

**UNIVERSIDAD COMPLUTENSE DE MADRID**

**FACULTAD DE CIENCIAS QUÍMICAS**

**DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA Y DE MATERIALES**



# **Diseño de la unidad de destilación criogénica para la obtención de helio a partir de gas natural**

**Por:**

Jimena Dobado Palafox

**TRABAJO FIN DE GRADO**

Presentado como requisito para optar al título de  
Graduado en Ingeniería Química

Madrid, septiembre de 2020

**UNIVERSIDAD COMPLUTENSE DE MADRID**

**FACULTAD DE CIENCIAS QUÍMICAS**

**DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA Y DE MATERIALES**



# **Diseño de la unidad de destilación criogénica para la obtención de helio a partir de gas natural**

**Por:**

Jimena Dobado Palafox

**Tutores:**

Juan Carlos Domínguez Toribio

M<sup>a</sup> Virginia Alonso Rubio

**TRABAJO FIN DE GRADO**

Presentado como requisito para optar al título de  
Graduado en Ingeniería Química

Madrid, septiembre de 2020



UNIVERSIDAD COMPLUTENSE  
MADRID

EL DR. JUAN CARLOS DOMÍNGUEZ TORIBIO Y LA DRA. M<sup>o</sup> VIRGINIA ALONSO RUBIO, PROFESORES DEL DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA Y DE MATERIALES DE LA FACULTAD DE CIENCIAS QUÍMICAS DE LA UNIVERSIDAD COMPLUTENSE DE MADRID,

CERTIFICAN: Que la presente memoria titulada “Diseño de la unidad de destilación criogénica para la obtención de helio a partir de gas natural” constituye la memoria del Trabajo de Fin de Grado presentada como requisito para optar al título de Graduado en Ingeniería Química por la Universidad Complutense de Madrid, ha sido realizada bajo nuestra tutela.

Y para que así conste, firman el presente certificado en Madrid a 21 de septiembre de dos mil veinte.

## AGRADECIMIENTOS

En primer lugar, agradezco a enormemente a mis tutores, Juan Carlos Domínguez y M<sup>a</sup> Virginia Alonso por su inestimable contribución a este trabajo. Ambos han sido un estímulo para mejorarlo y una ayuda para superar mis limitaciones. Además, tengo que agradecer a los profesores de las asignaturas que he cursado durante estos años.

Por otra parte, sin la ayuda recibida de parte de las bibliotecarias Adela Tercero, Paloma Sánchez y Myriam de Hipólito, este trabajo no habría sido posible, pues son tan cordiales como profesionales.

Mis padres han sido un constante y exigente apoyo en mis estudios. Ellos me han enseñado que el trabajo duro y la perseverancia tienen su recompensa.

Me gustaría agradecer a Camila Pedano por sus sugerencias para este trabajo. Este no habría podido acabarse sin el buen humor y compañerismo de mi grupo de amigas de la facultad (FHM).

*“Sabemos lo que somos, pero aún no sabemos lo que podemos llegar a ser”*  
(William Shakespeