2	91,1	53098,81
i-C ₅	623,4	32,3	20177,54
n-C ₅	629,7	21,3	13451,69
C ₆	662,7	23	15263,68
C ₇	686,8	13,6	9341,05
C ₈	705,4	12,08	8518,92

El valor total de líquidos recuperables para GLP se obtiene mediante la suma de los aportes individuales del propano y del butano. Bajo el mismo criterio, el volumen

correspondiente a la fracción gasolina (C5+) se determina a partir de la sumatoria pentano y superiores.

Se multiplican estas relaciones teóricas por el caudal operativo de la planta (2,2 MM Sm³/d), y se obtienen los caudales teóricos para ambos productos. Finalmente, el caudal másico de GLP se calcula mediante la suma de los caudales másicos del propano y butano.

Tabla 1.5. **Valores de Riqueza y Caudales**

Productos	Líquido recuperable por cada millón de gas estándar (m ³ /MMSm ³)	Caudal Teórico Q (m ³ /d)	Caudal Másico (kg/d)
GLP	229	503,8	266983,91
Gasolinas	46,6	102,4	

A efectos de comparar la riqueza con los parámetros establecidos en la bibliografía existente, se expresan los resultados en unidades de GPM mediante la siguiente relación.

$$GPM = Riqueza\ total * \frac{1\ m^3}{MMSm^3} * \frac{264,172\ gal}{1\ m^3} * \left(\frac{1\ Sm^3}{35,31\ Sft^3} * \frac{1x10^3}{1x10^6} \right)$$

$$GPM = Riqueza\ total\ (GLP + Gasolinas) * 0,00748 \quad (Ec. 1.6)$$

$$GPM = 275,56 * 0,00748$$

$$GPM = 2,06$$

De acuerdo con los criterios de Manning & Thompson (1991), al presentar un GPM inferior a 2,5, la corriente se clasifica como un gas pobre. Para este tipo de fluidos, el proceso de expansión Joule-Thomson resulta el óptimo. Asimismo, esta corriente de gas posee una carga de líquidos que obligatoriamente requiere su ajuste de punto de rocío de hidrocarburos, lo cual confirma la viabilidad de recuperarlos en la planta mediante el diseño adecuado del tren de destilación.

1.3. IMPUREZAS

El gas de alimentación ingresa a la unidad Joule-Thomson como un gas dulce debido a que fue sometido previamente a un proceso de endulzamiento. Es por eso, que los contaminantes como el N_2 y el CO_2 se encuentran por debajo del límite establecido por la normativa de ENARGAS (2023).

Por otro lado, el vapor de agua presenta el desafío operativo más crítico para el proceso. Su importancia no solo radica en que disminuye el poder calorífico del gas, sino que, su condensación puede desencadenar procesos que comprometen la integridad mecánica de los activos.

Sin embargo, el reporte cromatográfico arroja un valor nulo de contenido de agua, esto se debe a que la cromatografía se realiza en base seca. Desde el punto de vista operativo, se debe asumir que el gas natural ingresa en condición 100% saturado en vapor de agua, debido a su contacto previo con el agua de formación en yacimiento.

Esta condición implica que el gas se encuentra en el punto de rocío del agua. Por lo tanto, cualquier descenso de la temperatura en el sistema, que sea necesario para lograr la condensación de hidrocarburos, provocará inevitablemente la aparición de agua libre.

El ingreso de agua líquida a los sistemas de intercambio térmico presenta dos desventajas críticas. En primer lugar, reduce la eficiencia global del proceso de pre-enfriamiento, ya que gran parte de la capacidad frigorífica suministrada se consume en enfriar la fracción acuosa, en lugar de disminuir la temperatura del gas de proceso.

En segundo lugar, y más relevante para la integridad de las instalaciones, la presencia continua de agua libre en condiciones de alta presión y baja temperatura crea el escenario ideal para la formación de hidratos de gas.

Por consiguiente, es necesario implementar una estrategia de mitigación antes de someter el gas a un proceso de enfriamiento. Esta necesidad operativa conlleva a realizar un análisis y selección de un sistema de inhibición mediante la inyección de glicol, asegurando así la continuidad y seguridad de todo el proceso.

CAPÍTULO II: BASES PARA LA INHIBICIÓN DE HIDRATOS

La ausencia de facilidades de entrada en la planta impide garantizar el ingreso del gas en estado monofásico a los intercambiadores de calor. Para mitigar este problema, la planta dispone de un sistema de inyección de inhibidor.

A continuación, se desarrolla la base necesaria para predecir las condiciones termodinámicas de formación, los criterios de inhibición y presentar los modelos matemáticos utilizados para el cálculo de los requerimientos de inyección.

2.1 FORMACIÓN E INHIBICIÓN DE HIDRATOS

Los hidratos son compuestos cristalinos resultantes de la combinación física de agua con moléculas de bajo peso molecular, generando un sólido de apariencia similar al hielo, pero con una estructura cristalina distinta (GPSA, 2017, cap. 20, p. 9). La determinación de la temperatura de formación de estos hidratos puede obtenerse mediante la ecuación propuesta por Marcias Martínez:

$$TFH_{ESTIMADA}[^{\circ}F] = 1.57206[P^{(0.8606-0.0474\ln P)}] \quad (Ec. 2.1)$$

La formación de hidratos puede evitarse mediante la eliminación de la fase acuosa condensada a través de un proceso de deshidratación. Sin embargo, en ciertos casos este método puede no ser práctico o económicamente viable. Bajo estas condiciones, la inyección de compuestos como glicoles o metanol resulta una alternativa eficaz. Al inyectarse, el inhibidor se mezcla con el agua libre presente en la corriente y deprime la temperatura teórica de formación hidratos (GPSA, 2017).

El monoetilenglicol (MEG) presenta ventajas frente a otros glicoles —como el dietilenglicol (DEG) y el trietilenglicol (TEG)— debido a su menor costo, menor viscosidad y mayor solubilidad en hidrocarburos líquidos. Para que el inhibidor sea eficaz, su inyección debe realizarse en el punto óptimo, es decir, donde el gas húmedo alcanza la temperatura de formación de hidratos (GPSA, 2017).

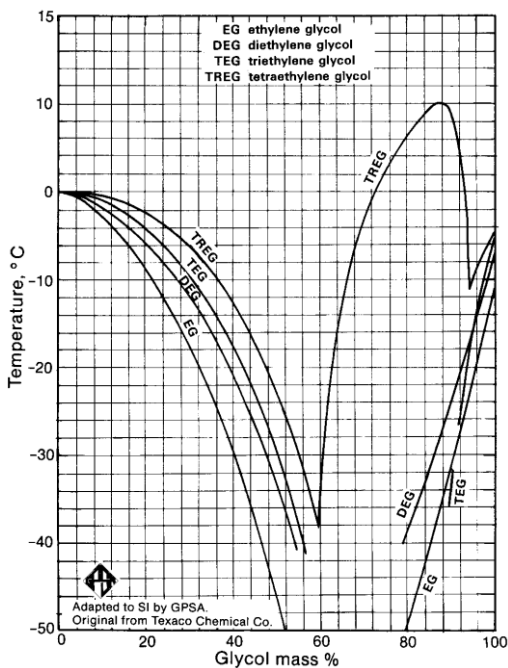
En unidades de expansión Joule–Thomson, los puntos recomendados se encuentran en las entradas de los intercambiadores gas/gas, gas/gasolina, así como también en la

entrada a la válvula JT. También constituye un punto estratégico la zona previa a la bifurcación de las corrientes que alimentan cada intercambiador.

La mezcla conformada por el inhibidor, el agua condensada y los hidrocarburos líquidos es posteriormente separada de la corriente gaseosa. En esta etapa, el punto de rocío del agua en la fase gaseosa coincide prácticamente con la temperatura de separación. El MEG diluido puede generar emulsiones con los hidrocarburos, por ello, el separador debe asegurar una ruptura eficiente de dicha emulsión, permitiendo recuperar la corriente de glicol rico para su envío hacia el sistema de regeneración.

El MEG regenerado debe poseer un punto de congelamiento menor que la temperatura mínima del proceso. Para ello, el sistema de regeneración debe operar a una concentración típica entre 75 y 80 % en peso (GPSA, 2017). La figura 2.1 muestra los puntos de congelamiento para diferentes concentraciones y tipos de glicoles:

Figura 2.1. **Gráfico X-Puntos de Congelamiento de las soluciones acuosas de glicol**



Fuente. GPSA (2017).

2.2 MODELO MATEMÁTICO PARA LA INHIBICIÓN

La concentración mínima del inhibidor cuando está diluido en agua condensada puede estimarse mediante la ecuación de Hammerschmidt, ecuación 2.2 (GPSA, 2017):

$$d = \frac{2335 * X_R}{1.8 * M_I * (1 - X_R)} \quad (Ec. 2.2)$$

Donde:

- d : disminución de la temperatura de formación de hidratos, °C
- X_R : Concentración del inhibidor, % peso
- M_I : Peso molecular del inhibidor, kg/kmol

Por otro lado, d se define como la diferencia de temperatura de formación a la entrada de la corriente y la temperatura de formación de hidratos deseada:

$$d = TFH_{ENTRADA} - TFH_{DESEADA} \quad (Ec. 2.3)$$

Los valores de $TFH_{ENTRADA}$ se determinará mediante el empleo del simulador ASPEN Hysys. Los puntos óptimos de inyección de MEG considerados fueron: bifurcación de corrientes, entrada a los intercambiadores gas/gas y gas/gasolina y entrada a la válvula JT.

La $TFH_{DESEADA}$ se fijó a un valor reducido en 5°C menos que la Temperatura de salida, esto es:

$$TFH_{DESEADA} = T_{SALIDA} - 5^{\circ}C \quad (Ec. 2.4)$$

La cantidad de inhibidor requerida se determina en función de la temperatura de formación de hidratos deseada (TFH_D), del contenido de agua presente —el cual depende de las variables de proceso— y del peso molecular del inhibidor utilizado.

$$m_I = \frac{X_R * m_{H2O}}{X_P - X_R} \quad (Ec. 2.5)$$

Donde:

- m_{H2O} : representa el caudal de agua condensada en condiciones másicas.
- X_P : concentración del inhibidor sin la fase acuosa (inhibidor pobre)

Una vez definida la estrategia que mitigará el riesgo de formación de hidratos, se procede al modelado integral de la planta utilizando el simulador de procesos.

CAPÍTULO III: DESARROLLO Y SIMULACIÓN DEL PROCESO

3.1. INTRODUCCIÓN Y OBJETIVOS DE LA SIMULACIÓN

Como se expuso previamente, los problemas operativos de la planta representan una limitación significativa, ya que impiden garantizar un proceso estable y eficiente. Esto genera desviaciones considerables en los parámetros de operación y, en ocasiones, la obtención del gas fuera de especificación.

En primera instancia, resulta necesario desarrollar una representación fiel del circuito actual del procesamiento de gas en la planta Joule-Thomson. Este modelo permitirá evidenciar con claridad las problemáticas operativas mencionadas y establecer una línea base para el posterior diseño del tren de destilación.

En segundo lugar, se propone diseñar de manera objetiva el tren de destilación requerido para estabilizar la gasolina y recuperar los productos de alto valor agregado, como el GLP.

Este modelo permitirá:

- ✓ Realizar balances de masa y energía globales.
- ✓ Determinar y verificar los parámetros de operación.
- ✓ Asegurar la trazabilidad de las corrientes procesadas en todo el sistema.
- ✓ Optimizar el caudal de inyección del inhibidor para la prevención de formación de hidratos.
- ✓ Evaluar el comportamiento hidráulico de las columnas de destilación y corregir según productos.
- ✓ Establecer los límites operativos y rangos del control de procesos que servirán de base técnica para el posterior desarrollo del P&ID.

3.2. BASES DEL DISEÑO Y DATOS DE ENTRADA

Para que el modelo pueda emplearse como una herramienta de predicción confiable, es indispensable que los datos de entrada representen las condiciones reales de operación. Por este motivo, la caracterización de la corriente de alimentación se realizó a partir del

reporte cromatográfico del gas, previamente analizado en el capítulo 1. Las condiciones del gas al ingreso del proceso Joule-Thomson son:

- Presión: La corriente de gas debe ingresar a la Unidad Joule-Thomson dentro del rango de presión de operación establecido, equivalente a 84 kg/cm^2 .
- Temperatura: El gas de alimentación debe presentar una temperatura controlada en el rango de 30 a 35 °C.
- Caudal Volumétrico: El caudal de proceso debe ser compatible con la capacidad nominal de la planta, establecida en $2,2 \text{ MMSm}^3/\text{d}$.
- Composición del Gas: Esta unidad está diseñada para procesar gas dulce, el cual ha sido previamente sometido a un tratamiento de endulzamiento que reduce el contenido de gases ácidos.

Por otro lado, para establecer las variables operativas, se utilizaron partes diarios de operación y criterios sugeridos por la dirección de proyecto, basados en la experiencia práctica en la industria.

Una vez integrado los datos cromatográficos y variables de proceso, se procede a la resolución del modelado en ASPEN Hysys V14. En el software, la convergencia de las corriente y equipos valida la consistencia de los datos de entrada, permitiendo avanzar con el desarrollo de la simulación.

Para establecer la termodinámica de la simulación, se utilizó el modelo matemático Peng-Robinson. Este paquete de fluidos permite predecir el comportamiento de los gases y líquidos a altas presiones y bajas temperaturas, en donde otras ecuaciones de estado pierden mucha exactitud. Por otro lado, este modelo constituye el estándar industrial en el cálculo del equilibrio líquido-vapor en mezclas de hidrocarburos. Por lo tanto, el paquete Peng-Robinson brinda una base sólida para las condiciones de procesamiento y el posterior fraccionamiento.

3.3. DESCRIPCIÓN DEL MODELO DE SIMULACIÓN

3.3.1. Consideraciones generales y supuestos aplicados

La elaboración del modelo de simulación requiere definir ciertas simplificaciones técnicas que vinculen el proceso real con el software. Estas condiciones son fundamentales para asegurar la estabilidad en los cálculos y la convergencia del sistema. Bajo estas premisas, es posible calcular los rendimientos teóricos y fijar los límites operativos para el diseño del tren de destilación.

- ✓ Régimen de operación: La planta opera en régimen estacionario y funcionamiento continuo. Se desprecian perturbaciones de alimentación y paradas por mantenimiento, durante la descripción de los procesos. El modelo se enfoca en operación normal de la planta.
- ✓ Caída de presión (ΔP): Se asume una caída de presión fija de $0,1 \text{ kg/cm}^2$ en cada uno de los equipos, con el fin de representar las pérdidas de carga en los equipos y asegurar la convergencia de los resultados en el simulador.
- ✓ Transferencia de calor: Los activos de la planta se consideran adiabáticos, asumiendo que no existen pérdidas hacia el medio ambiente.
- ✓ Grados de libertad: Se definen dos variables operativas independientes junto con la caracterización de la corriente de alimentación. Esto garantiza que el sistema dé una solución determinada y permita la resolución de las demás variables que caracterizan al sistema.

3.3.2. Modelado del circuito de la planta Joule-Thomson

La unidad Joule-Thomson contempla las siguientes operaciones unitarias:

- Compresión y enfriamiento
- Enfriamiento Isobárico
- Expansión Isoentálpica
- Separación de Fases

El propósito fundamental de la unidad es ajustar de manera simultánea el contenido de vapor de agua y el punto de rocío de los hidrocarburos presentes en la corriente de gas natural. Actualmente, la unidad cuenta con los equipos necesarios para el

acondicionamiento del gas, garantizando así las especificaciones de venta y transporte establecidas por ENARGAS (2023).

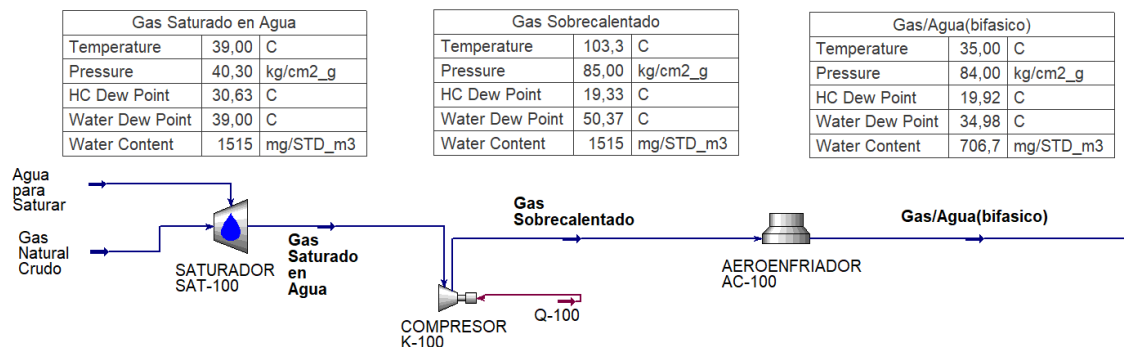
- Contenido de agua: $W < 65 \text{ mg/Sm}^3$
- Punto de rocío de hidrocarburos (PDRHC): $< -4 \text{ }^\circ\text{C @ 5500 kPa (abs)}$

A continuación, se detalla el proceso completo del Acondicionamiento. El análisis se estructura mediante bloques funcionales, lo cual permite integrar equipos y procesos que comparten un mismo objetivo.

3.3.2.1. Etapa de Compresión del gas

El objetivo es incrementar la presión y ajustar la temperatura del gas, alcanzando así las condiciones requeridas antes de su ingreso a la unidad Joule-Thomson.

Figura 3.1. Etapa de Compresión



Para establecer estas condiciones, se satura la corriente con vapor de agua mediante el Saturador (SAT-100), el cual no representa un equipo de la planta, sino que es una herramienta lógica de Hysys. Bajo esta disposición, se obtienen los siguientes resultados:

- PDR del hidrocarburo: $30,63 \text{ }^\circ\text{C}$
- PDR del agua: 39°C
- Contenido de vapor de agua: 1515 mg/Sm^3

El gas saturado en agua es enviado hacia el compresor K-100, cuya función es elevar la presión desde $40,3 \text{ kg/cm}^2 \text{ (g)}$ hasta $85 \text{ kg/cm}^2 \text{ (g)}$, energía requerida para el ingreso a la

planta. Debido a la compresión, la temperatura de proceso se eleva a 103,3°C proporcionando gas sobrecalentado a la salida. Durante esta etapa, el contenido de vapor de agua permanece constante, garantizando que el fluido a través del equipo se encuentra en fase vapor.

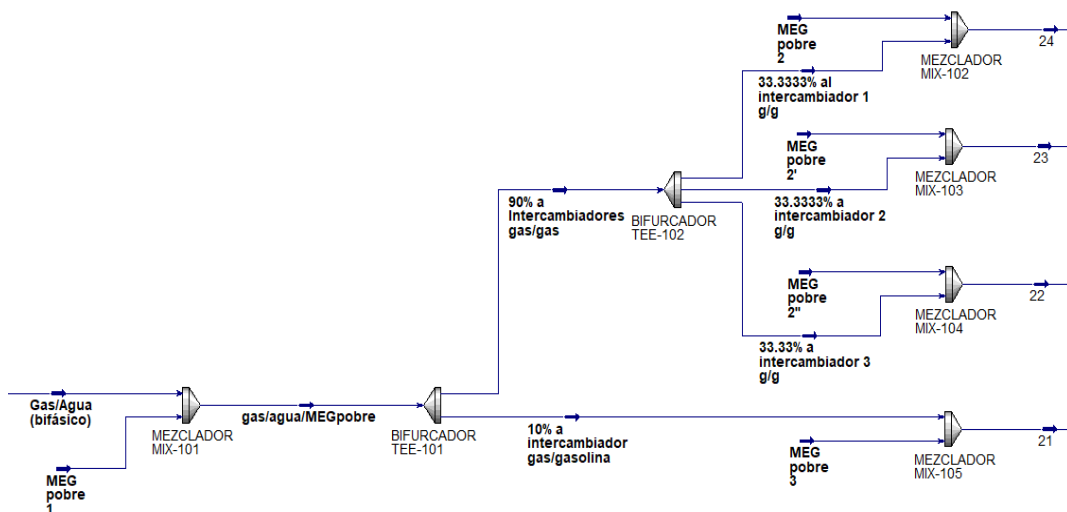
El gas sobrecalentado ingresa al Aeroenfriador AC-100 donde se reduce su temperatura a 35°C. Este descenso provoca la condensación parcial del agua, donde el contenido de agua disminuye a 706,7 mg/Sm³, dando como resultado una mezcla bifásica a la salida.

3.3.2.2. Etapa de Inhibición y Preenfriamiento

La corriente proveniente del aeroenfriador ingresa a esta sección como bifásica. Se realizan las inyecciones de Monoetilenglicol al 80% p/p (MEG pobre) en los puntos previos al preenfriamiento. Dicho valor corresponde a criterios operativos de la planta.

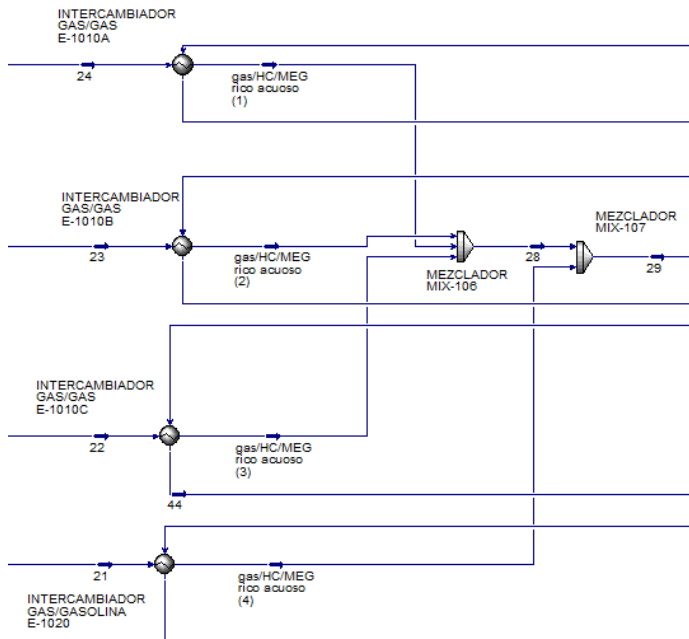
Posteriormente, la corriente de ingreso se divide para optimizar el preenfriamiento, aprovechando las corrientes frías que fluyen por la carcasa de los intercambiadores. Bajo esta premisa se emplea una bifurcación donde el 90% se dirige a los intercambiadores gas/gas y el restante 10% al intercambiador gas/gasolina. Esta distribución responde a la gran diferencia de caudales a la salida del separador frío, donde la fase gaseosa predomina sobre la corriente líquida.

Figura 3.2. Inhibición y preenfriamiento



Bajo esta configuración, se dispone de 3 intercambiadores gas/gas trabajando en paralelo cuyo objetivo es reducir la temperatura de la corriente hasta 4°C. En cambio, en el intercambiador gas/gasolina se busca obtener -4°C a la salida.

Figura 3.3. Inhibición y preenfriamiento.



Finalmente, las corrientes que egresan de los intercambiadores se unifican y se dirigen hacia la siguiente etapa de procesamiento.

Como resultado de esta operación, se obtiene una corriente multifásica compuesta por el gas preenfriado, hidrocarburos condensados y una fase acuosa de MEG.

La determinación del caudal de inhibidor se realizó mediante un enfoque iterativo. Inicialmente, se empleó la ecuación empírica de Hammerschmidt para obtener un valor teórico de inyección contemplando tanto el agua condensada como el arrastre de agua libre.

Sin embargo, dado que el modelo analítico asume comportamiento ideal, su aplicación subestima los requerimientos reales al no contemplar fenómenos presentes a alta presión, tales como la volatilización del MEG hacia la corriente de gas.

Por consiguiente, para asegurar la no formación de hidratos, el requerimiento de MEG se ajustó en el simulador hasta alcanzar la temperatura de formación de hidratos deseada.

De acuerdo con lo sugerido por la dirección del proyecto, se establece como condición de diseño una $TFH_{DESEADA}$ con un margen de seguridad de $5^{\circ}C$ menos que la temperatura de descarga. A continuación, se presentan las temperaturas de formación de hidratos deseadas.

Tabla 3.1. **Temperaturas de formación de hidratos**

Dispositivo	$TFH_{ENTRADA}$	$TFH_{OPERACION}$	$TFH_{DESEADA}$
Bifurcación de corrientes	19,72°C	4°C	-1°C
Intercambiador gas/gas	14,9°C	4°C	-1°C
Intercambiador gas/gasolina	14,9°C	-4°C	-9°C
válvula Joule Thomson	3°C	-28°C	-33°C

En la Tabla 3.2 se muestra las inyecciones de MEG requeridas. (Procedimiento analítico se detalla en el Anexo A).

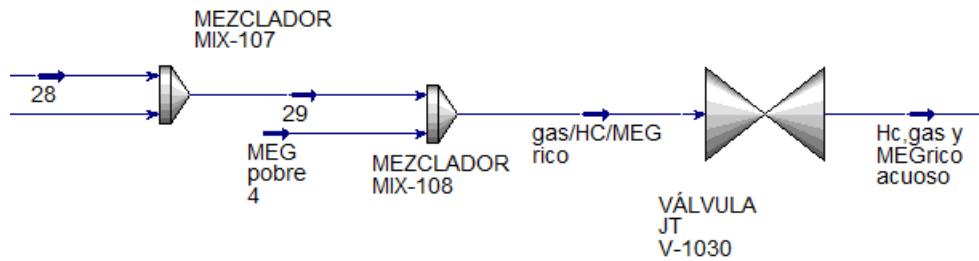
Tabla 3.2. **Inyección del caudal de MEG**

Dispositivo	Caudal másico de inyección (kg/d)
Bifurcación de corrientes	6120
Intercambiadores gas/gas	1
Intercambiadores gas/gasolina	530
Válvula Joule-Thomson	65000

3.3.2.3. Etapa de Expansión Isoentálpica

La corriente multifásica es sometida a un enfriamiento, debido a esto, se requiere nuevamente una inyección de MEG pobre previo a la válvula Joule-Thomson (V- 1030).

Figura 3.4. Enfriamiento y Expansión isoentálpica.



La válvula Joule-Thomson es un dispositivo de control de presión utilizado para provocar una expansión isoentálpica de un gas, y en consecuencia, actúa como un generador de enfriamiento, provocando un cambio de temperatura sin intercambio de calor con el ambiente. (Cengel & Boles, 2014).

El comportamiento térmico del fluido está caracterizado por el coeficiente de Joule-Thomson, definido como:

$$\mu_{JT} = \left(\frac{\delta T}{\delta P} \right)_h \quad (Ec. 3.1)$$

El signo de este coeficiente permite predecir la evolución de la temperatura ante la caída de presión.

$$\mu_{JT} < 0 \rightarrow \text{La temperatura aumenta}$$

$$\mu_{JT} = 0 \rightarrow \text{La temperatura permanece invariable}$$

$$\mu_{JT} > 0 \rightarrow \text{La temperatura disminuye}$$

Para el gas procesado en la planta, las condiciones de operación se encuentran dentro de la zona donde el coeficiente es positivo. En consecuencia, se alcanzan las siguientes condiciones operativas:

- Presión de entrada: 84 kg/cm² (g)
- Presión de descarga: 25 kg/cm² (g)
- Temperatura de entrada: 4°C
- Temperatura alcanzada a la salida: -27.5°C

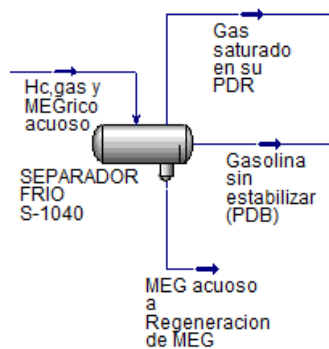
En la descarga de la válvula, se logra una mayor condensación de componentes pesados, generando una corriente líquida rica en GLP y Gasolina que serán recuperadas en etapas posteriores.

La corriente multifásica continua su trayecto hacia la etapa de separación de fases.

3.3.2.4. Etapa de Separación de fases

La separación se lleva a cabo mediante un separador trifásico (S-1040) por diferencia de densidades en condiciones de baja temperatura.

Figura 3.5. Separación de fases



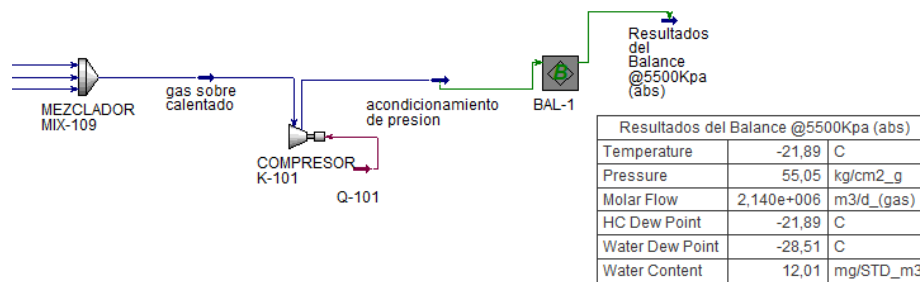
- Fase Gaseosa: Por el tope se obtiene gas saturado en su punto de rocío. Debido a la baja temperatura, esta corriente se dirige hacia la carcasa de los intercambiadores gas/gas con el objetivo de aprovechar su capacidad frigorífica y preenfriar el gas de entrada. Optimizando la recuperación energética antes de su compresión final.
- Fase de Hidrocarburos Líquidos: En la zona media del separador se obtiene la gasolina sin estabilizar y saturada en su punto de burbuja. Esta corriente se envía hacia la carcasa del intercambiador gas/gasolina para preenfriar el gas que circula por los tubos.
- Fase Acuosa: Por la bota se recolecta una solución acuosa de MEG rico, que se dirige hacia el circuito de regeneración del glicol, donde tras un proceso de destilación se recupera el MEG pobre para su posterior reinyección en los puntos óptimos.

3.3.2.5. Etapa de Compresión y Verificación de Parámetros

Tras el aprovechamiento frigorífico en los intercambiadores gas/gas se unifican las corrientes para ser enviadas a un skid de compresión final, donde se tiene la función de elevar la presión hasta los 85 kg/cm², condición necesaria para ser entregado al gasoducto fiscal.

Para validar que el proceso de acondicionamiento cumple con los estándares de transporte se hace uso de la herramienta Balance de Hysys, la cual permite referenciar las propiedades de la corriente a las condiciones estandarizadas definidas por el ENARGAS. (@5500 Kpa absolutos).

Figura 3.6. **Compresión y verificación de parámetros.**



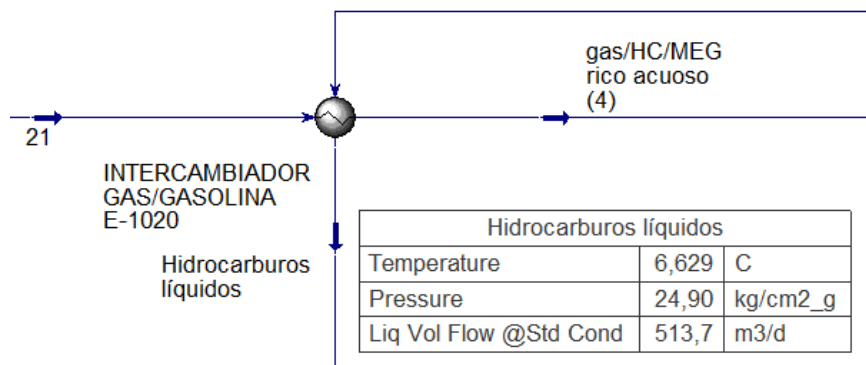
Como resultado de la herramienta lógica, se obtiene los valores mostrados en la Figura 3.6, validando el proceso al encontrarse dentro de las condiciones de entrega.

Punto de Rocío del Hidrocarburo: -21.89°C (Límite: -4°C)

Contenido de Agua: 12.01 mg/Sm³ (Límite: 65 mg/Sm³)

Finalmente, a la salida de la carcasa del intercambiador gas/gasolina se obtiene una corriente compuesta mayoritariamente por hidrocarburos líquidos. El modelo de simulación arroja un caudal equivalente de líquido de 513,7 m³/d en condición estándar. Esta corriente representa el punto de partida del tren de destilación propuesto.

Figura 3.7. Corriente de salida.



En el procesamiento actual, este volumen de hidrocarburos de alto valor es dirigido hacia un gasoducto flexibilizado sin aprovechamiento de sus cortes comerciales.

3.3.3. Modelado del Tren de Destilación

Este flujo que actúa como el nexo entre la unidad de Acondicionamiento y Fraccionamiento presenta las siguientes características:

- Caudal de alimentación: 513,7 m³/d
- Presión en la corriente: 24,5 kg/cm² (g)
- Temperatura: 6,6 °C

Analizando su composición en el simulador, se observa que egresa como un flujo multifásico conformado por una fracción de hidrocarburos en vapor y otra en líquido junto a una fase acuosa. Esta condición evidencia un intercambio de calor latente durante el aprovechamiento frigorífico, lo que implica la necesidad de realizar un pretratamiento a la corriente antes de su ingreso hacia la primera etapa de destilación.

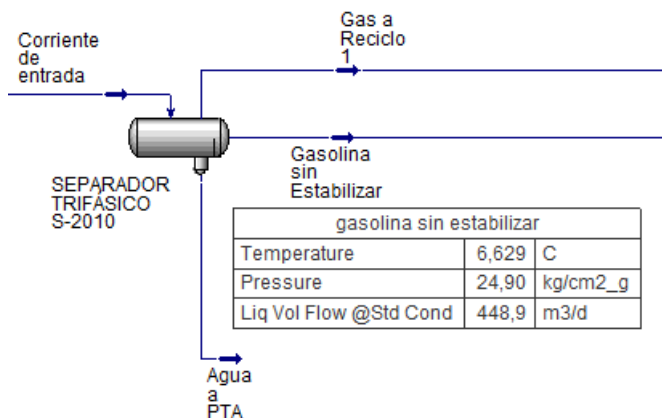
3.3.3.1. Etapa de Pretratamiento

Previo al ingreso a la torre Deetanizadora, se dispone de un Separador Trifásico (S-2010). Su inclusión responde a las siguientes razones fundamentales:

1. Estabilidad de la Columna: las torres de destilación operan de manera más eficiente con alimentaciones monofásicas. Permitir el ingreso de una corriente multifásica produce una sobrecarga en el tope, desestabiliza el perfil de temperaturas y la presión de operación.

2. Seguridad Operativa: existe el riesgo de presencia de soluciones acuosas en la alimentación. La bota del separador permite separar cualquier traza de esta fase, protegiendo la integridad de la columna contra la corrosión y evitando la contaminación de los productos finales.
3. Optimización para el Despojamiento: Al separar la fase vapor (rica en metano y etano) antes del ingreso a la torre, se logra menor trabajo en esta primera columna. Lo que se traduce en mayor eficiencia de operación.

Figura 3.8. **Separador trifásico.**



La corriente ingresa al Separador S-2010 y se describen los destinos operativos de las diferentes fases.

- Fase Gaseosa: Por el tope, esta fase compuesta mayoritariamente por componentes livianos (Metano y Etano) tiene como destino reingresar a la entrada de la Unidad de Acondicionamiento. Previo a esto, se somete a una serie de procesos junto a otra corriente, la cual se detallará más adelante.
- Fase Líquida: En el cuerpo se obtiene un caudal 448,9 m³/d. Esta gasolina sin estabilizar, ahora monofásica y libre de impurezas, se presenta como la carga real de la columna Deetanizadora.
- Fase Acuosa: Se recolecta el agua decantada por la bota del separador. Este flujo se deriva a la Planta de Tratamientos de Agua (PTA), asegurando que los productos estén libres de contaminantes que puedan afectar su calidad.

3.3.3.2. Etapa de Despojamiento en Deetanizadora

Para el modelado de la torre, se siguió un procedimiento secuencial que garantiza que los resultados obtenidos permitan operar la columna y cumplir con los objetivos de separación.

- Paso 1: Estimación mediante el uso del modelo Short Cut

Previo a la configuración de la columna, se utilizó este modelo simplificado con el objetivo de obtener una base operativa de parámetros iniciales. El entorno del diseño se definió mediante:

- Identificación de los componentes Clave Liviano y Clave Pesado: Se definió como componente clave liviano al Etano y al Propano como componente clave pesado.
- Cálculos de parámetros teóricos: El modelo proporcionó un Número Mínimo de Etapas (N_{MIN}), una Relación de Reflujo Mínima (R_{MIN}) y una estimación de temperaturas de operación para el condensador y el Reboiler.

- Paso 2: Transición del modelo Short Cut a la Columna Deetanizadora

Con los resultados obtenidos del modelo Short Cut, se procede a configurar la columna efectiva. Tomando la temperatura del Reboiler como punto de partida para asegurar la convergencia inicial del simulador.

- Paso 3: Optimización y Definición de Parámetros:

El modelo Short Cut nos da la línea base de la cual debemos partir. A continuación, se ajusta estos valores bajo los siguientes criterios:

- Eficiencia de Stripping: El aumento del Número de Etapas por encima del mínimo teórico asegura que el Etano e inferiores sean eliminados de la fase líquida. Esto ayuda a que el producto de fondo pueda cumplir con las especificaciones de pureza.
- Optimización del Reboiler: Al poseer una mayor cantidad de etapas, se minimiza la temperatura requerida en el reboiler para alcanzar la separación, asegurando así un consumo energético optimizado.

- Paso 4: Convergencia y Especificaciones Finales:

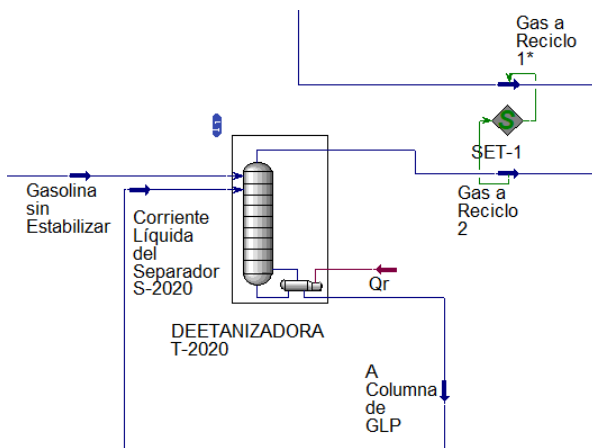
Finalmente, se procedió al cierre de los grados de libertad de la columna mediante el ajuste de los parámetros de diseño previamente definidos, logrando así la convergencia del modelo en el simulador.

Tabla 3.3. **Variables operativas.**

VARIABLES OPERATIVAS	PARÁMETROS INICIALES MODELO SHORT CUT	PARÁMETROS AJUSTADOS MODELO FINAL DE TORRE
Presión de operación kg/cm ² (g)	22	22
Número de Etapas	18	20
Etapas de Alimentación	1	1
Temperatura de Reboiler (°C)	100	112
$\Delta P_{\text{REBOILER-TORRE}}$ kg/cm ² (g)	1	1

Una vez establecidas las premisas del diseño, a continuación, se describe el modelado del sistema de despojamiento llevado a cabo en la torre T-200.

Figura 3.9. **Columna Deetanizadora.**



La torre T-200 opera bajo el tipo Reboiled Absorber. El equipo no cuenta con un condensador integrado en el tope, ya que la elección de esta columna se basa en la necesidad de remover componentes muy livianos (C1–C2) disueltos en una corriente líquida. El diseño contempla una alimentación secundaria proveniente del líquido decantado en el separador bifásico S-2010, lo cual se suma a la alimentación principal e incrementa el volumen de líquidos descendentes en la sección de despojamiento.

Internamente, la torre está constituida por platos contactores que facilitan la transferencia de masa mediante el contacto íntimo entre los vapores ascendentes y los líquidos que descienden. Debido a la diferencia de volatilidades, la separación se logra principalmente mediante el despojamiento de las fracciones livianas, siendo el Reboiler R-2020 el encargado de aportar la energía necesaria para favorecer su liberación. En este caso, el mayor número de etapas no responde a una separación fina, sino que asegura una remoción eficiente de dichos componentes.

Bajo esta configuración, los vapores que salen por el tope se unifican con la fase gaseosa del Separador S-2010. Posteriormente, esta corriente es enviada hacia la etapa de Reciclo para ser reinyectada a la entrada de la planta.

El producto del fondo de la columna ingresa al Reboiler R-2020 en donde se adiciona carga térmica a este equipo hasta alcanzar una temperatura de 112°C. Los vapores generados son retornados a la torre por la parte inferior, para que asciendan y despojen livianos nuevamente de los líquidos.

La corriente líquida, sale por el fondo del Reboiler R-2020 y constituye la alimentación de la posterior etapa de fraccionamiento.

Establecida la operatividad de la torre se presenta en la Tabla 3.4 los resultados obtenidos tras la convergencia del modelo de torre.

Tabla 3.4. **Resultados.**

RESULTADOS FINALES	
Presión de operación kg/cm² (g)	22
Número de Etapas	20
Temperatura de Reboiler (°C)	112
Fracción Molar de C₂ en el fondo	Y_{C2} < 0,01 (1%)
Fracción Molar de C₃ en el tope	Y_{C3} = 0,2434 (24,34%)

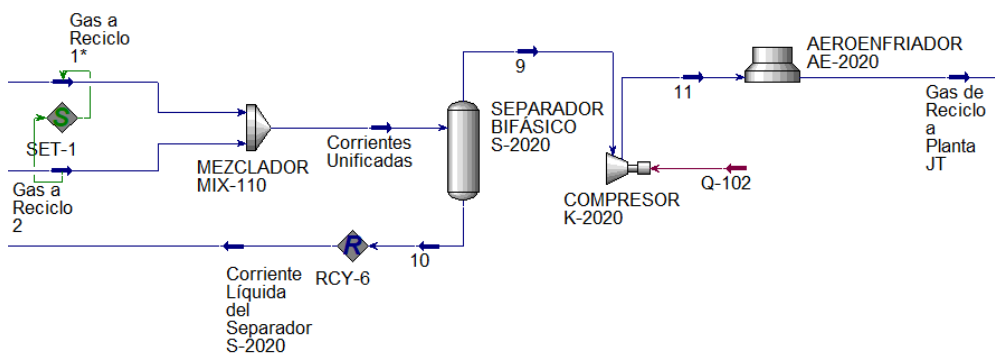
- ✓ Se ha conseguido una elevada pureza de la corriente de fondo, superando la propuesta inicial por el modelo Short Cut. Esto asegura un producto en fase líquida y libre de compuestos incondensables.

- ✓ El beneficio del aumento de Número de Etapas se ve reflejado en la pureza del destilado.
- ✓ Se observa que la corriente de tope posee una fracción molar de propano de 0,2434. Aunque este valor supera lo propuesto por el modelo inicial y podría verse como una “pérdida” de componentes valiosos, este comportamiento es esperable al operar sin una zona de rectificación en el tope. No obstante, dado que la corriente gaseosa es reinyectada a la entrada de la planta, el propano que sale por el tope es nuevamente puesto a ser tratado.

3.3.3.3. Etapa de Reciclo del Gas

Como ya se expuso anteriormente las fases gaseosas provenientes del separador S-2010 y del tope de la torre T-2020 ingresan unificadas a esta Sección de Reciclo. El objetivo es acondicionar dicha corriente para que luego pueda ser reinyectada.

Figura 3.10. **Reciclo del Gas**



Como se ve en la Figura 3.10 las corrientes unificadas ingresan al Separador S-2020 de tipo bifásico y vertical, cuya función es separar la fracción líquida de los componentes livianos.

Este Separador actúa como un acumulador externo que proporciona una alimentación secundaria a la Torre Deetanizadora.

Por otro lado, la corriente gaseosa que egresa por el tope presenta una presión inferior a la de ingreso a la planta. Por este motivo, se utiliza el Compresor K-2020 para elevarla desde 22 kg/cm² (g) hasta 85 kg/cm² (g).

Como consecuencia de este aumento de presión, la corriente gaseosa eleva su temperatura. Lo cual proporcionaría desbalances ingresando en estas condiciones a la planta. Para esto, se dispone de un Aeroenfriador AE-2020 que disminuye la temperatura del gas de reciclado desde 123°C hasta 30°C.

Finalmente, la corriente de gas se encuentra en condiciones de ser reciclada a la entrada de la planta JT y de esta manera evitar su venteo.

3.3.3.4. Etapa de Destilación: Obtención de GLP y Estabilización de Gasolina

La corriente líquida del fondo del Reboiler-2020 compuesta mayoritariamente por propano, butano y gasolinas es nuevamente sometida a un proceso de destilación.

Siguiendo la metodología aplicada en la torre Deetanizadora, esta etapa se inicia mediante el uso del Modelo Short Cut y el mismo procedimiento secuencial de 4 pasos para su configuración, garantizando convergencia del simulador y la pureza de los productos.

Bajo este procedimiento se ha llegado a los siguientes resultados:

- En el rango de presiones de 15– 22 kg/cm² (g): La relación de reflujo mínima es superior a 2,5. Esto indica que, para lograr la separación, por cada barril de propano líquido extraído, más de 2,5 barriles tienen que volver a la torre. Esto marca un gasto de operación excesivo e incrementa la carga en el condensador y reboiler.
- En el rango de presiones 13-15 kg/cm² (g): Se observó un descenso de la relación de reflujo a 2. Si bien, es una mejora, los costos de operación siguen siendo elevados.
- Dentro del rango de 10 - 12 kg/cm² (g). La relación de reflujo ahora ha llegado al valor de 1 pero a costas de aumentar la fracción molar de arrastre de los componentes clave pesado y clave liviano. Lo cual estamos disminuyendo la pureza de los productos.

Si bien, en instancias preliminares se planteó la posibilidad de obtener propano y butano comercial de forma separada. El análisis riguroso de estos resultados evidencia que

elegir entre estas opciones llevaría al no cumplimiento de las especificaciones comerciales a las presiones disponibles.

Por lo tanto, se optó por un escenario donde se consiga una optimización operativa y cumplimiento normativo. Este nuevo escenario está conformado por una única columna de Fraccionamiento de GLP y Gasolinas. Esta configuración presenta las siguientes ventajas:

- ✓ Eficiencia termodinámica: Al trabajar con nuevos compuestos como clave liviano (n-butano) y clave pesado (i-pentano), la volatilidad relativa es mayor y permite operar a bajas presiones permitiendo que la torre pueda lograr la separación efectiva con una baja relación de reflujo.
- ✓ Reducción de gasto energético: Una baja relación de reflujo ($R=1,5$) impacta de forma directa en el consumo de los equipos auxiliares, reduciendo la carga energética que estos necesitan.
- ✓ Viabilidad de Condensación: la mezcla C3-C4 eleva la temperatura de condensación en el tope, lo cual se evita el uso de sistemas complejos de refrigeración.
- ✓ Valorización Comercial: El GLP (Gas Licuado de Petróleo) posee una alta demanda tanto para uso domiciliario como industrial, justificando su extracción.

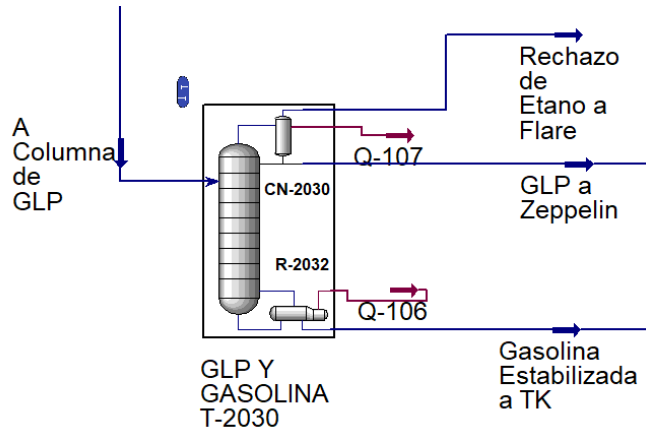
Bajo estas premisas, se aplica primeramente el modelo Short Cut para obtener los parámetros iniciales y luego el modelo final de torre con los parámetros ajustados.

Tabla 3.5. **Variables operativas.**

VARIABLES OPERATIVAS	PARÁMETROS INICIALES MODELO SHORT CUT	PARÁMETROS AJUSTADOS MODELO FINAL DE TORRE
Presión de operación $\text{kg/cm}^2(\text{g})$	11	11
Número de Etapas	10	10
Etapa de Alimentación	5	5
Temperatura de Reboiler ($^{\circ}\text{C}$)	156	157
Temperatura de Condensador ($^{\circ}\text{C}$)	54	57
$\Delta P_{(\text{Reb-Con})} \text{kg/cm}^2(\text{g})$	2	1

A continuación, se procede a detallar el proceso de fraccionamiento llevado a cabo en esta Sección.

Figura 3.11. **Columna de GLP**



La corriente proveniente del fondo del Reboiler R-2020 ingresa a la mitad de la columna de fraccionamiento, permitiendo que la zona superior actúe como una zona de rectificación, mientras que la zona inferior será la zona de agotamiento.

Internamente esta torre está compuesta de platos contactores, donde los vapores que ascienden se van enriqueciendo en los componentes más livianos (C_3 y C_4) en su camino hacia el tope de la columna. Mientras que la fase líquida se va purificando gracias al enriquecimiento en componentes más pesados (C_5+).

Por la parte superior, la fase vapor abandona la columna e ingresa al Condensador (CN-2030). Este equipo auxiliar tiene la función de condensar la mezcla de propano-butano a 57°C . El líquido resultante del fondo del condensador se divide en dos corrientes, una que vuelve a la torre con una relación de reflujo $R=1,5$ y el producto restante es llevado a un sistema de enfriamiento previo a su almacenamiento en Zepelín.

Los vapores que salen por la parte superior del Condensador representan las trazas de Etano o gases incondensables como el N_2 o CO_2 . Esta corriente se lleva directamente a quemado en el Flare. Gracias a la eficiencia de separación de la torre Deetanizadora, el valor de esta corriente en operación normal es nulo.

Por la parte inferior de la torre se obtiene la Gasolina. Esta fase líquida ingresa al Reboiler (R-2032), el cual eleva la temperatura de la corriente hasta 157°C . Los vapores

generados retornan a la torre por la parte inferior, con el objetivo de seguir despojando a los líquidos que descienden. Por el fondo del Reboiler R-2032 se obtiene finalmente la Gasolina, ahora estabilizada. Esta ingresa a un sistema de enfriamiento y despresurización previo a su para ser almacenada en Tanque.

Una vez establecida la operatividad de la torre se presentan en Tabla 3.6 los resultados obtenidos tras la convergencia del modelo de torre.

Tabla 3.6. **Resultados**

RESULTADOS FINALES	
Presión de operación (kg/cm²)	11
Número de Etapas	10
Temperatura de Reboiler (°C)	157
Temperatura de Condensador (°C)	57
Fracción Molar de C3-C4 en el Fondo	$Y_{C3-C4} < 0,01$ (1%)
Fracción Molar de C5+ en el Tope	$Y_{C5+} < 0,02$ (2%)
Relación de Reflujo	1,5

El análisis de las corrientes de salida confirma que la configuración de la torre logra los objetivos de ambos productos.

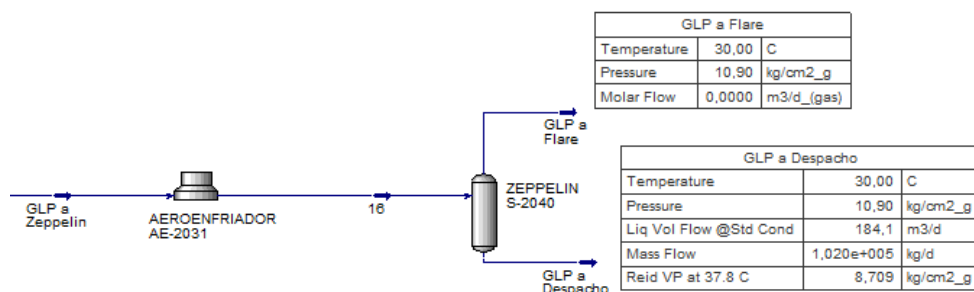
- I. Análisis de la corriente de GLP: La corriente condensa con una composición dominada por propano y butanos.
 - ✓ Alta Recuperación de Licuables: se observa que la mayor parte del propano y butano ingresado como alimentación es recuperado en el tope.
 - ✓ Minimización de C₅+: La presencia de iso-pentano y superiores se mantienen en especificación (<2%). Esto asegura un GLP limpio y minimiza el riesgo de la condensación de líquidos pesados en las posteriores líneas de distribución.

- ✓ Facilidad de Condensación: la condensación de la mezcla C₃-C₄ evidencia que la estrategia de operar a 11 kg/cm² (g) es válida, ya que, no hay necesidad de utilizar sistemas complejos para la refrigeración.
- II. Análisis de la corriente de Gasolina: la fase líquida de fondo cumple con las condiciones de una gasolina estabilizada.
- ✓ Volatilidad controlada: el diseño logró reducir significativamente la presencia de hidrocarburos livianos. Fundamental para controlar la Presión de Vapor Reid, garantizando que la gasolina sea segura de transportar y ser almacenada, sin pérdidas por evaporación.
 - ✓ Retención de pentanos: se observa en la Tabla 3.6 una composición predominante de C₅ y superiores en el fondo, esto sumado al poco arrastre hacia el tope, lo cual confirma una separación eficiente de los componentes pesados de acuerdo con las condiciones de operación.
 - ✓ Estabilidad a condiciones atmosféricas: al obtener el producto libre de incondensables, se puede ajustar la PVR (Presión de Vapor Reid) de la gasolina, garantizando un producto estable y apto para ser almacenado a presión atmosférica.

3.3.3.5. Etapa de Enfriamiento y Almacenamiento en Zeppelin

El producto que egresa por el fondo del condensador CN-2030 se acondiciona para garantizar su estabilidad durante el almacenamiento.

Figura 3.12. Enfriamiento y Almacenamiento en Zeppelin.



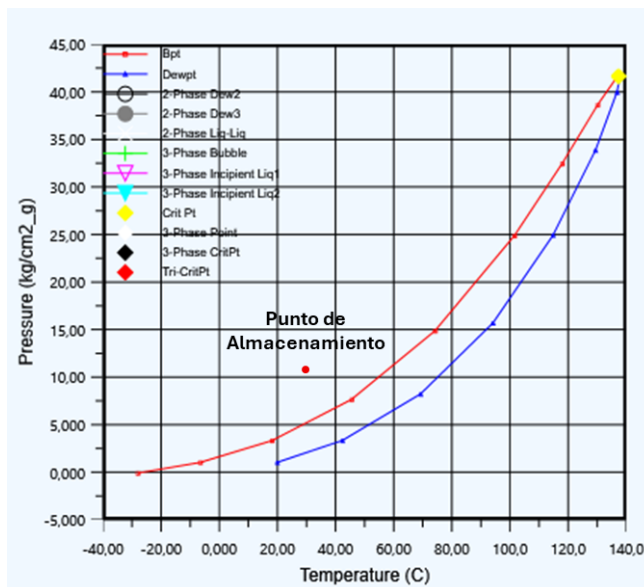
Primeramente, ingresa al Aeroenfriador AE-2031 con el objetivo de disminuir la temperatura del GLP desde 57°C hasta 30°C y a su vez, asegurar la condensación total

de cualquier fracción de vapor remanente. Este enfriamiento es importante, ya que, proporciona un margen que compensa cualquier elevación de la temperatura debida a la radiación solar. La corriente de GLP totalmente líquida está en condiciones de ser almacenada en Zepelín a las siguientes condiciones:

- Presión (P_z): 10.9 kg/cm²(g)
- Temperatura (T_z): 30°C

Mediante el análisis del diagrama de envolvente de fases Presión-Temperatura de la corriente GLP, vemos que las condiciones de almacenamiento proporcionan un punto seguro al estar dentro de la zona de líquido subenfriado.

Figura 3.13. **Envolvente de fase del GLP**



Como medida de seguridad ante incrementos de temperatura ambiente, como se observa en la Figura 3.12 el sistema cuenta con una salida hacia el Flare desde la parte superior del Zepelín. Esto permite realizar un venteo controlado de los gases generados y mantener la integridad del tanque.

Las condiciones finales de la corriente de GLP son las siguientes:

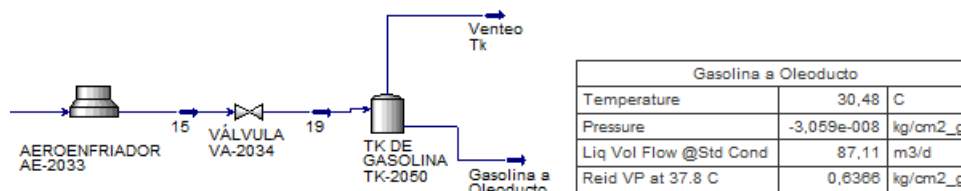
Tabla 3.7. Resultados del GLP.

GLP A DESPACHO	
Temperatura	30 °C
Presión	10,9 kg/cm ² (g)
Volumen de líquido @Std cond.	184,1 m ³ /d
Presión de Vapor Reid @ 37,8°C	8,709 kg/cm ² (g)

3.3.3.6. Etapa de Enfriamiento, Despresurización y Almacenamiento en Tanque

Una vez que la Gasolina Estabilizada abandona el fondo del Reboiler R-2032 es acondicionada mediante un proceso de adecuación antes de ser almacenada o puesta para transporte.

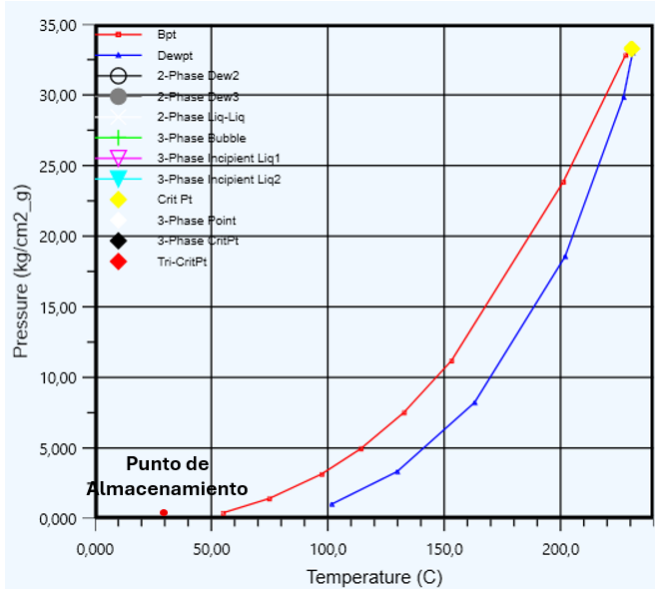
Figura 3.14. Enfriamiento, despresurización y almacenamiento en tanque.



La gasolina estabilizada egresa del Reboiler R-2032 a una temperatura de 157°C. Para su almacenamiento seguro ingresa al Aeroenfriador AE-2033 con el objetivo de llevar la temperatura desde 157°C hasta 30°C y condensar alguna fracción de vapor que haya logrado salir. Además, esta medida evita cualquier posibilidad de flasheo en la gasolina, al reducir la presión a condiciones atmosféricas.

La válvula VA-2034 es quién tiene la función de bajar la presión en la gasolina a la presión atmosférica. Llevado a estas condiciones el producto se mantiene en fase líquida gracias a la eficiencia del proceso de fraccionamiento que logró eliminar los componentes volátiles (C₃-C₄).

Figura 3.15. Envoltente de la gasolina.



Como se observa en el diagrama de envoltente de fases Presión-Temperatura de la Gasolina, las condiciones de almacenamiento mantienen al producto dentro de la zona de líquido subenfriado y es seguro su almacenamiento en el Tanque TK-2050.

Este tanque es de techo flotante ya que mínima las perdidas por evaporación y opera a presión atmosférica.

Las condiciones finales de la Gasolina son las siguientes:

Tabla 3.8. Resultados de la gasolina.

GASOLINA A OLEODUCTO	
Temperatura	30,48 °C
Presión	0 kg/cm ² (g)
Volumen de líquido @Std cond.	87,1 m ³ /d
Presión de Vapor Reid @37,8°C.	0,6366 kg/cm ² (g)

CAPÍTULO IV: CÁLCULO GEOMÉTRICO DE LAS TORRES

Para el diseño preliminar de columnas de destilación, la determinación del diámetro y la altura de la torre se realiza a partir de criterios hidráulicos y operativos que permiten garantizar un contacto adecuado entre las fases vapor y líquido, evitando condiciones de inestabilidad hidráulica tales como la inundación de los platos. En este contexto, el dimensionamiento de la columna requiere analizar distintos parámetros de operación que permiten estimar sus dimensiones principales y asegurar un correcto funcionamiento del equipo. (Anexo B).

4.1 CÁLCULO DIMENSIONAL DE LAS TORRES

Se muestra a continuación los principales parámetros considerados para el dimensionamiento de la columna, específicamente su diámetro y su altura total.

Diámetro de la torre

Los valores del diámetro de las torres se obtienen directamente a partir de la simulación en Aspen HYSYS, ya que el desarrollo completo de este tipo de cálculos requiere un nivel de detalle y conocimientos específicos que exceden el alcance del presente trabajo.

Altura de la torre

Para la determinación de la altura, primeramente, se debe conocer tanto el número de platos reales como el espaciamiento entre los mismos, que son obtenidos directamente de la simulación. Con estos datos se determina la altura activa de la columna, a la cual posteriormente se le adiciona un margen extra en sus extremos para obtener la altura total del equipo. Las expresiones utilizadas para el cálculo de cada una de estas secciones se exponen a continuación:

- **Altura activa de la columna**

Una vez determinado el número de platos reales, es posible estimar esta altura, la cual corresponde a la región donde se encuentran instalados los platos y donde ocurre el contacto entre las fases vapor y líquido. Esta se determina mediante la siguiente expresión:

$$H_{activa} = N_{reales} \times tray\ spacing \quad (Ec. 4.1)$$

Donde:

Tray spacing: es el espaciamiento entre platos y se obtiene a partir de la simulación.

- **Altura extra**

Se considera una altura adicional con el propósito de garantizar una correcta separación de las fases, evitando el arrastre de líquido en la corriente de vapor superior (tope) y asegurando un volumen de retención adecuado en la sección inferior (fondo).

Habitualmente se estima un 10% adicional para cada extremo.

$$H_{extra} = 0,2 \times H_{activa} [m] \quad (Ec. 4.2)$$

- **Altura total de la torre**

Finalmente, la altura total de la columna se calcula como la suma de la altura activa y la altura adicional:

$$H_{total} = H_{activa} + H_{extra} \quad (Ec. 4.3)$$

De esta manera, se obtiene la dimensión vertical total necesaria para garantizar un funcionamiento adecuado y seguro de la columna.

Cabe destacar que las expresiones utilizadas para el cálculo de altura total de las torres fueron sugeridas por la Dirección del Proyecto, en base a la experiencia práctica de la industria.

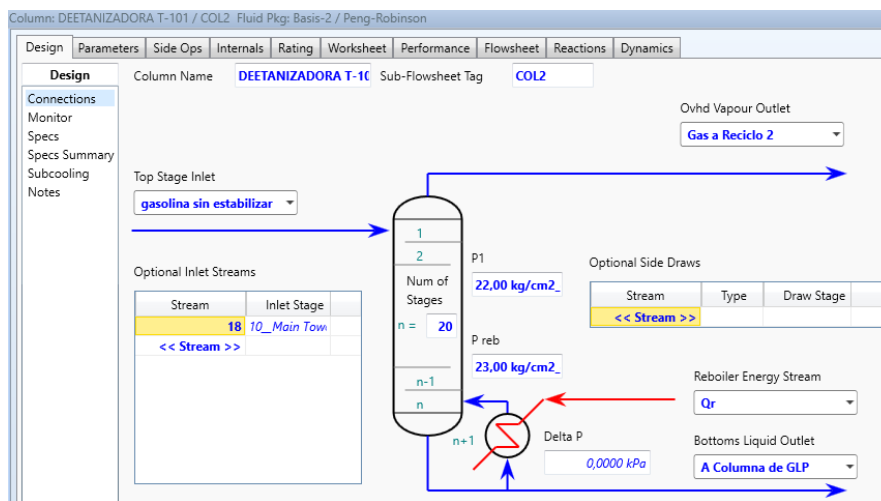
4.2. CÁLCULO DIMENSIONAL DE LA DEETANIZADORA

En las Figuras 4.1 y 4.2 se observan los valores obtenidos del diámetro y espaciamiento de platos, como así también el número de platos reales para el posterior cálculo de la altura activa.

Figura 4.1. Diámetro y Espaciado entre platos.

Tower Sizing	
Tower	Main Tower
Uniform Section	<input checked="" type="checkbox"/>
Internal Type	Sieve
Diameter [m]	1,500
Tray/Packed Space [m]	0,5000
Tray/Packed Volume [m3]	0,8836
Disable Heat Loss Calcs	<input type="checkbox"/>

Figura 4.2. Número de platos reales.



A partir de los resultados de la simulación y los criterios de diseño adoptados, se obtienen las dimensiones principales de la columna las cuales se detallan en la tabla 4.1:

Tabla 4.1. Resultados

Diámetro interno (m)	1,5
Espaciamiento entre platos (m)	0,5
Número de platos reales	20
Altura activa (m)	10
Altura extra (m)	2
Altura total (m)	12

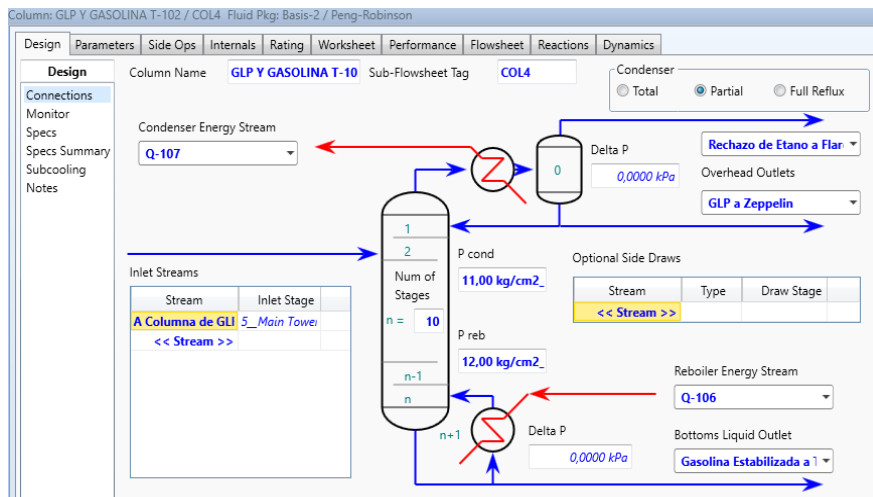
4.3. CÁLCULO DIMENSIONAL DE LA COLUMNA DE GLP Y GASOLINA

Para el dimensionamiento de la columna de GLP y gasolina se aplica la misma metodología que se llevó a cabo para la columna deetanizadora. A continuación, en las Figuras 4.3 y 4.4 se muestran los parámetros para el cálculo de la altura de la torre.

Figura 4.3. Diámetro y espaciado entre platos.

Tower Sizing	
Tower	Main Tower
Uniform Section	<input checked="" type="checkbox"/>
Internal Type	Sieve
Diameter [m]	1,650
Tray/Packed Space [m]	0,5500
Tray/Packed Volume [m3]	1,176

Figura 4.4. Número de platos reales.



Finalmente, se muestran los resultados mostrados en la tabla 4.2.

Tabla 4.2. **Resultados.**

Diámetro interno (m)	1,65
Espaciamiento entre platos (m)	0,55
Número de platos reales	10
Altura activa (m)	5,5
Altura extra (m)	1,1
Altura total (m)	6,6

Al analizar el dimensionamiento, se observa que la torre deetanizadora exige un mayor número de etapas teóricas y consecuentemente, una mayor altura en comparación con la fraccionadora de GLP/Gasolina. Esto se debe a que la diferencia de volatilidad relativa entre los componentes clave de la deetanizadora (etano y propano) es pequeña, en comparación con la GLP, lo que dificulta la separación.

CAPÍTULO V: DISEÑO BÁSICO DE ZEPPELIN HORIZONTAL

El presente capítulo tiene por finalidad establecer la formulación matemática y el procedimiento sistemático necesarios para el diseño mecánico de un recipiente destinado al almacenamiento de GLP (tipo zeppelin). Se exponen las ecuaciones fundamentales y los criterios normativos que deben adoptarse para garantizar la integridad estructural y la confiabilidad operativa del equipo.

Este capítulo se limita al desarrollo teórico y metodológico, excluyendo la resolución numérica de las ecuaciones. Esto responde a que la aplicación rigurosa del código ASME, específicamente la ASME Boiler and Pressure Vessel Code Section VIII División 2, requiere el acceso a tablas oficiales de propiedades mecánicas de materiales y curvas de fatiga que exceden la disponibilidad de información. Asimismo, el alcance de este trabajo corresponde a una Ingeniería básica, cuyo objetivo es definir las especificaciones funcionales y operativas del sistema, reservándose el cálculo mecánico detallado y el dimensionamiento constructivo para la etapa posterior de Ingeniería de Detalle.

5.1. PARÁMETROS FUNDAMENTALES PARA EL DISEÑO

Para el dimensionamiento del tanque, es necesario definir previamente una serie de parámetros fundamentales que condicionan el comportamiento mecánico y la seguridad del equipo durante su operación.

En primer lugar, se establece el fluido almacenado, ya que sus propiedades físicas y químicas influyen directamente en las condiciones de diseño, tales como presión, temperatura y selección de materiales.

La presión de diseño representa la máxima presión a la que el recipiente puede operar, considerando sobrepresiones controladas. Este parámetro resulta crítico, ya que determina las sollicitaciones mecánicas principales a las que estará sometido el equipo.

De manera complementaria, se fija la temperatura de diseño, correspondiente a la temperatura máxima de operación considerada en el cálculo mecánico. Su

determinación es esencial, dado que las propiedades del material dependen fuertemente de ella.

En cuanto a la geometría del recipiente, el tanque se modela como un cilindro horizontal con dos cabezales elipsoidales 2:1. Esta configuración se selecciona por su adecuada distribución de tensiones y su amplio uso en recipientes a presión. Dentro de esta geometría, el diámetro interno y la longitud cilíndrica se determinan posteriormente en función del volumen requerido y de los criterios de diseño mecánico.

Respecto al material de construcción, se adopta acero al carbono, conforme a lo permitido por ASME Section II Part D. Este material es ampliamente utilizado en recipientes a presión debido a su buena resistencia mecánica y comportamiento frente a sollicitaciones térmicas.

A partir del material seleccionado, se define la tensión permisible (S), cuyo valor es tomado de ASME II-D. Este parámetro representa la máxima tensión que el material puede soportar de manera segura durante la operación, incorporando márgenes de seguridad establecidos por el código.

Asimismo, se considera la eficiencia de junta ($E=1$). Esto implica que las uniones soldadas presentan la misma resistencia que el material base, lo cual requiere inspección mediante ensayos no destructivos.

Por último, se incorpora el sobreespesor por corrosión (c), el cual se adiciona al espesor calculado con el objetivo de compensar la pérdida de material a lo largo de la vida útil del equipo debido a fenómenos de corrosión.

5.2. DISEÑO DE CILINDROS SOMETIDOS A PRESIÓN INTERNA

5.2.1. Diseño del cilíndrico

El espesor del cuerpo cilíndrico (t) se determina mediante la expresión establecida en ASME VIII División 2. Este cálculo se realiza con el objetivo de garantizar que el recipiente pueda resistir las tensiones generadas por la presión interna sin fallar por ruptura.

$$t_{req} \sim \frac{P \times R}{S \times E - k \times P} \quad (Ec. 5.1)$$

Cada uno de los parámetros involucrados tiene un significado físico: la presión de diseño (P) representa la carga aplicada, el radio interno (R) define la geometría, la tensión permisible (S) limita la capacidad resistente del material, la eficiencia de junta (E) contempla la calidad de las uniones soldadas, el coeficiente geométrico (k) que surge del análisis elástico del cilindro a presión interna.

La correcta determinación del espesor resulta fundamental, ya que un valor insuficiente puede provocar fallas estructurales, mientras que un espesor excesivo incrementa innecesariamente los costos y el peso del equipo.

5.2.2. Diseño de cabezales elipsoidales (2:1)

Los cabezales elipsoidales 2:1 se seleccionan debido a su capacidad para distribuir uniformemente las tensiones generadas por la presión interna. El cálculo de su espesor (t) se realiza según ASME VIII-2, considerando un coeficiente geométrico que contempla la forma del casquete (K), el diámetro interno del casquete (D).

$$t_{head} \sim \frac{P \times D}{2 \times S \times K} \quad (Ec. 5.2)$$

El objetivo de este cálculo es asegurar que los cabezales resistan las tensiones de tracción sin comprometer la integridad estructural del recipiente.

5.2.3. Verificación por presión externa (Pandeo)

Además de la presión interna, es necesario evaluar el comportamiento del tanque frente a presión externa, especialmente en condiciones de vacío o durante operaciones de mantenimiento. Esta verificación se realiza para evitar el colapso por pandeo, fenómeno que puede ocurrir cuando la presión externa supera la capacidad resistente del recipiente. A diferencia de la falla por presión interna, el pandeo depende fuertemente de la geometría y la esbeltez del equipo.

Para ello, se determinan los factores A y B a partir de tablas del código ASME, los cuales tienen en cuenta las condiciones de apoyo, la relación geométrica y las propiedades del material. Con estos factores se calcula la presión crítica de pandeo, asegurando que el recipiente opere en condiciones seguras.

$$P_{critica} \sim \frac{2 \times E}{1 - \nu^2} \times F(A, B) \quad (Ec. 5.3)$$

Donde el ν es el coeficiente de Poisson y depende del material que se use. Este coeficiente es importante porque nos dice cómo la pared cilíndrica se deforma lateralmente cuando se aplica presión interna o externa.

5.2.4. Refuerzos de boquillas (aberturas)

La incorporación de aberturas en el recipiente, necesarias para conexiones o instrumentación, genera una reducción del área resistente. Por este motivo, el código exige verificar que dicha pérdida sea compensada mediante refuerzos adecuados.

$$A_{req} \sim f(P, D, S, t) \quad (Ec. 5.4)$$

Este análisis se realiza comparando el área removida con el área resistente disponible, asegurando que las boquillas no constituyan puntos débiles bajo condiciones de presión.

5.2.5. Requisitos de fabricación

El cumplimiento de los requisitos de fabricación establecidos por ASME garantiza que el diseño teórico pueda ser llevado a la práctica sin comprometer la seguridad del equipo. Estos incluyen la correcta preparación de juntas, procedimientos de soldadura calificados, calificación de soldadores y tratamientos térmicos post soldadura.

5.2.6. Requisitos de inspección (NDT)

Las inspecciones mediante ensayos no destructivos permiten detectar discontinuidades internas y superficiales en las soldaduras. Estos controles son fundamentales para verificar la calidad de fabricación y asegurar la integridad estructural del recipiente antes

de su puesta en servicio. En la tabla 5.1 se muestran los Ensayos Volumétricos en Soldaduras y en la tabla 5.2 los Ensayos Superficiales en Soldaduras.

Tabla 5.1. **Ensayos volumétricos en soldaduras.**

Sigla	Nombre	Qué detecta	Características
RT	Radiographic Testing (Radiografía)	Defectos internos como poros, inclusiones, grietas	Usa rayos X o gamma para “ver” el interior de la soldadura
UT	Ultrasonic Testing (Ultrasonido)	Defectos internos	Ondas ultrasónicas que viajan por el metal y reflejan discontinuidades internas

Tabla 5.2. **Ensayos superficiales en soldaduras**

Sigla	Nombre	Qué detecta	Características
PT	Penetrant Testing (Líquido penetrante)	Grietas abiertas en superficie	Se aplica un líquido polvo que penetra en fisuras visibles
MT	Magnetic Particle Testing	Defectos superficiales y ligeramente subsuperficiales en materiales ferromagnéticos	Usa partículas magnéticas para mostrar discontinuidades

5.2.7. Prueba hidráulica

Finalmente, se realiza la prueba hidráulica, en la cual el recipiente es sometido a una presión superior a la de diseño. Este ensayo tiene como objetivo verificar la resistencia estructural y la ausencia de fugas en condiciones controladas.

El uso de un fluido no inflamable garantiza condiciones seguras durante el ensayo, constituyendo una etapa fundamental antes de la puesta en operación del tanque.

$$P_{test} = 1.25 \times P_{desing} \quad (Ec. 5.5)$$

El factor 1,25 se aplica como margen de seguridad para comprobar que el tanque puede soportar una presión superior a la de diseño sin presentar fallas ni deformaciones.

CAPÍTULO VI: DIAGRAMA P&ID - CONTROL DE PROCESOS

Tras el diseño y simulación del proceso, surge la necesidad de controlar e instrumentar la planta. En la práctica los procesos son inherentemente dinámicos, las operaciones se ven sometidas a diversas perturbaciones que alejan a las variables críticas de su punto óptimo de trabajo. Estas desviaciones son generadas por factores operativos y externos, tales como:

- Efecto climático: la influencia de la temperatura ambiente y radiación solar afecta el desempeño de los equipos y la volatilidad de la corriente del gas.
- Fluctuaciones de la corriente de alimentación: el gas de entrada puede presentar variaciones de presión o temperatura respecto a los valores de diseño.
- Degradación de activos y paradas por mantenimiento: el desgaste mecánico, las pérdidas de energía o el ensuciamiento impiden entregar el gas en condiciones de diseño. A su vez, las paradas programadas por mantenimiento llevan al sistema a un estado no estacionario, donde las variaciones de presión y temperatura son importantes.

Ante estos factores, el desarrollo del P&ID permite establecer un esquema de control que no solo mitiga dichas desviaciones, sino que cumple con dos objetivos fundamentales: garantizar la seguridad de los activos de la planta y optimizar el proceso mediante la medición y seguimiento del sistema.

6.1. DEFINICIÓN

Un diagrama P&ID (Piping and Instrumentation Diagram) o Diagrama de Instrumentación y Tuberías es un esquema donde se registra toda la instrumentación sobre el diagrama de flujo de proceso. En él se ilustra los dispositivos de medición que proporcionan información a la estrategia de control, los actuadores que implementarán los resultados de los cálculos de control y los bloques funcionales que indican la lógica del control. (Perry, 1999).

Algunas de sus características principales son:

- ✓ Permite asociar a cada elemento de medición y/o control un código al que comúnmente se denomina “tag” del instrumento, facilitando la trazabilidad del sistema.
- ✓ Evidencia los puntos críticos de cada activo donde se miden, transmiten y controlan las variables.
- ✓ Brinda un mayor nivel de detalle que un diagrama de flujo, ya que incorpora líneas de venteos, derivaciones, disposición de válvulas y lazos de control que hacen posible la operación real de la planta.

La instrumentación en una planta de procesamiento de gas está conformada por dispositivos neumáticos y electrónicos para la medición y control de las variables de proceso. En ocasiones, el sistema de instrumentación incluye computadoras para la gestión de funciones como la recopilación, transmisión y almacenamiento de datos, visualización, alarmas, etc. (GPSA, 2017).

6.2. COMPONENTES INVOLUCRADOS

6.2.1. Transmisor

Es un dispositivo que detecta una variable de proceso y traduce el valor medido en una señal que se transmite a diversos dispositivos receptores para indicación, registro, alarma y control. La función principal de un transmisor es reproducir la señal de medición de baja energía con la energía suficiente para que pueda transmitirse a una distancia considerable o utilizarse como fuente de alimentación para un dispositivo de control. (GPSA, 2017).

6.2.2. Indicador

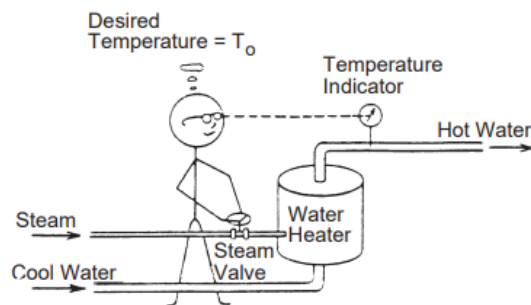
Un indicador realiza una representación visual de una magnitud medida, como temperatura, presión, caudal o nivel. Los indicadores se incluyen en un sistema de instrumentación como dispositivos independientes (denominados TI, PI, FI, entre otros) o como parte de un dispositivo de control (TIC, PIC, etc.) (GPSA, 2017).

6.2.3. Controlador

Un circuito de control se denomina comúnmente como un “lazo” o “bucle”. Un lazo de control puede clasificarse como “abierto” o “cerrado” según si los ajustes de control son manuales (lazo abierto) o se determinan automáticamente mediante un controlador con retroalimentación (lazo cerrado). (GPSA, 2017)

1. Control Manual (lazo abierto): En un sistema de control de lazo abierto, un operador realiza un ajuste manual en un dispositivo (válvula) que regula el flujo de una variable manipulada (vapor) para intentar alcanzar un valor de consigna (temperatura deseada) de una variable controlada (agua caliente). Sin embargo, este ajuste solo es válido para las condiciones bajo las cuales el operador lo realizó. Cualquier perturbación, como un cambio en la temperatura del agua de entrada, la temperatura del vapor, la pérdida de calor al entorno o el caudal provocará un cambio en la temperatura de salida. (GPSA, 2017).

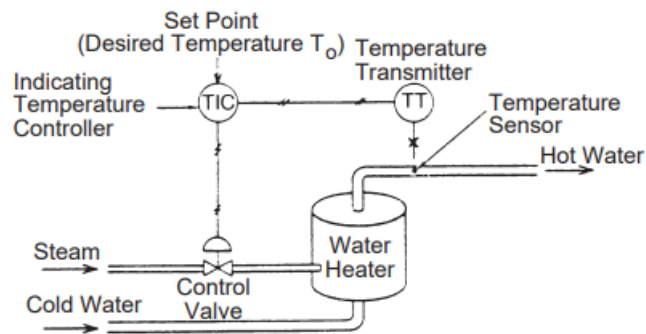
Figura 6.1. Sistema de Bucle abierto



Fuente. GPSA.

2. Control de retroalimentación automático (lazo cerrado): Si se añaden al sistema los elementos de medición y control adecuados, el circuito se cierra mediante la inclusión de un controlador de retroalimentación automático. Este dispositivo detecta cualquier diferencia entre el valor de consigna y la señal de medición (señal de error), y genera una señal de salida para accionar la válvula en la dirección correcta. De este modo, se ajusta la variable manipulada para que la medición alcance el valor del punto de ajuste. (GPSA, 2017).

Figura 6.2. Sistema de bucle cerrado



Fuente. GPSA.

6.2.4. Actuador

Una vez que el controlador procesa la señal y determina la acción, ésta llega al actuador que es el elemento final de control. Su objetivo es modificar el valor de la variable manipulada y llevarla a su punto de diseño. En este diagrama (P&ID) se han integrado diversos tipos de elementos según sea el funcionamiento del activo. (GPSA, 2017).

1. Válvulas: Se clasifican según el parámetro de corrección. TCV indica Temperature Control Valve, PCV Pressure Control Valve y LCV Level Control Valve.
2. Variadores de velocidad: en equipos como aerofriadores o compresores, no tenemos una válvula como actuador, sino un sistema que modifica la energía que se suministra al motor.

6.2.4.1. Válvulas

Son dispositivos que actúan restringiendo el paso del fluido, siendo los elementos más comunes en el P&ID. Se pueden clasificar según el diseño de accionamiento, entre las utilizadas en la planta se pueden mencionar: válvulas de compuerta, de tipo globo y de retención. (Perry, 1999).

1. Válvulas de compuerta: Controlan el flujo de caudal abriendo o cerrando completamente el paso. Su aplicación está destinada para el aislamiento de los equipos o líneas de proceso por mantenimiento. (Perry, 1999).
2. Válvulas globo y aguja: Se implementan en aquellas líneas que requieren una regulación manual fina o una caída de presión controlada. (Perry, 1999).

3. Válvulas de Retención: También llamadas check valves, se ubican en descargas donde se requiera garantizar flujo unidireccional. Su función es proteger los activos contra daños, evitando el flujo inverso. (Perry, 1999).

6.3. CRITERIOS DE DISEÑO Y MARCO NORMATIVO

El P&ID de la planta se desarrolla tomando como punto de partida el Diagrama de Flujo de Procesos suministrado por el tutor externo, Ing. Pablo Troncoso, y los resultados obtenidos de la simulación. Adicionalmente, se basa en la norma ISA 5.1 que establece de manera uniforme la identificación, numeración y simbología de los instrumentos. Para la elaboración de los diagramas, se definen los siguientes criterios adaptados:

- Etiquetado: La nomenclatura de equipos e instrumentos consta de letras que identifican al activo o actuador, seguidas de una numeración donde los primeros dos números indican la Unidad en el que esté trabajando y los siguientes dos indican la Sección específica.
- Control y Seguridad: Se han elegido estratégicamente los puntos de medición priorizando las salidas de los equipos críticos. Asimismo, se incluyen alarmas por baja/alta presión, nivel de líquido o temperatura, así como válvulas PSV que alivian de sobrepresiones y protegen la integridad de los equipos.

Finalmente, para la ejecución de los diagramas, se adoptó el software Microsoft Visio Professional, aprovechando sus bibliotecas de simbología para la representación de los equipos.

6.4. DESCRIPCIÓN DEL P&ID

Con el marco normativo y criterios definidos, se procede a continuación a la descripción técnica del diagrama. Para una mejor comprensión, se divide a la planta Joule-Thomson en unidades operativas.

Unidad I: Acondicionamiento.

Unidad II: Fraccionamiento.

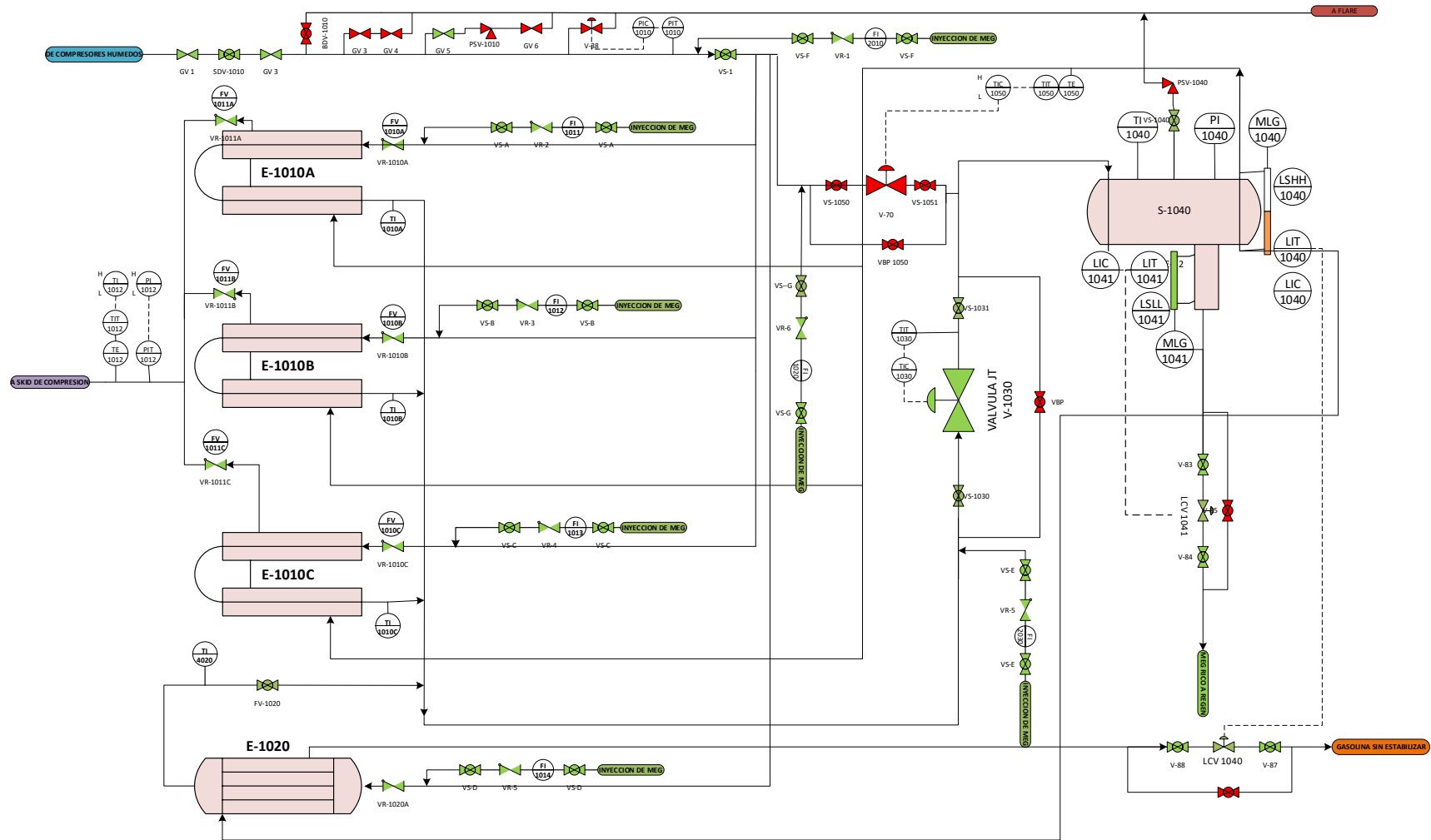


A continuación, para un mejor seguimiento se adoptó por subdividir el diagrama en secciones, analizando para cada bloque funcional los controles y la instrumentación presente.

6.4.1. UNIDAD DE ACONDICIONAMIENTO DE LA JOULE-THOMSON. JT-001

A modo de introducción, se presenta el Diagrama de Tuberías e Instrumentación completo de esta unidad. El cual abarca desde el ingreso del gas a la planta hasta la salida de la corriente de gasolina hacia su etapa de fraccionamiento. El objetivo es dar una visión global del diagrama para luego analizar en detalle cada sección.

Figura 6.3. P&ID completo de la Unidad de Acondicionamiento

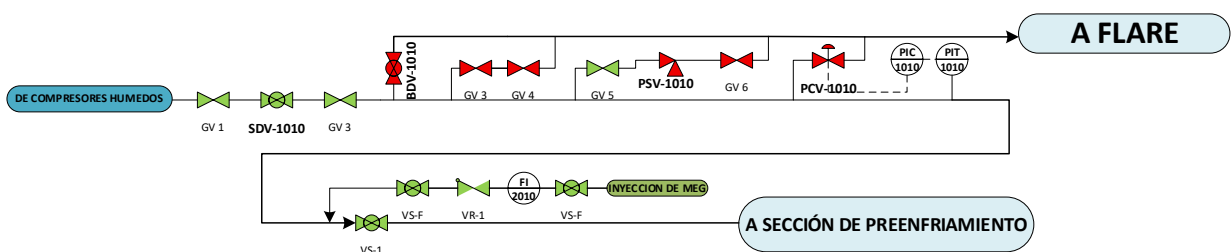


Como se ha observado debido a la complejidad del diseño, se procede a realizar un desglose sección por sección.

6.4.1.1. Etapa de Ajuste de Presión

Esta sección comprende el tramo de tubería en donde la corriente ingresa a la planta y es acondicionado antes de ingresar a los intercambiadores gas/gas y gas/gasolina. El objetivo de estos sistemas de control es asegurar que la corriente se mantenga en el rango operativo, garantizando la integridad de los activos de la planta.

Figura 6.4. Etapa de Ajuste de Presión



Shut Down Valve (SDV-1010): Es una válvula con lógica de control on/off, cuya operación normal es abierta. Esta válvula cumple la función de confinar el circuito y dejar al gas dentro de los activos de la planta cuando detecta condiciones peligrosas o anormales como:

- Sobrepresión importante o fluidos peligrosos que puedan continuar su camino y llegar a equipos sensibles a estas presiones.
- Si hay fugas o incendios, la SDV corta el suministro de gas en la entrada.

Blow Down Valve (BDV-1010): A diferencia de la SDV esta válvula opera normalmente cerrada. Cumple la función de despresurizar los equipos y tuberías con un quemado rápido y controlado en el flare. Actúa en situaciones donde se detecta una fuga de hidrocarburos en la atmosfera o un derrame, y así evitar un potencial de incendio o explosión.

Pressure Safety Valve (PSV-1010): Esta válvula también de seguridad, opera en eventos puntuales de sobrepresión mayores a las que se pueda controlar con una PCV. Calibrada para una presión mayor a la de operación, pero menor a la de límite del equipo. Protege

la integridad física de los equipos y líneas llevando los fluidos a quemado controlado en el flare.

Pressure Control Valve (PCV-1010): Esta válvula es el elemento final de un bucle de control, hace uso de dispositivos de medición y control como PIT y PIC donde se mide, indica y transmite la presión medida en la línea de entrada, si muestra un valor diferente al establecido, envía una señal a la válvula PCV que corregirá el valor.

Para la inyección de MEG se consta de válvulas de retención que permiten la inyección en una sola dirección y no haya retrocesos del gas hacia los sistemas de inyección y medidores de flujo FI para que muestre continuamente el caudal de inyección.

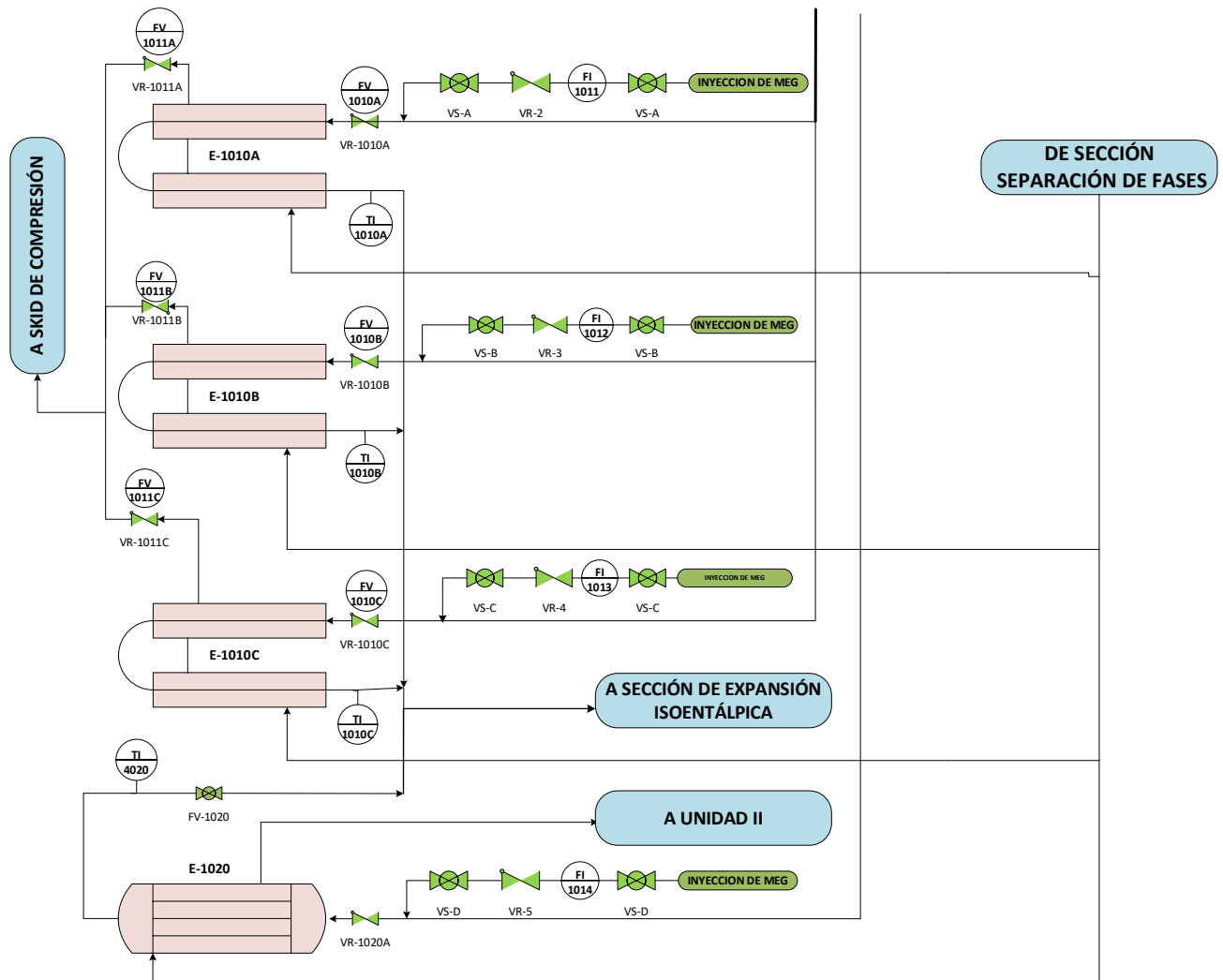
6.4.1.2. Etapa de Intercambiadores de calor

Al igual que en la etapa anterior, en la entrada de cada intercambiador de calor (E-1010A, E-1010B, E-1010C y E-1020) se disponen puntos de inyección de MEG con sus respectivos elementos de control y seguridad.

Tubos de los intercambiadores: En la línea de ingreso de cada uno se encuentra una Flow Valve (FV) que regula y distribuye equitativamente la corriente que circula por ellos, que trabajan en paralelo. A la salida un indicador (TI) que muestra continuamente si la temperatura de salida está dentro del rango de operación.

Carcasas de los intercambiadores: El gas proveniente del separador frío ingresa por las carcasas y absorbe calor de los tubos. A las salidas, se regula el flujo mediante una Flow Valve (FV) que unifica las corrientes que se dirigen al skid de compresión.

Figura 6.5. Etapa de Intercambiadores



6.4.1.3. Etapa de Válvula Joule-Thomson

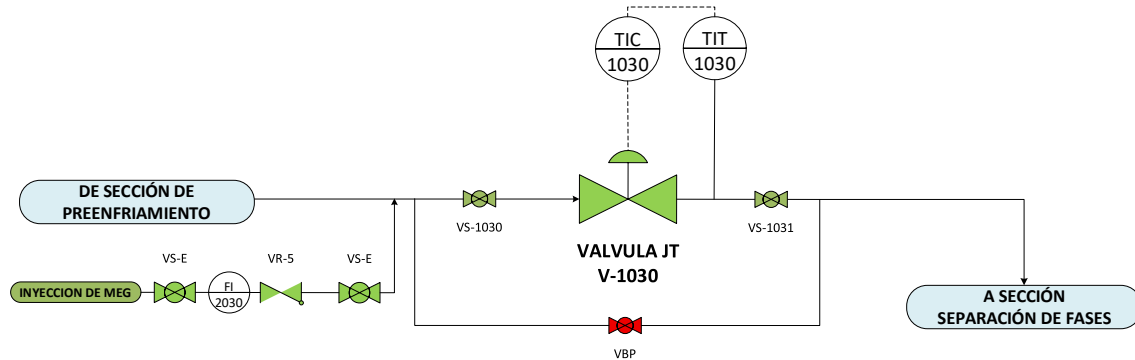
Tras el enfriamiento en los intercambiadores de calor, la corriente ingresa a la válvula JT (V-1030). La instrumentación presente en esta etapa son los siguientes:

Lazo de control integrado por un transmisor (TIT-1030) y un controlador (TIC-1030) que miden continuamente la temperatura de la corriente de salida de la válvula, de acuerdo con el valor que muestre, se transmite una señal hacia el controlador y se ajusta la caída de presión mediante la válvula JT y por ende la temperatura final de la corriente.

Válvula de globo (VBP) que sirve como línea de bypass, se utiliza durante la puesta en marcha de la planta.

El conjunto de inyección de MEG mantiene la misma configuración de control y seguridad que se detalló anteriormente.

Figura 6.6. **Etapa de Válvula Joule-Thomson**



6.4.1.4. Etapa de Separación de Fases

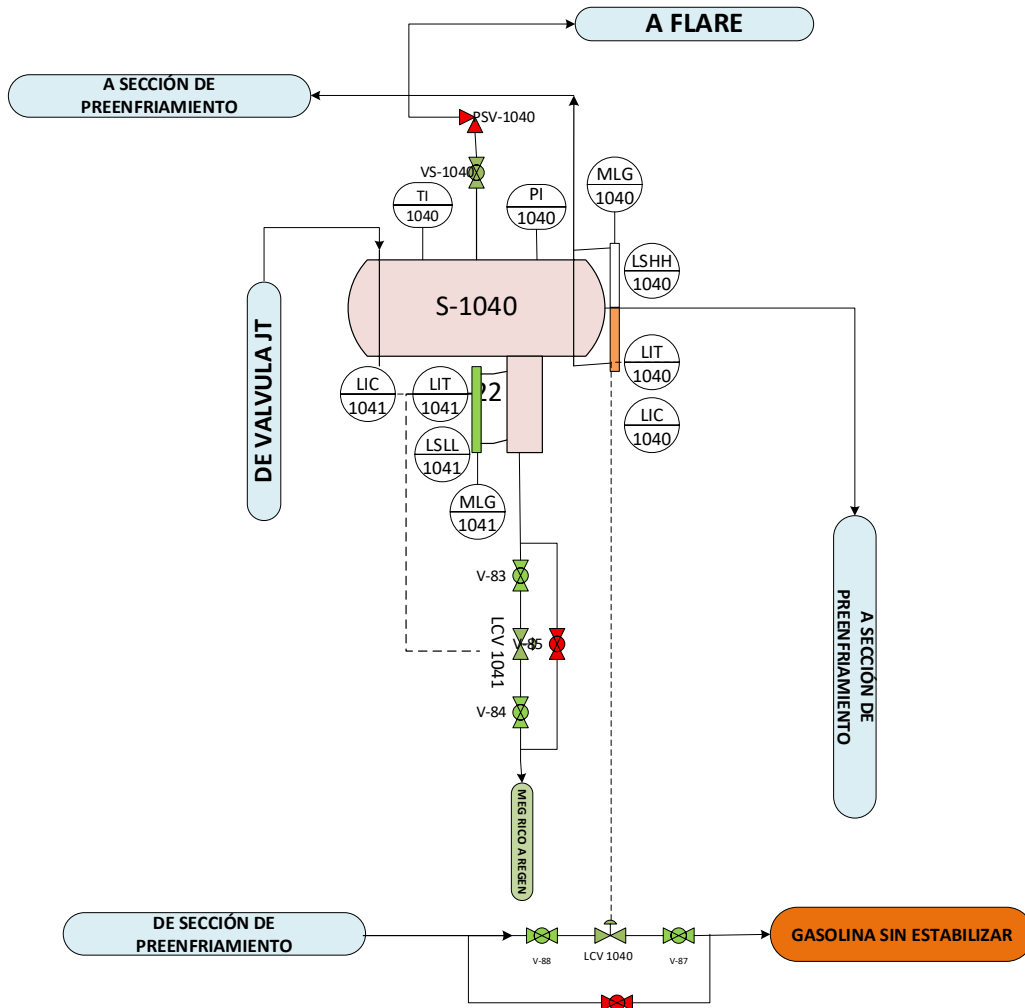
Esta sección representa la etapa final de la Unidad de Acondicionamiento. Tras la expansión en válvula JT, el fluido ingresa al separador frío (S-1040). En este equipo se produce la separación física en sus fases: gas, gasolina sin estabilizar y MEG en fase acuosa.

Tope del separador: Esta zona cuenta con indicadores de presión (PI-1040) y temperatura (TI-1040). Asimismo, se dispone de una válvula PSV que sirve de protección del equipo ante eventuales sobrepresiones.

Cuerpo del separador: Consta de un lazo de control que monitorea el nivel de líquido mediante los instrumentos (LIT-1040) y (LIC-1040) que según sea el valor, se regula con la Level Control Valve (LCV-1040), el paso de la gasolina hacia la unidad de Fraccionamiento. A su vez se tiene un sistema de alarmas LSHH que indica nivel muy alto de líquido, utilizado para prevenir arrastre de líquido hacia la salida del gas.

Bota del separador: Debido a su mayor densidad el MEG se acumula en esta parte del separador y el nivel de líquido del MEG acuoso es controlado por un lazo de control integrado por (LIT, LIC y LCV-1041) que regulan el paso del MEG hacia su regeneración. En este caso las alarmas LSLI indican nivel líquido muy bajo de MEG. Evitando que la gasolina pueda ir a los sistemas de regeneración.

Figura 6.7. Etapa de Separación de Fases.



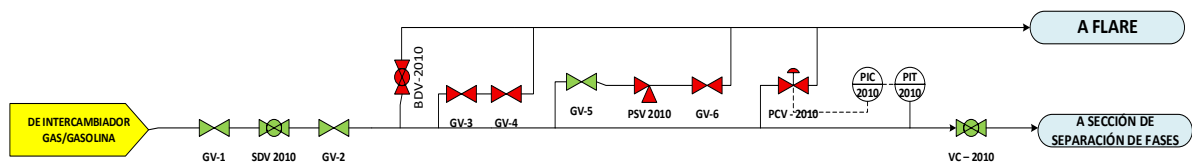
6.4.2. UNIDAD DE FRACCIONAMIENTO DE LA JOULE-THOMSON. JT-002

Siguiendo la metodología aplicada para la Unidad anterior, se presenta el P&ID de la Unidad de Fraccionamiento. La unidad abarca desde el ingreso de la gasolina sin estabilizar proveniente del intercambiador gas/gasolina (E-1020), hasta la obtención de los productos finales GLP a despacho y Gasolina estabilizada a oleoducto. El objetivo es dar una visión global del diagrama para luego ir seccionando sus procesos.

6.4.2.1. Etapa de Ajuste de Presión para el Fraccionamiento

Esta unidad comienza con la sección de admisión que adopta las configuraciones de seguridad y control implementadas en la unidad de acondicionamiento (Sección 6.4.1.1). El propósito es recibir la gasolina sin estabilizar y garantizar que ingrese a las torres con valores de presión estables y seguros.

Figura 6.9. Etapa de Ajuste de Presión



Shut Down Valve (SDV-2010): Bloquea el suministro de gasolina sin estabilizar y confina la unidad ante condiciones operativas anormales.

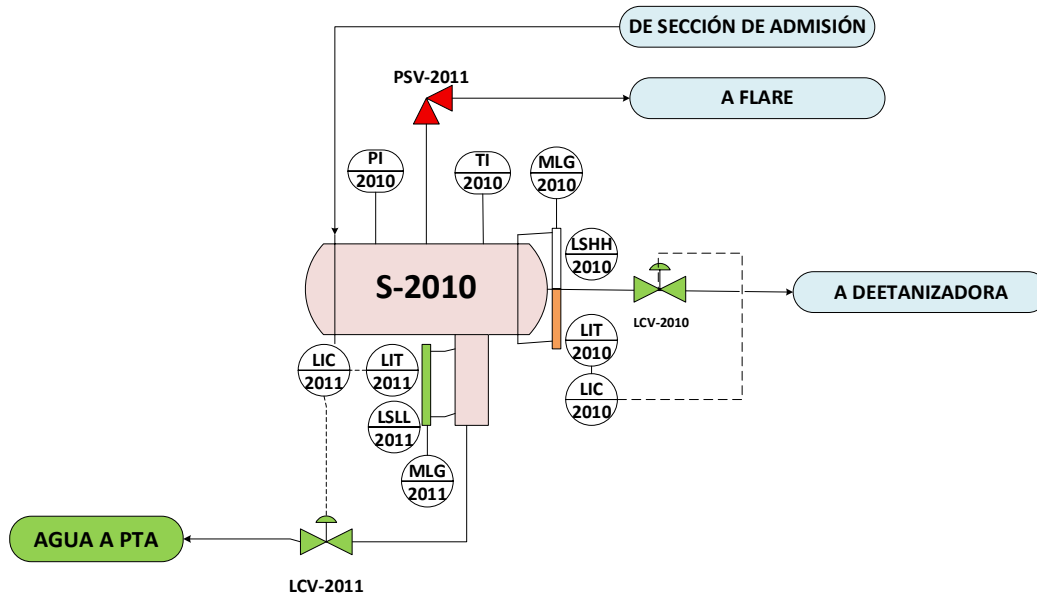
Blow Down Valve (BDV-2010) y Pressure Safety Valve (PSV-2010): Actúan como mecanismos de protección, despresurizando o aliviando hacia el flare ante una emergencia.

Pressure Control Valve (PCV-2010): Regula continuamente la presión de entrada del líquido hacia la siguiente etapa.

6.4.2.2. Etapa de Separación

El gas ingresa al separador S-2010 donde se obtiene la separación física de las fases, lo cual es esencial para garantizar que la carga líquida de hidrocarburos que alimentará las torres de fraccionamiento estén libres de gas y agua.

Figura 6.10. Etapa de Separación



Tope del separador: en esta zona se monitorea el gas separado mediante indicadores de presión (PI-2010) y temperatura (TI-2010). El tope también cuenta con una válvula (PSV-2011) que sirve de protección al equipo.

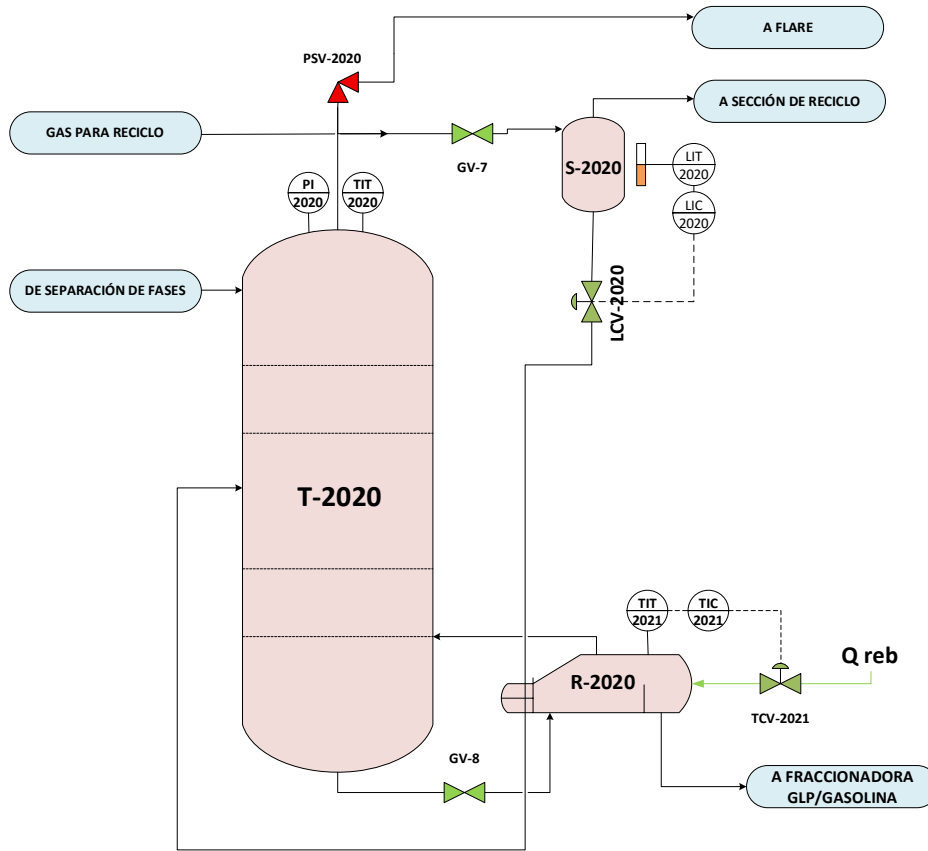
Cuerpo del separador: la gasolina decantada cuenta con indicadores y controladores de nivel que ayudan al monitoreo de niveles de líquido y actuar en consecuencia mediante la válvula LCV-2010 que lleva la alimentación hacia la torre T-2020. Alarmas de LSHH para evitar arrastres de líquidos hacia el desecho de gas.

Bota del separador: el agua libre es separada y enviada hacia la PTA. Se cuenta con sus respectivos niveles de líquido indicando y transmitiendo el valor hacia la LCV-2011. Alarmas de LSL para evitar fugas de hidrocarburos hacia los sistemas de PTA.

6.4.2.3. Etapa de Torre Deetanizadora

En esta sección se separan los componentes más livianos que el propano del resto de la corriente (C3+). La alimentación ingresa por el tope de la Torre Deetanizadora (T-2020) donde se produce el intercambio de masa y de energía que permite obtener los productos deseados.

Figura 6.11. Etapa de Torre Deetanizadora.



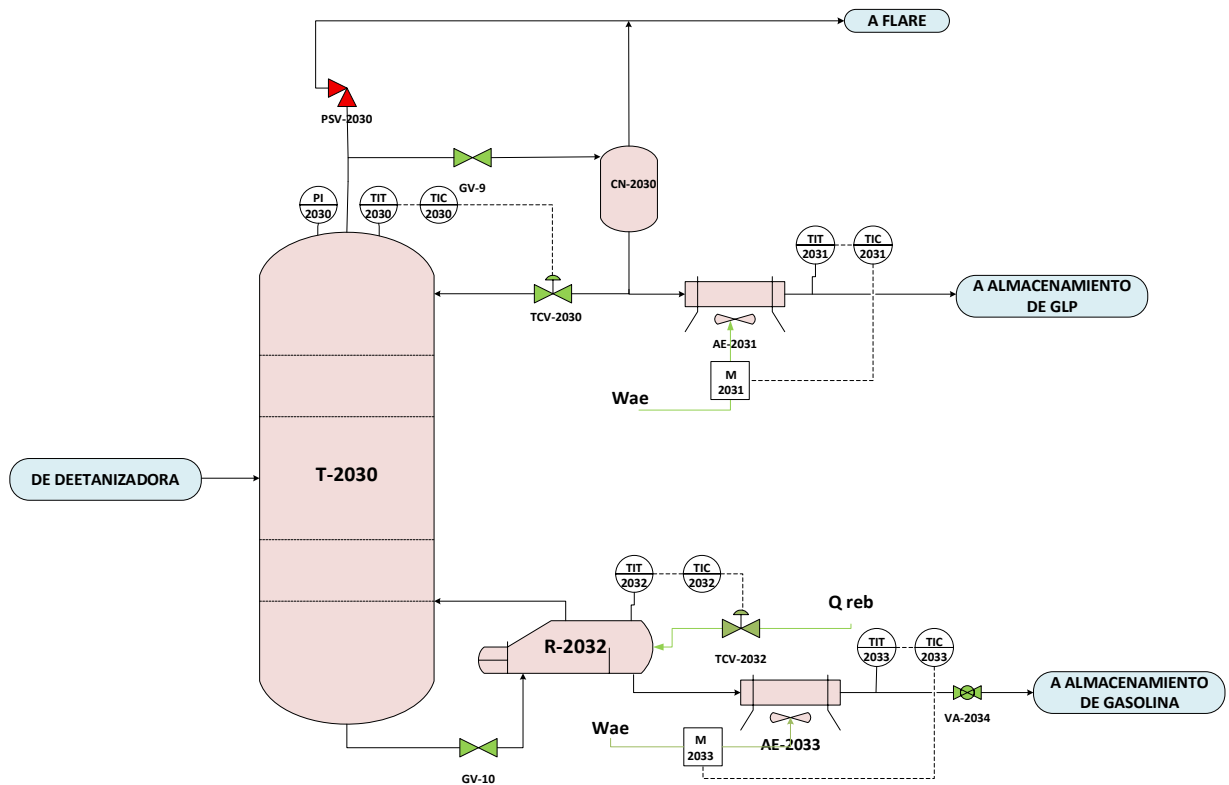
Topo de la columna: En esta zona se monitorea el egreso de la fase gaseosa mediante instrumentos de indicación. Se cuenta con un indicador de presión PI-2020 que mide e indica la presión en la columna y un indicador de temperatura TI-2020 que monitorea la temperatura de cabeza. Si el nivel LIT-2020 detecta un nivel alto de líquido, envía una señal al controlador LIC-2020, el cual acciona la Level Control Valve (LCV-2020) y regula la alimentación secundaria hacia la torre T-2020.

Fondo de la columna: se debe asegurar que la corriente que egresa por el fondo esté libre de compuestos livianos. Para ello, la corriente de fondo deja la torre y circula por el Reboiler (R-2020) donde en él se cuenta con un lazo de control conformado por TIT-2021 y TIC-2021 el cual regula el paso de carga térmica mediante la TCV-2021. Una fracción de la corriente de fondo retorna a la torre. La otra fracción es gasolina que sale por el fondo del Reboiler e ingresa hacia la segunda torre donde continua su proceso de destilación.

6.4.2.4. Etapa de Torre de Fraccionamiento de GLP y Gasolina

El proceso de fraccionamiento que se da en la torre T-2030, se separan los componentes livianos (GLP) de los pesados (Gasolina Estabilizada).

Figura 6.12. Etapa de Fraccionamiento de GLP y Gasolinas.



Sistema de Recuperación en Tópe: La presión en la torre es monitoreada mediante el PI-2030. Consta de una PSV-2030 que sirve de seguridad contra sobrepresiones. La corriente gaseosa que deja la torre por cabeza es dirigida a procesos de condensación y enfriamiento para su posterior almacenamiento.

Condensación: la corriente ingresa al Condensador (CN-2030). La fracción incondensable es enviada a quemado controlado en el flare, mientras que la fracción líquida se divide en dos corrientes: la primera retorna como reflujo a la torre y está sujeta a un lazo de control que monitorea la temperatura de cabeza mediante la TIT-2030 y TIC-2030 y finalmente enviando la señal a la TCV-2030. La segunda corriente es enviada al Aeroenfriador AE-2031.

Enfriamiento: se baja la temperatura en el Aeroenfriador AE-2031 de la corriente condensada, se monitorea la temperatura de salida de este equipo mediante un lazo de control definido por la TIT-2031, TIC-2031 enviando la señal al motor M-2031 del aeroenfriador para que ajuste la velocidad de enfriamiento.

Sistema de Recuperación de Gasolinas en el fondo: Para garantizar que el producto de fondo cumpla con la especificación de presión de vapor requerida para su almacenamiento, la corriente líquida es sometida a un proceso térmico.

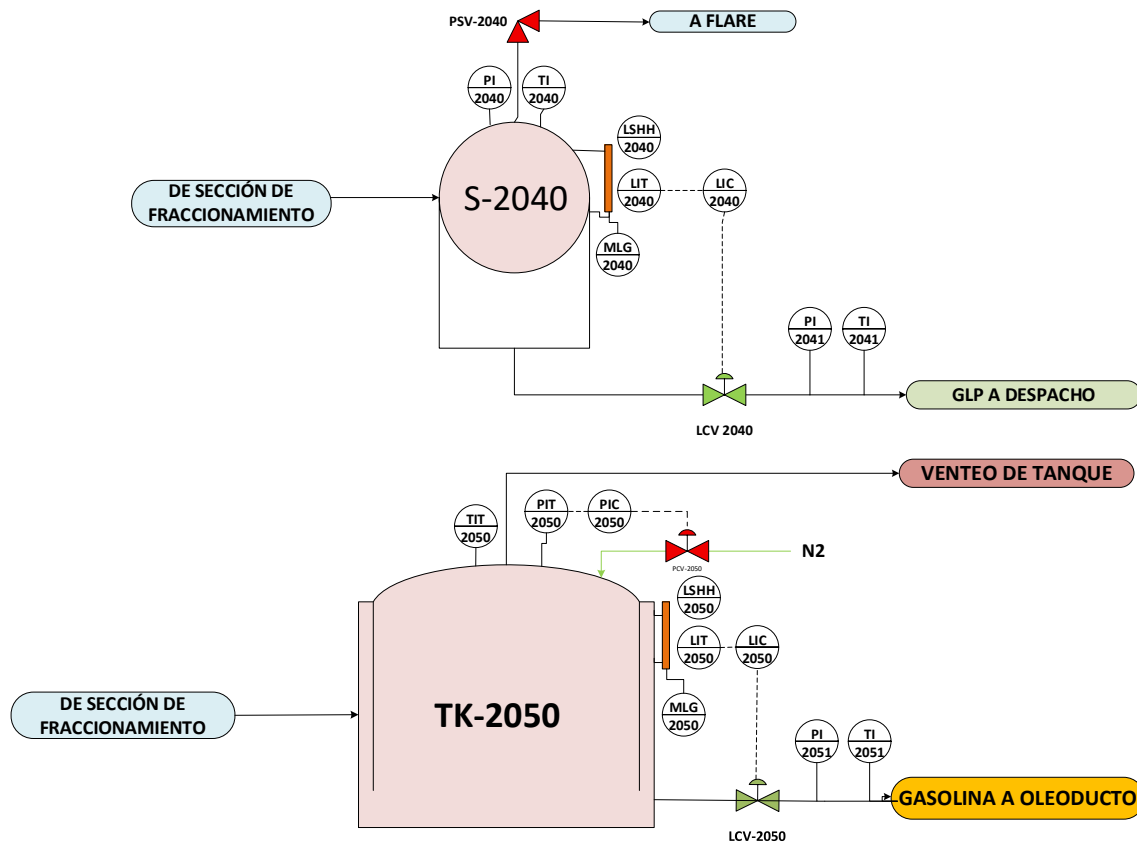
Reboiler: la corriente del fondo ingresa a este equipo y los componentes livianos que se liberan retornan a la torre. La temperatura del Reboiler está siendo monitoreada por el conjunto conformado por TIT-2032, TIC-2032 y TCV-2032.

Aeroenfriador: la corriente que deja el fondo del reboiler, ingresa a este equipo y se baja la temperatura antes de ser almacenado en tanque. Dispone de un sistema de control de temperatura conformado por TIT-2033, TIC-2033 y un M-2033 que regula las revoluciones del motor, ajustando así la variable.

6.4.2.5. Etapa de Almacenamiento y Despacho

Esta etapa final del diagrama comprende la recepción, el almacenamiento bajo parámetros controlados y el posterior despacho de los productos.

Figura 6.13. Etapa de Almacenamiento y Despacho



Almacenamiento en Zepelín y despacho de GLP: La temperatura y presión del zepelín S-2040 son controladas mediante el PI-2040 y TI-2040. Se cuenta con una PSV-2040 que sirve de venteo a flare para corregir sobrepresiones en el mismo.

Se dispone de un lazo de control conformado por el LIT-2040, LIC-2040 y una LCV-2040 que monitorean y controlan el nivel de líquido en el zepelín y con alarma de LSHH indicando nivel muy alto. La línea de despacho cuenta con monitoreo de presión PI-2041 y temperatura T-2041.

Almacenamiento en Tanque y despacho de Gasolina: La gasolina estabilizada es almacenada en TK-2050 es monitoreada por TI-2050 y un lazo de control conformado por un PIT-2050, PIC-2050 y una PCV-2050 que adiciona gas inerte (N₂) al tanque en periodos transitorios como el mantenimiento, vaciado o llenado. Por otro lado, el exceso de gas es venteado por el tope.

En el cuerpo del tanque se dispone de monitoreo del nivel de líquido conformado por LIT-2050, LIC-2050 y una LCV-2050 que deja pasar la corriente hacia oleoducto.

En la salida hacia oleoducto la gasolina es controlada por un PI-2051 y un TI-2051.

6.5. Resumen operativo del proceso global

La configuración realizada sobre las unidades de Acondicionamiento y Fraccionamiento garantiza un correcto funcionamiento y manejo seguro de los activos, destacando los siguientes puntos clave:

- ✓ Integridad y control de calidad: el uso de lazos de control garantiza la obtención de productos en las condiciones de temperatura y presión que se hayan establecido, así como un correcto funcionamiento del activo.
- ✓ Seguridad operativa: La implementación de alarmas LSHH y LSLI y válvulas de alivio PSV minimiza el riesgo en los activos. Así como el sistema de blanketing con Nitrógeno en el almacenaje.
- ✓ Las válvulas de compuerta situadas entre los activos permiten un buen aislamiento para futuras intervenciones o mantenimiento que se requiera realizar.
- ✓ Los instrumentos finales en cada línea permiten el monitoreo continuo de los productos de entrega asegurando que cumplan con las especificaciones de despacho y transporte.

CAPÍTULO VII: EVALUACIÓN DE RENTABILIDAD DE PROYECTO

El presente proyecto surge como respuesta a la necesidad de resolver una limitación operativa y capitalizar una oportunidad de negocio. Dado que el objetivo es evaluar la viabilidad de ampliar las instalaciones de una planta de procesamiento para maximizar el aprovechamiento económico de sus recursos, tal proyecto se evaluará en términos de conveniencia económica, asegurando que resolverá la necesidad de manera eficiente, segura y rentable.

La optimización de esa solución se inicia con la identificación de una oportunidad de negocios, tal como se expuso al inicio de este proyecto. Dicha oportunidad radica en el siguiente escenario:

- ✓ Actualmente la empresa inyecta a un gasoducto flexibilizado una corriente rica en hidrocarburos pesados con un caudal de 513,17 m³/d. Esta corriente posee un alto potencial de valor agregado, ya que es posible fraccionarla para extraer líquidos comerciales, como GLP y Gasolina Estabilizada. Hoy en día, esta mezcla es comercializada sin procesar, cediendo el margen de ganancias que brinda el fraccionamiento, a terceros.

A efecto de evaluar la rentabilidad del proyecto, este capítulo tiene los siguientes objetivos para determinar la factibilidad técnico-económica de la inversión.

- Estimar la estructura de Inversión y Costos: Determinar del capital necesario para la adquisición del equipamiento e instalación del tren de destilación, junto a los costos operativos que conlleva su funcionamiento.
- Determinar el incremento del flujo de ingresos: Cuantificar el beneficio económico obtenido de la venta de GLP y Gasolina Estabilizada en comparación con la venta de la corriente sin procesar.
- Evaluar la viabilidad financiera: Calcular los indicadores financieros VAN, TIR y PRI para determinar la rentabilidad del proyecto.

El procedimiento de estimación de costos y flujo de caja se basa en la metodología propuesta por Turton et al. (2018) en su libro "Analysis, Synthesis, and Design of

Chemical Processes”. Esta bibliografía ha sido seleccionada por su enfoque estructurado en el cálculo de variables de rentabilidad, permitiendo esquematizar el flujo de caja.

Dicha metodología garantiza precisión en la determinación del capital de inversión y los costos operativos, proporcionando un marco analítico robusto para la toma de decisiones en proyectos de ingeniería de procesos. A continuación, se presenta el procedimiento.

7.1. CAPITAL TOTAL DE INVERSIÓN

Para determinar el Capital Total de Inversión se deben estimar los costos de los equipos principales. Para ello, se requiere el P&ID de la Unidad de Fraccionamiento.

Una técnica precisa para realizar estimaciones preliminares consiste en correlacionar los costos de equipos con valor base conocido. Estos datos deben ser ajustados al tiempo transcurrido desde su adquisición.

- Efecto del tiempo en el costo del equipo requerido: Cuando se depende de registros históricos para obtener información sobre precios, esta correlación ajusta el costo referencia del activo al presente y está sujeto a las condiciones económicas cambiantes (inflación). Esto se logra mediante la siguiente expresión:

$$C_2 = C_1 * \left(\frac{I_2}{I_1}\right) \quad (Ec\ 7.1)$$

C_2 : Costo requerido al que se desea conocer

I_2 : Índice al momento que se desea conocer el costo

C_1 : Costo base que se conoce

I_1 : Índice base que se conoce

Uno de los índices más aceptados por la industria química y que se usará en este capítulo es el Índice de Costos de Plantas de Ingeniería Química (CEPCI). El último registro al cual se tiene acceso y publicado por la revista en junio 2025 refleja un valor de $I_2=804$.

Por lo tanto, el procedimiento propuesto para abordar la cotización total del equipamiento será el siguiente:

1. Obtener el costo de los equipos que conforman la Unidad de Fraccionamiento.
2. Corregir por tiempo, mediante índice CEPCI
3. Obtener la suma total del equipamiento corregido.

El costo del capital de una unidad de Fraccionamiento no se limita solamente a la adquisición de los equipos principales. Es necesario también considerar una serie de costos adicionales asociados a la “puesta en marcha” de la planta, tales como materiales para la instalación, mano de obra, instrumentación, cañerías, ingeniería y contingencia, entre otros. En la Tabla 7.1 se detalla los costos que constituyen a la inversión total según la metodología de Turton.

Tabla 7.1. **Costos asociados a la Inversión.**

Tipo	Factores asociados a la Instalación	Descripción
DIRECTOS	Costo FOB del equipo	Costo de compra del equipo
	Materiales de instalación	Tuberías, protección contra incendios, instrumentación, sistema eléctrico
	Mano de obra	Incluye la labor asociada a la instalación de equipos y materiales
INDIRECTOS	Flete, seguros e impuestos	Transporte para el envío de equipos y materiales a la planta y sus seguros
	Gastos generales de construcción	Beneficios complementarios, licencias, cargas sociales, etc
	Gastos de Ingeniería del contratista	Incluye salarios y gastos del personal de ingeniería y gestión de proyectos
CONTINGENCIA Y HONARIOS	Contingencia	Cobertura para imprevistos, modificaciones de diseño, etc.
	Honorarios del Contratista	Tarifa que varía según el tipo de planta y más factores
INSTALACIONES AUXILIARES	Desarrollo del Sitio	Compra y nivelación de terrenos, caminos internos y conexión a redes de servicio (eléctrica, agua, etc)
	Equipos Auxiliares	Oficinas, talleres de mantenimiento, salas de control y almacenes.
	Servicios Externos y Públicos	Instalaciones de almacenamiento, suministros de control ambiental

Fuente. Turton et Al “Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes”

Dada la naturaleza de estos ítems, realizar un seguimiento detallado de cada uno resultaría impreciso. Para resolver esta dificultad Turton et al. (2001) propone la utilización del factor de Lang.

Este factor matemático permite estimar el Capital Total de la Unidad multiplicando el costo total de los equipos, ya actualizado por CEPCI, por un factor global que abarca todos los costos directos e indirectos mencionados anteriormente. La expresión matemática es:

$$CTI = F_L * CTE \quad (Ec 7.2)$$

Donde,

CTI: Capital Total de Inversión

CTE: Capital Total del Equipamiento

F_L: Factor de Lang

El valor del factor de Lang varía de acuerdo con el tipo de procesamiento llevado a cabo en la planta. Existen 3 categorías que se muestran en la Figura 7.51.

Figura 7.1. **Valores del Factor de Lang.**

Capital Cost = (Lang Factor)(Sum of Purchased Costs of All Major Equipment)	
Type of Chemical Plant	Lang Factor = F_{Lang}
Fluid processing plant	4.74
Solid-fluid processing plant	3.63
Solid processing plant	3.10

Fuente. Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes.

Como la unidad de Fraccionamiento opera solamente con gas y líquidos, sin manipulación de sólidos, se clasifica como un tipo de Planta de Procesamiento de Fluidos. Por lo tanto, el valor para el factor de Lang adoptado será 4,74.

7.1.1. CÁLCULO DEL CAPITAL TOTAL DE INVERSIÓN

Aplicando la metodología descrita anteriormente, el primer paso para la estimación de costos es identificar los equipos principales del proceso. Utilizando el diagrama P&ID

desarrollado para la Unidad de Fraccionamiento, se ha definido el siguiente inventario de activos que requieren cotización.

Tabla 7.2. **Equipos de la Unidad de Fraccionamiento.**

Categoría	Equipo
TRANSFERENCIA DE CALOR	Reboiler R-2020
	Reboiler R-2032
	Aeroenfriador AE-2020
	Aeroenfriador AE-2031
	Aeroenfriador AE-2033
	Condensador CN-2030
ROTATIVOS	Compresor K-2020
ALMACENAMIENTO	Zepelín S-2040
	Tanque TK-2050
RECIPIENTES	Separador Trifásico S-2010
	Separador Bifásico S-2020
FRACCIONAMIENTO	Deetanizadora T-2020
	GLP/Gasolina T-2030

Una vez definido el inventario, se procede a la estimación del costo base de adquisición. Dada la naturaleza del proyecto y disponibilidad de datos, se optó por una estrategia mixta que maximiza la precisión de adquisición.

Uso de Datos WEB de *Matche.com*: Se utilizó para los equipos de configuración estándar. Esta plataforma provee costos de referencia históricos, ofreciendo una correlación directa para los equipos Rotativos, de Intercambio de Calor y Almacenamiento. El uso de esta base de datos permite obtener estimaciones rápidas y confiables, referenciadas a un índice de CEPCI de 576.

Por otro lado, debido a la complejidad constructiva que presentan los equipos de separación y fraccionamiento, se adoptaron metodologías específicas para reducir la incertidumbre en sus costos. El valor de los recipientes de separación se determinó

mediante catálogos digitales, mientras que el costo de las columnas de fraccionamiento se estimó haciendo uso de las correlaciones matemáticas propuestas por Turton.

El material de construcción para todos los equipos es acero al carbono, dado que es el estándar en la industria para el manejo de hidrocarburos livianos a temperaturas moderadas. Además, la ausencia de gases ácidos elimina exigencias corrosivas que justifiquen un tipo especial de aleación (GPSA, 2017).

7.1.1.1. Transferencia de Calor

Para estimar el costo base estos equipos, los parámetros de entrada requeridos son el tipo de configuración, el área de transferencia de calor y la presión operativa. Para los Reboilers (R-2020 y R-2032) se optó por una configuración tipo Kettle y en acero al carbono. El área se determinó mediante la ecuación de transferencia de calor.

$$Q = K * A * \Delta T \quad (Ec 7.3)$$

A través del software de simulación Hysys, se extraen los parámetros requeridos

$$\text{Carga Térmica: } Q = 3,051 \times 10^6 \frac{kJ}{h}$$

$$\text{Presión de Operación } P = 327 \text{ psi}$$

$$\text{Temperatura de Reboiler} = 112^\circ C$$

Fluido de Calentamiento: Vapor de Agua (Sistema de Baja Presión – 4 bar).

$$\text{Temperatura de Saturación} = 150^\circ C$$

$$\text{Diferencia de Temperatura } \Delta T = 150 - 112 = 38^\circ C$$

Se adoptó un coeficiente global de transferencia de calor $U=800 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ C$. Valor sugerido por Coulson & Richardson (2005) para sistemas de vapor que calientan hidrocarburos.

Calculando el área y realizando conversión de unidades correspondientes, se obtiene el valor de 300 ft^2 . Por otro lado, la presión operativa es de 327 psi. Siguiendo la normativa ASME, se aplicó un margen de seguridad con una presión de diseño ajustada a la disponibilidad de Matches.

Se ingresa los parámetros a Matches para obtener su cotización del Reboiler R-2020.

Figura. 7.2. Costo estimativo del Reboiler.

Exchanger Type:

Area should be between 100 and 1000 ft²

Area : ft²

Material:

Internal Pressure:

Cost 2014 US \$: **35300**

F.O.B. Gulf Coast U.S.A.

Fuente. Matches

Siguiendo el mismo procedimiento, se dimensionan los demás equipos de esta categoría. En cada caso se ajustan las variables según resultados de la simulación, adoptando coeficientes globales típicos para cada equipo y se mantuvo los criterios de material y presiones de diseño según normativa ASME.

La Tabla 7.3 resume los parámetros de entrada y los costos base de adquisición.

Tabla. 7.3. Costos base de Equipos de transferencia de calor

Equipo	Carga Térmica (kj/h)	Área Calculada (ft)	Presión (psi)	Costo Base (USD)
Reboiler R-2020	3,051x10 ⁶	300	450	35300
Reboiler R-2032	3,021x10 ⁶	420	300	39100
Aeroenfriador AE-2020	1,464x10 ⁶	320	1200	52700
Aeroenfriador AE-2031	3,157x10 ⁵	220	300	28800
Aeroenfriador AE-2033	7,951x10 ⁵	210	300	28300
Condensador CN-2030	3.425x10 ⁶	280	150	34900

7.1.1.2. Rotativos

El costo base del Compresor K-2020 requirió definir su tipo, presión y la potencia. Basado en la simulación, se optó por un compresor centrífugo. Si bien la presión requerida es 1200 psi, el límite de la herramienta digital es 1000 psi, valor que se adoptó para el

cálculo. Esta desviación resulta aceptable al quedar comprendida dentro del margen de error de una estimación clase 4. En la Figura 7.3 se muestra los datos de entrada.

Figura 7.3. **Costo estimativo del Compresor.**

Compressor Type:

Power should be between 40 and 10000 hp

Compressor Power: Horsepower

Material: Carbon Steel

Cost 2014 US \$: **137300**

Fuente. Matches

En la Tabla 7.4 se muestra el costo base obtenido

Tabla 7.4. **Costo del compresor**

Equipo	Potencia (HP)	Tipo	Costo Base (USD)
Compresor K-2020	200	Centrifugo	137300

7.1.1.3. Almacenamiento

Para estimar el costo base de esta categoría, la plataforma requiere como datos de entrada la orientación del recipiente y su peso. El Zepelin S-2040 es la denominación que se adopta para el recipiente cilíndrico a presión con orientación horizontal.

Para el dimensionamiento se adoptó un criterio de 1 día de autonomía.

$$V = \frac{184,1m^3}{d} * 1 \text{ dia} = 184,1 m^3 = 48635 \text{ gal}$$

Para la estimación precisa, se consultó el catálogo de Trinity Containers, fabricante de recipientes a presión bajo normativa ASME.

En base al volumen calculado V=48635 gal, se seleccionó el modelo comercial inmediatamente superior para asegurar un adecuado margen de seguridad.

Figura 7.4. Información dimensional de un tanque de almacenamiento.

General Design Specifications

Conforms to the Latest Edition, Latest Revision of the ASME, Section VIII, Division 1 Specifications for Pressure Vessels. Standard operating pressure 250 psl @ 125° F.

Vessels are externally blasted per SSPC-SP6 and Primed with Sherwin-Williams Primer.

STORAGE VESSEL DIMENSIONAL INFORMATION					
All vessels dimensions are approximately					
NOM. CAPACITY IN US WATER GALS	OUTSIDE DIAMETER	OVERALL LENGTH	PIER SPACING *	HEAD SEAM TO C PIER	ESTIMATED WEIGHT LBS
3,900	84"	16' - 3"	5' - 7 1/2" *	1' - 10 1/2"	5,893
6,565	84"	25' - 10 1/2"	8' - 0" *	5' - 6"	9,723
12,000	84"	44' - 10 1/2"	27' - 0" *	5' - 6"	17,301
18,000	109.346"	40' - 9 3/8"	21' - 0" *	5' - 5"	26,107
30,000	109.346"	65' - 11 3/8"	46' - 0" *	5' - 6"	43,539
30,000	131.875"	46' - 9 7/8"	24' - 11 7/8" *	5' - 6 1/16"	43,144
45,000	131.875"	68' - 4 7/8"	46' - 7" *	5' - 6"	65,015
60,000	131.875"	90' - 0"	68' - 2 1/8" *	5' - 6"	86,662
90,000	131.875"	133' - 3 7/8"	90' - 6" *	16' - 0"	130,213
120,000	131.875"	176' - 4 1/2"	117' - 0" *	24' - 3 5/16"	177,410

Fuente. Trinity Containers

El modelo de 60000 galones presenta un peso correspondiente a $w = 86662 \text{ lb}$. Contando con este dato se procedió a estimar el costo base mediante Matches.

Figura 7.5. Costo estimativo del Zeppelin.

Vessel Type: v

Weight should be between 5000 and 800000 pounds

Vessel Weight : pounds

Material: v

Cost 2014 US \$: **236100**

Fuente. Matches.

Para obtener costo base del Tanque TK-2050, se debe ingresar su volumen. Dado que se asume 1 día de autonomía. El volumen del tanque de gasolina es:

$$V = 87,10 \text{ m}^3 = 23000 \text{ gal}$$

Dado que el mínimo de 28000 galones requerido por la plataforma, se adoptó una capacidad comercial de 30000 galones. Asimismo, se optó por un diseño de techo flotante, estándar industrial para minimizar pérdidas por evaporación. Con estos parámetros se determinó el costo base del equipo.

Figura 7.6. Costo Estimativo del Tanque.

Tank Type:

Volume should be between 28000 and 1000000 gallons

Tank Volume : gallons

Material:

Pressure: Atmospheric

Cost 2014 US \$: **103800**

Fuente. Matches.

A continuación, en la tabla 7.5 se muestra la cotización base para esta categoría.

Tabla 7.5. Costo del Zeppelin y del Tanque.

Equipo	Tipo	Capacidad (galones)	Costo Base (USD)
Zeppelin S-2040	Horizontal	60000	236100
Tanque TK-2050	Techo Flotante	30000	103800

7.1.1.4. Recipientes de Separación

A diferencia de las categorías anteriores, los separadores de proceso se cotizaron consultando a plataformas globales del mercado industrial con certificación ASME. Para la búsqueda del Separador trifásico S-2010, se definieron las siguientes variables:

- Presión de operación: 2,5 MPa
- Material: Acero al Carbono
- Capacidad de procesamiento (líquido): Superior a 520 Sm³/d

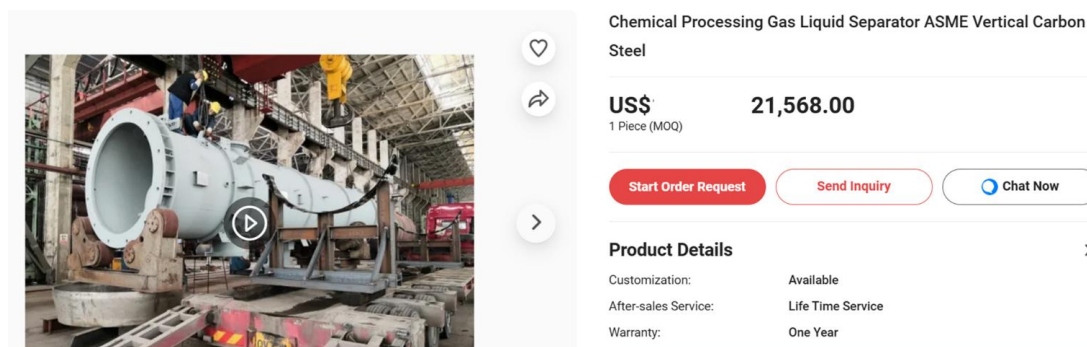
Figura 7.7. Costo del Separador Trifásico



Fuente. Alibaba.

Bajo la misma metodología, el Separador bifásico vertical, se seleccionó buscando en plataformas digitales un equipo con certificación ASME que se ajustara a los parámetros de la simulación.

Figura 7.8. Costo del separador Bifásico.



Fuente. Alibaba.

En la tabla 7.6 se muestra el costo final de los equipos.

Tabla 7.6. Costo de los separadores.

Equipo	Costo Final (USD)
Separador Trifásico S-2010	100000
Separador Bifásico S-2020	21500

7.1.1.5. Fraccionamiento

Dada la complejidad de diseño, el costo de las columnas de destilación T-2020 y T-2030, se estimó mediante el método analítico de Turton et al (2001). Este método requiere el volumen interno del equipo, el cual se calcula a partir del diámetro y la altura extraídos del capítulo 4. Se detallan los volúmenes en la Tabla 7.7.

Tabla 7.7. **Datos de los equipos.**

Equipo	Diámetro (m)	Largo (m)	Volumen (m3)
Deetanizadora T-2020	1,5	20	35,34
GLP/Gasolina T-2030	1,65	6,6	14,11

El costo de adquisición de las torres se rige por la siguiente expresión empírica (Turton et. al, 2001).

$$\log C_p = 3,4974 + 0,4485 * \log V + 0,1073 (\log V)^2 \quad (Ec 7.4)$$

Aplicando esta ecuación, se obtienen los costos preliminares de ambos recipientes. Cabe destacar que estos valores están referenciados al año 2001 (CEPCI=378,4), por lo que luego se debe aplicar una corrección por tiempo.

Tabla 7.8. **Costos de las torres.**

Equipo	Cp (USD)
Deetanizadora T-2020	28119,62
GLP/Gasolina T-2030	14302,47

Dado que las columnas operan bajo presiones superiores a la atmosférica, el costo base debe ajustarse para contemplar el mayor espesor de pared requerido para soportar estas presiones. Esto se logra aplicando un factor de presión (F_p) sobre el costo base. El factor se calcula mediante la siguiente expresión brindada por Turton et al. (2001).

$$F_p = \left(\frac{(P + 1) * \emptyset}{2 * [(944 * 0,9) - 0,6 * (P + 1)] + 0,00315} \right) * \frac{1}{0,0063} \quad (Ec 7.5)$$

Donde: P es la presión de operación y \emptyset es el diámetro de la torre.

Una vez determinado el coeficiente, el costo corregido del recipiente se define como

$$C_b = C_p * F_p \quad (Ec 7.6)$$

Se aplican las expresiones y se obtienen los siguientes resultados ajustados

Tabla 7.9. **Costo del Recipiente.**

Equipo	Fp	Costo Base Recipiente (USD)
Deetanizadora T-2020	3,76	105718,49
GLP/Gasolina T-2030	2,2	31465,43

Para completar la estimación de las columnas, se debe adicionar el costo sus componentes internos. El costo base de estos componentes se calcula en función del área operativa de la torre y la cantidad de etapas, utilizando la siguiente expresión.

$$C_{Bp} = C_p * N_{platos} \quad (Ec 7.7)$$

Donde el costo unitario por plato se define mediante la expresión (Turton et. al, 2001)

$$\log C_p = 2,9949 + 0,4965 \log A + 0,3961(\log A)^2 \quad (Ec 7.8)$$

Siendo A el área de la torre. Multiplicando el costo C_p por el número de platos, se obtiene

Tabla 7.10. **Costo de los platos de la torre.**

Equipo	Area (m ²)	Cp (USD)	N	Costo Base Platos (USD)
Deetanizadora T-2020	1,7671	1350	20	27000
GLP/Gasolina T-2030	2,14	1593	10	15930

El costo total de la columna se obtiene sumando el costo de recipiente y de los internos.

Tabla 7.11. **Costo Total de las torres.**

Equipo	Costo Base (USD)
Deetanizadora T-2020	133000
GLP/Gasolina T-2030	47395

7.1.1.6. Corrección por tiempo y Capital Total de Inversión

Una vez obtenido el costo base total del equipamiento, es necesario ajustarlos sus valores al presente para mitigar efectos por inflación. Para ello, se aplica el índice CEPCI.

$$\text{Costo Equipamiento} = \text{Costo Base} * \frac{I_{2026}}{I_{2014}} \quad (\text{Ec. 7.9})$$

Nótese que dejamos sin efecto a los Separadores de esta corrección. Al haber sido relevado directamente de plataformas digitales, sus valores ya representan el costo en el presente. Por otro lado, el costo base de las torres están sujetas al índice base del año 2001. A continuación, se presenta la tabla final del equipamiento total actualizado.

Tabla 7.12. **Costo total de los equipos.**

Equipo	Costo Base (USD)	Costo Equipamiento Corregido (USD)
Reboiler R-2020	35300	49300
Reboiler R-2030	39100	33500
Aeroenfriador AE-2020	52700	73500
Aeroenfriador AE-2030	28800	44700
Aeroenfriador AE-2031	28300	39000
Condensador CN-2030	34900	64000
Compresor K-2020	137300	192000
Zepelín S-2040	236100	329500
Tanque TK-2050	103800	146000
Deetanizadora T-2020	133000	283000
GLP/Gasolina T-2030	47395	101000
Separador Trifásico S-2010	100000	100000
Separador Bifásico S-2020	21600	21600
COSTO TOTAL DEL EQUIPAMIENTO		1483900

Como se describió anteriormente, el costo total del equipamiento solo representa una fracción del capital total de inversión, para integrar los costos asociados a la puesta en marcha de la unidad, se aplica el Factor de Lang.

El Capital Total de Inversión resulta.

$$CTI = CTE * F_L$$

$$CTI = 1483900 * 4,74$$

$$CTI = 7033686 \text{ USD}$$

Se determina que la inversión de capital estimada para la ampliación de la Unidad de Fraccionamiento es de 7033686 USD. Este valor constituye el desembolso inicial y será una base fundamental para el posterior armado del flujo de caja y evaluación de rentabilidad.

7.2. COSTOS OPERATIVOS

Los costos asociados con la operación continua de la Unidad de Fraccionamiento deben estimarse antes de poder evaluar la viabilidad económica del proceso. A continuación, se presenta los factores importantes que afectan el costo de obtención de los productos y se proporcionan métodos para estimar cada factor.

Para la estimación de los costos de operación se necesita información del proceso proporcionada por el Diagrama P&ID, simulación en Hysys y la estimación del Capital Total de Inversión.

Existen múltiples elementos que influyen en el costo de obtención de GLP y Gasolina Estabilizada. En la Tabla 7.13 se presenta los factores más relevantes, los cuales se agrupan en 3 categorías: Costos Directos, Costos Indirectos y Gastos Generales.

Tabla 7.13. **Costos Operativos.**

Tipo	Factor	Descripción
DIRECTOS	Materias Primas	Materias primas requeridas para el proceso
	Tratamiento de Efluentes	Tratamiento para el cuidado del medio ambiente
	Servicios Públicos	Servicios públicos requeridos (Gas Combustible, Energía Eléctrica, Vapor, Agua de Proceso, Aire de Instrumentación)
	Mano de Obra Operativa	Personal necesario para operaciones de la planta
	Trabajo de Supervisión y Oficina	Personal administrativo, ingeniería y soporte
	Mantenimiento y Reparaciones	Mano de obra y materiales para el mantenimiento
	Suministros Operativos	Suministros que respaldan la operación diaria, no considerados MP (lubricantes, químicos, EPP)
	Patentes y Regalías	Uso de tecnología patentada o con licencia
COSTOS FIJOS	Impuestos Locales y Cargos	Impuestos de propiedad y seguro de responsabilidad civil. Según ubicación de la planta y la severidad del proceso
	Gastos Generales de la Planta	Operaciones auxiliares que respaldan el proceso de operación (servicios médicos, cafetería, instalaciones recreativas)
GASTOS GENERALES	Costos de Administración	Salarios, administrativos y de edificio.
	Costos de Distribución y Ventas	Ventas, marketing y costos varios
	Investigación y Desarrollo	Actividades de investigación relacionadas con el proceso y el producto

Fuente. Turton et al "Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes".

El costo operativo total, denominado COM (Costo de Manufactura) se evalúa mediante la sumatoria de las categorías mencionadas en la tabla 7.13.

$$COM = DC + IC + GE \quad (Ec 7.10)$$

Dado que, en etapas preliminares de búsqueda, resulta inviable e impreciso determinar el valor de cada factor individual, la metodología de Turton et al (2001) propone un método que simplifica este cálculo. Este método permite parametrizar la totalidad de los costos en función de 5 variables, las cuales son factibles de estimar.

1. Capital Total de Inversión (CTI)
2. Costo por Operación Laboral (COL)

3. Costo por Uso de Recursos (CUT)
4. Costo de Materia Prima (CRM)
5. Costo de Tratamientos de Efluentes (CWT)

Se presenta en la tabla 7.31, las expresiones a partir de estas 5 variables.

Tabla 7.14. **Costos.**

Costos	Valor Turton Adoptado
Materia Prima	C_{RM}
Tratamiento de Residuos	C_{WT}
Servicios Públicos	C_{UT}
Operación Laboral	C_{OL}
Trabajo de Supervisión y Oficina	$0,18C_{OL}$
Mantenimiento y Reparaciones	$0,06CTI$
Suministros Operativos	$0,009CTI$
Patentes y Regalías	$0,03COM$
Impuestos Locales y Cargos	$0,032CTI$
Gastos Generales de la Planta	$0,708C_{OL} + 0,036CTI$
Costos de Administración	$0,177C_{OL} + 0,009CTI$
Costos de Distribución y Ventas	$0,11COM$
Investigación y Desarrollo	$0,05COM$

Fuente. Turton et al "Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes".

Sustituyendo cada uno de los costos individuales en la ecuación general 7.10. Se obtiene una expresión que integra todos los costos asociados a la operación de la Unidad.

$$COM = 0,28CTI + 2,73COL + 1,23(C_{UT} + C_{RM} + C_{WT}) \quad (Ec. 7.11)$$

La primera variable ya ha sido determinada previamente, la cual se obtuvo:

$$CTI = 7033686 \text{ USD}$$

A continuación, se describe la metodología y cálculo de las variables restantes propuesta por Turton et. al. (2001).

7.2.1. COSTO DE OPERACIÓN LABORAL (COL)

Para determinar los costos de mano de obra operativa u operación laboral se emplea la multiplicación entre la cantidad de operadores requeridos para cubrir todos los turnos y el salario promedio anual en la industria.

$$COL = N_{OP} * S \quad (Ec 7.12)$$

Donde N_{OP} es un factor operativo adimensional y S es el salario promedio anual (USD/año) de un operador de una planta de gas. Para determinar el N_{OP} se utiliza la siguiente ecuación.

$$N_{OP} = N_t * NOL \quad (Ec 7.13)$$

En donde N_t es el número de trabajadores que se necesita en una unidad de equipamiento para que funcione de forma continua todo el año. Y NOL corresponde al número de operadores necesarios para operar la unidad de fraccionamiento por turno. Se determina mediante la siguiente expresión

$$NOL = (6,29 + 0,23N_{np})^{0,5} \quad (Ec 7.14)$$

Por ende, se comenzará calculando este último parámetro y luego las demás expresiones.

N_{NP} hace referencia al equipamiento o bloques que requieren supervisión activa. De acuerdo con las condiciones de diseño, las torres fraccionadoras junto a sus equipos auxiliares se contabilizan como 1 unidad lógica de procesamiento. Definiéndose un valor de $N_{NP}=6$.

$$NOL = 2,7694 \text{ operadores/turno}$$

Para determinar el N_t , un operador trabaja en promedio 49 semanas al año (3 semanas libres por vacaciones o licencias), realiza 5 turnos de 8 horas a la semana. Esto equivale a $\frac{49 \text{ semanas}}{\text{año}} * \frac{5 \text{ turnos}}{\text{semana}} = 245 \frac{\text{turnos}}{\text{año}}$ por operador. Dado que la Unidad operará de forma continua todo el año, esto es $\frac{365 \text{ días}}{\text{año}} * \frac{3 \text{ turnos}}{\text{día}}$ es decir, que se necesita 1095 *turnos/año*. Entonces el número de operadores para cubrir este requerimiento es aproximadamente $N_t = 4,5$

Entonces el factor operativo será $N_{OP} = 4,5 * 2,7694 = 12,46$. Las bases web de la Secretaría de Trabajo proporciona que un operador de una empresa de gas tiene un salario promedio de \$5.691.351 ARS equivalente a USD 4113 mensual. Al año USD 49360. Con estos valores obtenemos el valor del Costo de Operación Laboral

$$COL = 12,46 * 49360 = 616000 \text{ USD}$$

7.2.2 COSTOS POR USO DE RECURSOS (CUT)

La estimación energética es fundamental dentro de los costos operativos, dado el alto impacto de los servicios auxiliares. En este trabajo, el costo anual se calculó para los equipos principales (reboilers, condensador, compresor y aerofriadores) a partir de su demanda energética y el costo unitario de cada servicio.

El costo energético anual por equipo se calcula con la siguiente expresión (Turton et al. 2001).

$$C_{anual} = \dot{E} \times C_u \times h_{op} \quad (Ec 7.15)$$

- \dot{E} es la demanda energética horaria del equipo
- C_u es el costo unitario del servicio energético
- h_{op} es el número de horas anuales de operación.

Cuando interviene una eficiencia térmica asociada al sistema de generación o transferencia de energía, debe considerarse la energía real consumida:

$$\dot{E}_{real} = \frac{\dot{E}_{util}}{\eta} \quad (Ec 7.16)$$

siendo η la eficiencia global del sistema.

Los costos unitarios de los servicios requeridos (vapor, agua de enfriamiento y energía eléctrica) se detallan en la Tabla 7.15. Estos valores constituyen los parámetros de entrada para calcular los costos horarios y anuales de cada equipo.

Para garantizar coherencia dimensional en los cálculos, se adoptan costos unitarios (USD/GJ) para vapor y agua de enfriamiento, y USD/kWh para energía eléctrica.

Tabla 7.15. **Tabla de Utilidades.**

Servicio	Costo (USD/GJ)	Costo (USD /Por unidad común)
Sistema Térmico (90%)	12,33	Basado en carga térmica
Agua de torre de Enfriamiento	0,354	14,8 USD/1000m ³
Distribución Eléctrica	16,8	0,06 USD/KWh

Fuente. Turton et Al "Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes".

Reboilers

Los reboilers operan con vapor como fuente de energía térmica. La carga térmica obtenida inicialmente en kJ/h y debe convertirse a GJ/h para que se compatible con las unidades del costo del servicio (USD/GJ). A continuación, se muestra en la tabla 7.16 los resultados obtenidos.

Tabla 7.16. **Potencia de los reboilers.**

EQUIPOS	Potencia (KJ/h)	Potencia Ideal (GJ/h)
REBOILER R-2020	3051000	3,051
REBOILER R-2032	3021000	3,021

Se adopta una eficiencia térmica global η de 90% debido a que no toda la energía generada se transfiere al proceso debido a pérdidas térmicas en equipos y líneas de distribución. (Turton et al. 2001)

$$\dot{Q}_{real} = \frac{\dot{Q}_{ideal}}{\eta} \quad (Ec 7.17)$$

Tabla 7.17. **Potencia Real.**

EQUIPOS	Potencia Real (GJ/h)
REBOILER R-2020	3,39
REBOILER R-2032	3,36

El costo horario asociado al consumo de vapor se determina mediante:

$$C_h \left(\frac{USD}{h} \right) = Q_{real} \times C_{vapor} \quad (Ec 7.18)$$

donde C_{vapor} representa el costo unitario del vapor (USD/GJ).

Finalmente, el costo energético anual del reboiler se obtiene multiplicando el costo horario por las horas anuales de operación:

$$C_{anual} = C_h \times h_{op} \quad (Ec 7.19)$$

h_{op} representa el número de horas de funcionamiento del equipo al año (h/año). Considerando que la planta opera de forma continua y un año calendario posee 8700 hs, sin embargo, en la práctica industrial no se opera el 100% debido a paradas programadas por mantenimiento, inspecciones y contingencias operativas, por este motivo se adoptó un valor referenciado a 8000 hs efectivas de operación por año.

Este procedimiento se aplica tanto al Reboiler R-2020 como al Reboiler R-2032, permitiendo cuantificar su incidencia dentro de los costos operativos totales.

En la tabla 7.18 se obtienen los siguientes resultados

Tabla 7.18. **Costo Anual de los Reboilers.**

EQUIPOS	Potencia Real (GJ/h)	Costo Unitario (usd/GJ)	Costo Horario (usd/h)	Costo anual (usd/año)
Datos		12,33		
REBOILER R-2020	3,39		41,8	334389,6
REBOILER R-2030	3,36		47,39	331101,6

Condensador

El condensador opera con agua de enfriamiento. Su carga térmica se convierte de kJ/h a GJ/h bajo el mismo criterio anterior, manteniendo las 8000 hs de operación anual.

El costo horario se determina mediante la siguiente expresión:

$$C_h \left(\frac{USD}{h} \right) = \dot{Q} \times C_{agua} \quad (Ec 7.20)$$

C_{agua} es el costo unitario del agua de enfriamiento (USD/GJ).

El costo anual se obtiene mediante:

$$C_{anual} = C_h \times h_{op} \quad (Ec 7.21)$$

Finalmente se muestra en la tabla 7.19 el costo anual del condensador.

Tabla 7.19. Costo anual del condensador.

EQUIPOS	Potencia (GJ/h)	Costo Unitario (usd/GJ)	Costo horario (usd/h)	Costo anual (usd/año)
CONDENSADOR CN-2030	3,425	0,35	1,21	9699,6

Compresor

Al ser un equipo accionado eléctricamente, la potencia del compresor debe convertirse de caballos de fuerza (HP) a kilovatios (kW). Dado que este valor en kW equivale al consumo energético en kWh, el costo se calcula como:

$$C_h \left(\frac{USD}{h} \right) = P (KW) \times C_{eléctrico} \quad (Ec 7.22)$$

Donde $C_{eléctrico}$ es el precio de la electricidad industrial (USD/kWh).

El costo energético anual resulta:

$$C_{anual} = C_h \times h_{op} \quad (Ec 7.23)$$

A continuación, se muestra en la Tabla 7.20 el resultado obtenido.

Tabla 7.20. Costo anual del Compresor.

EQUIPOS	Potencia (KW)	Costo Eléctrico (usd/KWh)	Costo horario (usd/h)	Costo anual (usd/año)
COMPRESOR K-2020	141,74	0,06	8,5	68035,2

Aeroenfriadores

Los ventiladores de los aeroenfriadores operan con energía eléctrica. Su potencia, expresada inicialmente en kJ/h, se convierte a kW para calcular el costo horario mediante la siguiente expresión:

$$C_h \left(\frac{USD}{h} \right) = P (KW) \times C_{eléctrico} \quad (Ec 7.24)$$

Finalmente, el costo energético anual es:

$$C_{anual} = C_h \times h_{op} \quad (Ec 7.25)$$

Se muestra en tabla 7.21 los resultados obtenidos

Tabla 7.21. **Costo anual de los Aeroenfriadores.**

EQUIPOS	Potencia (KW)	Costo Eléctrico (usd/KWh)	Costo horario (usd/h)	Costo anual (usd/año)
AEROENFRIADOR AE-2020	406,67	0,06	24,4	195200
AEROENFRIADOR AE-2031	87,69	0,06	5,26	42093
AEROENFRIADOR AE-2033	220,86	0,06	13,25	106013

Finalmente, el costo anual de los equipos es:

Tabla 7.22. **Costo Total.**

COSTO ENERGÉTICO TOTAL (USD/año)	1076833
---	----------------

La incorporación de estos costos en el flujo de fondos posibilita cuantificar su impacto sobre los indicadores de rentabilidad.

7.2.3 COSTOS DE MATERIA PRIMA

Para evaluar la viabilidad económica de la Unidad de Fraccionamiento, es necesario asignar un costo a la corriente de hidrocarburos procesada. Si bien la compañía operadora es propietaria del recurso, la fracción pesada que se extrae es inyectada a un gasoducto flexibilizado y fraccionada en otras plantas ajenas a la compañía. En consecuencia, este valor debe reflejarse en el flujo de caja como un Costo de Oportunidad asumiendo el rol del Costo de Materia Prima (CRM), equivalente a la pérdida de ingreso anual por la no comercialización de dicha energía térmica.

A partir de la simulación en Hysys, se determinó que la corriente de gasolina presenta un caudal equivalente en estado gaseoso de 137500 Sm³/d, con un Poder Calorífico Superior volumétrico correspondiente a 52,23 MJ/m³

Figura 7.9. **Corriente efluente.**

Efluente de carcasa E-1020		
Temperature	6,629	C
Pressure	24,90	kg/cm2_g
Molar Flow	1,375e+005	m3/d_(gas)
HHV Vol. Basis	52,23	MJ/m3

En el país, la comercialización del gas es regulado por el ENARGAS, se realiza en base a su energía térmica, que toma en cuenta para la facturación el metro cúbico estándar de 9300 kcal.

A través del Boletín Oficial se obtiene que para la Provincia de Neuquén el costo de venta en el PIST es 2,935 USD/MMBTU. Por lo tanto, se realiza la conversión hacia las Unidades Térmicas Británicas.

$$PCS = 52230 \frac{kJ}{m^3} * \frac{0,947817 BTU}{1 kJ} = 49599,26 BTU/Sm^3$$

Luego se halla la energía térmica diaria que ya no será inyectada al gasoducto, multiplicando el poder calorífico por el caudal de gas equivalente.

$$E = 137500 \frac{Sm^3}{d} * 49599,26 \frac{BTU}{Sm^3} = 6.819.898,746 \frac{BTU}{d} = 6820 \frac{MMBTU}{d}$$

Obtenemos el costo de oportunidad diario

$$Costo_d = 6820 \frac{MMBTU}{d} * 2,935 \frac{USD}{MMBTU} = 20017 USD/d$$

Anualmente el costo de oportunidad, ahora conformando el Costo de Materia Prima (CRM) se define como:

$$CRM = 20017 \frac{USD}{d} * 365 \frac{d}{año} = 7.306.205 USD/año$$

7.2.4. COSTOS DE TRATAMIENTO DE EFLUENTES

Si bien la simulación del proceso en estado estacionario opera de manera ideal y no registra caudales efluentes que requieran tratamiento, en la operación normal de la planta ocurren situaciones y desvíos operativos que generan líquidos residuales.

Estos efluentes discontinuos tales como los salientes acuosos del Separador S-2010, los aceites lubricantes degradados del Compresor K-2020 y aguas de lavado por el mantenimiento deben ser tratados y dispuesto de manera segura para cumplir con las normativas ambientales actuales.

Debido a la mínima cantidad de efluentes proyectada resulta eficiente la terciarización del servicio. Una compañía de servicios ambientales será la encargada de la succión, transporte y disposición final de estos materiales mediante el uso de camiones de carga al vacío.

Para la evaluación se asume el requerimiento de 1 servicio de transporte de camión de 10 m³ de capacidad de forma mensual. Tomando como referencia los valores locales para este servicio, se estima un costo de 20000 USD mensuales. Se obtiene el Costo por Tratamiento de Efluentes (CWT) para un periodo anual.

$$C_{WT} = 240000 \frac{USD}{año}$$

Por lo tanto, el Costo Operativo (COM) es calculado mediante la expresión (7.16)

$$COM = 0,28CTI + 2,73COL + 1,23(C_{UT} + C_{RM} + C_{WT})$$

En la tabla 7.23 se muestra los resultados que integran la evaluación de rentabilidad.

Tabla 7.23. **Resultado de los costos.**

Factores para el Cálculo	Costo (USD)
Operación Laboral (COL)	615143
Servicios Públicos (CUT)	1076833
Materia Prima (CRM)	7306205
Tratamiento de Efluentes (CWT)	240000
Capital Total de Inversión	7033686
COM	14255111

7.2.5. DEPRECIACIÓN

La depreciación representa la pérdida de valor de los activos físicos de la planta a lo largo de su vida útil. La metodología propuesta por Turton recomienda aplicar una depreciación lineal sobre el Capital Total de Inversión, proyectado a 10 años.

Para este análisis, se asume de manera conservadora que el valor residual (V_R) de los equipos al finalizar este periodo es nulo. Por lo tanto, el costo anual por depreciación se calcula mediante la siguiente expresión.

$$Depreciación = \frac{CTI - VR}{10} = \frac{7033686 - 0}{10}$$

$$Depreciación = 703368,6 \frac{USD}{año}$$

7.3 INGRESOS

Los ingresos constituyen los flujos monetarios que el proyecto percibe como consecuencia directa de la comercialización de bienes. Desde la perspectiva económica, representan las entradas de capital que permiten cubrir los costos de operación, atender las obligaciones financieras y recuperar la inversión inicial.

Para la evaluación del proyecto se ha adoptó un modelo de proyección a ingresos constantes. Al no incorporar fenómenos inflacionarios, el modelo presenta una visión conservadora, asegurando que la rentabilidad estimada sea atribuible a la eficiencia operativa y al volumen de ventas proyectado.

El ingreso está constituido por la venta de GLP y gasolina estabilizada. Para obtener el precio de venta, se realizó un relevamiento en plataformas especializadas en la comercialización de estos productos. Se obtuvieron los siguientes resultados.

- GLP: 540 USD/TON
- Gasolina: 1,24 USD/L

En base a la simulación en Hysys, se obtiene el caudal obtenido de cada producto

Tabla 7.24. **Caudal de GLP y Gasolina.**

Producto	Caudal (m ³ /d)
GLP	184,1
Gasolina	87,1

Para la gasolina se realizó el pasaje de unidades volumétricas de m³ a L, para obtener el ingreso, sabiendo que 1 m³ = 1000 L.

Tabla 7.25. Ingreso Anual de Gasolina.

Producto	Caudal (m ³ /d)	Caudal (L/d)	Ingreso (USD/día)	Ingreso (USD/año)
Gasolina	87,1	87100	108004	39421460

Un análisis similar se realiza para el GLP, con la diferencia que el ingreso del producto se encuentra en unidades de peso, para realizar la conversión se utiliza la densidad del fluido.

Tabla 7.26. Ingreso Anual del GLP.

Producto	Caudal (m ³ /d)	Densidad (ton/m ³)	Peso (ton/d)	Ingreso (USD/día)	Ingreso (USD/año)
GLP	184,1	0,5619	106,59	55860	18202635

Finalmente, el ingreso total de los productos es

Tabla 7.27. Ingreso Anual Total.

Producto	Ingreso (USD/año)
GLP	18202635
Gasolina	39421460
Total	55048801

A excepción de la Inversión, todos los parámetros detallados anteriormente conforman la Base Imponible, es decir la utilidad antes de los impuestos. Esta magnitud representa el beneficio generado real tras los costos de manufactura y el costo por depreciación de los activos. Esto es:

$$\text{Base Imponible} = \text{Ingresos} - \text{Costos Operativos} - \text{Depreciación}$$

Asimismo, este resultado representa el costo base del cual el Estado calcula los impuestos correspondientes. A continuación, se describe el cálculo de los impuestos aplicados.

7.4 IMPUESTOS

Para la evaluación de impuestos, se adopta la tasa principal a nivel corporativo, es decir, el Impuestos a las Ganancias. De acuerdo con la legislación vigente en el país establece

una alícuota general del 35% aplicable sobre la Base Imponible. Los cargos tributarios menores y tasas municipales se encuentran conformando los Gastos Generales del COM.

Por lo tanto, la obligación de impuestos anual se determina como:

$$\text{Impuestos} = 0,35 * \text{Base Imponible}$$

La diferencia de la Base Imponible y los Impuestos determina la Utilidad Neta. Este indicador representa el beneficio económico real del proyecto.

$$\text{Utilidad Neta} = \text{Base Imponible} - \text{Impuestos}$$

7.5 FLUJO DE CAJA

El flujo de caja queda conformado a partir de una proyección de 10 años, integrando todos los parámetros operativos y financieros descritos anteriormente. Este cuadro refleja el movimiento o flujo neto real de dinero del proyecto. Por este motivo, una vez calculada la utilidad neta se debe sumar nuevamente la depreciación, ya que constituye un costo no erogable y no representa una salida física de dinero de la planta.

A su vez, la inversión inicial se posiciona después del cálculo de la utilidad neta, ya que es un desembolso que se debe mostrar reflejado en el flujo de caja en el año cero o inicial.

Tabla 7.28. Flujo de Caja con Valores expresados en MM USD

AÑO	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
INGRESOS		55	55	55	55	55	55	55	55	55	55
COSTOS OPERATIVOS		-14,2	-14,2	-14,2	-14,2	-14,2	-14,2	-14,2	-14,2	-14,2	-14,2
DEPRECIACION		-0,7	-0,7	-0,7	-0,7	-0,7	-0,7	-0,7	-0,7	-0,7	-0,7
BASE IMPONIBLE		40,1	40,1	40,1	40,1	40,1	40,1	40,1	40,1	40,1	40,1
IMPUESTO TOTAL		-19,2	-19,2	-19,2	-19,2	-19,2	-19,2	-19,2	-19,2	-19,2	-19,2
UTILIDAD NETA		20,8	20,8	20,8	20,8	20,8	20,8	20,8	20,8	20,8	20,8
DEPRECIACION		0,7	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7
INVERSION	-7,03										
FLUJO DE CAJA	-7,03	21,5	21,5	21,5	21,5	21,5	21,5	21,5	21,5	21,5	21,5

En el flujo de caja proyectado, se observa que los ingresos superan ampliamente a los costos operativos e impuestos aplicados. Esto genera beneficios netos positivos a lo largo de todo el horizonte de evaluación.

Para cuantificar cuan viable es financieramente este proyecto y asegurar la rentabilidad, se analizan 3 indicadores económicos:

- Valor Actual Neto (VAN): Es un indicador que permite traducir la expectativa de ganancias futuras a la realidad del dinero de hoy, es decir, permite evaluar cuánto dinero neto se crea luego de recuperar la inversión y cubrir el rendimiento esperado. Un resultado mayor a cero indica que el proyecto genera valor. Su expresión matemática se rige como:

$$VAN = -CTI + \sum \frac{F_t}{(1+r)^t} \quad (Ec. 7.26)$$

Para este proyecto según los estándares de rentabilidad en la industria del oil & gas, se adoptó una tasa de descuento de 12%

- TIR: este parámetro representa la tasa propia del proyecto. Teóricamente, es la tasa de descuento r que hace al $VAN=0$, es decir, funciona como el techo máximo que el proyecto puede soportar antes de comenzar a perder dinero. Para considerar al proyecto financieramente aceptable su valor debe ser mayor estricto que el 12% adoptado.

A continuación, se detalla los resultados obtenidos para la Unidad de Fraccionamiento

Tabla 7.29. **Resultados del VAN y TIR.**

VAN	101003390
TIR	306%

Como se observa el proyecto resulta altamente rentable, la magnitud de TIR (306%) y el VAN representan una magnitud favorable respecto al capital invertido y el alto valor comercial de los productos obtenidos en el mercado actual.

A su vez, es oportuno brindar el Periodo de Recuperación de Inversión (PRI), el cual indica el tiempo exacto necesario para que el flujo de caja cubra el desembolso inicial. Como los flujos son constantes, se puede obtener mediante:

$$PRI = \frac{CTI}{F_t} \quad (Ec. 7.27)$$

Obteniéndose un valor de

Tabla 7.30. **Resultado del PRI.**

PRI (años)	0,33
-------------------	-------------

Lo que indica que el Periodo de Recuperación de aproximadamente 3 meses. Todos estos indicadores señalan que, bajo las premisas asumidas, el proyecto presenta incentivos económicos innegables para su ejecución. Construyendo una inversión atractiva y con bajos índices de riesgos.

CONCLUSIONES

A partir del análisis de la simulación y la evaluación económica del tren de destilación propuesto. Se exponen las siguientes conclusiones.

- ✓ Se logró eliminar de raíz el problema operativo de cavitación y gasificación en el sistema de bombeo, mitigando esta fluctuación mediante el fraccionamiento de la corriente líquida en la nueva unidad de Destilación.
- ✓ El reciclo de los vapores de cabeza de la torre Deetanizadora hacia el ingreso de la planta permite recuperar productos livianos, aumentando la eficiencia global del proceso y evitando el venteo.
- ✓ Los productos finales lograron una pureza superior al 98%, cumpliendo rigurosamente con las especificaciones comerciales establecidas para su venta y despacho.
- ✓ Se garantizó un caudal de producción de 184,1 Sm³/d de GLP y 87,1 Sm³/d de Gasolina estabilizada, estos caudales validan el alto rendimiento de separación del tren diseñado, demostrando capacidad para la recuperación de líquidos del gas natural (GNL) a partir de una corriente que previamente no recibía tratamiento específico.
- ✓ El desarrollo del diagrama de instrumentación y proceso (P&ID) define de manera clara la filosofía de control de cada equipo, asegurando la operabilidad y el manejo seguro de los fluidos en la planta.
- ✓ El proyecto presenta una rentabilidad altamente atractiva a corto plazo. Los ingresos proyectados superan holgadamente los costos de adquisición, mantenimiento y operación de la planta.
- ✓ La evaluación económica evidenció un resultado un salto cuantitativo en la rentabilidad de los líquidos. Frente a un costo de oportunidad histórico aproximadamente 7.500.000 USD anuales por venta del producto sin procesar, la comercialización in situ de Gasolina y GLP proyecta ingresos cercanos a los 55.000.000 USD anuales. Esto representa casi 7 veces más el valor económico de lo que se despacha actualmente.



En síntesis, la incorporación de la Unidad de Fraccionamiento representa una solución integral que no solo resuelve de manera definitiva los problemas operativos de la planta, sino que optimiza el aprovechamiento de los recursos hidrocarbúferos y maximiza la rentabilidad financiera en la locación.



BIBLIOGRAFÍA

American Society of Mechanical Engineers (1968). *Boiler and Pressure Vessel Code Section VIII Division 2.* ASME

Campbell (1992). *Gas Conditioning and Processing (VOL 1): Principios Básicos.* John M. Campbell & CO.

Cátedra de Gas y Gasolina (2023). *Plantas de Acondicionamiento de Gas Natural.* Facultad de Ingeniería. Universidad Nacional del Comahue.

Cátedra de Termodinámica (2020). *Equilibrio y Relaciones Termodinámicas.* Facultad de Ingeniería. Universidad Nacional del Comahue.

Green, D. W., & Southard, M. Z. (2019). *Perry's Chemical Engineers' Handbook* (9th ed.). McGraw-Hill Education.

Manning & Thompson (1991). *Oilfield Processing (VOL 1): Natural Gas.* PennWell Books.

Richard Turton, Richard C. Bailie, Wallace B. Whiting, Joseph A. Shaeiwitz (2001). *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes* (3th ed.). Prentice Hall.

Sapag Chain, José Manuel Sapag P. (2014). *Preparación y Evaluación de Proyectos* (6th ed.). McGraw-Hill Education.

The Gas Processors Supplier Association (2017). *Engineering Data Book.* GPSA.

ANEXOS

- Anexo A: Procedimiento de cálculo de inyección en Bifurcación (E-1010 A)

Comenzamos este análisis obteniendo los siguientes datos para el cálculo de caudal.

- $TFH_{DESEADA} = T_{TUBOS} - MARGEN = 4^{\circ}C - 5^{\circ}C = -1^{\circ}C$
- $d = TFH_{ENTRADA} - TFH_{DESEADA} = 19,72^{\circ}C - (-1^{\circ}C) = 20,72^{\circ}C$
- $X_P = 0.8$

Aplicando la ecuación 2.2 se determina la concentración del inhibidor X_R (fase acuosa)

$$d = \frac{2335 * X_R}{1,8 * M_I * (1 - X_R)} = 20,72 = \frac{2335}{1,8 * 62,1} * \frac{X_R}{1 - X_R}$$

Y despejando para hallar la concentración del inhibidor

$$X_R = 0,4979$$

Aplicando la ecuación (1.5) de Hammerschmidt, hallamos el caudal del inhibidor

$$m_I = \frac{X_R * m_{H_2O}}{X_P - X_R}$$

$$m_{H_2O} = m_{H_2O \text{ CONDENSADA}} + m_{H_2O \text{ LIBRE}} = 1196,228 + 1900 = 3095 \text{ kg/d}$$

Recalculando con esta nueva carga, se obtiene que el caudal de inyección será

$$m_I = 5100 \text{ kg/d}$$

la simulación indica que la temperatura de formación de hidratos es 1,26 °C. Se ajusta el caudal final dentro del ambiente de la simulación hasta alcanzar el valor de 6120 kg/d.

Figura. **Formación de hidratos.**

The screenshot shows a software interface for hydrate formation simulation. The main window is titled "Hydrate Formation-gas/HC/MEG rico acuoso (1)". The "Stream" field is set to "gas/HC/MEG rico acuoso" and the "Model" is set to "Ng & Robinson". The "Hydrate Formation at Stream Conditions" table shows "Hydrate Formation Flag" as "Will NOT Form", "Hydrate Type Formed" as "No Types", and "Calculation Mode" as "Use 3-Phase Model". The "Formation Temperature at Stream Pressure" table shows "Formation Temperature [C]" as "-0,8848", "Hydrate Type Formed" as "Type II", "Calculation Mode" as "Use 3-Phase Model", "Equilibrium Phases" as "V - Aq - L - H", and "Inhibitor Calculation" as "Included".

- ANEXO B: Los cálculos y criterios de diseño se apoyan en fundamentos presentados en *Coulson and Richardson's Chemical Engineering*. Se enuncian los principios y correlaciones empleados para el dimensionamiento hidráulico y geométrico de columnas.

Caudal volumétrico de vapor: $Q_v \left[\frac{m^3}{s} \right]$

Velocidad de flooding $V_f = C \times \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$

- V_f = velocidad de vapor a flooding $\left(\frac{m}{s} \right)$
- ρ_L = densidad del líquido $\left(\frac{kg}{m^3} \right)$
- ρ_V = densidad del vapor $\left(\frac{kg}{m^3} \right)$
- C = factor de capacidad, dependiente del tipo de plato y de las condiciones hidráulicas de operación.

Velocidad de diseño $V_{diseño} = 0.8 \times V_f$ Margen de seguridad para posibles variaciones en las condiciones operativas.

Área transversal de la torre $A_c = \frac{Q_v}{V_{diseño}}$

- A_c = área transversal de la columna (m^2)
- Q_v = caudal volumétrico de vapor (m^3/s)
- $V_{diseño}$ = velocidad de vapor de diseño (m/s)

Corrección por downcomers $A_n = A_c - A_d = A_c \times (1 - f_{dc})$

- Área ocupada por los downcomers (A_d)
- Área neta disponible para el flujo vapor-líquido (A_n)
- Área total de la columna (A_c)
- f_{dc} = fracción del área ocupada por downcomers

Diámetro de la torre $D_{torre} = \sqrt{\frac{4 \times A_{neto}}{\pi}}$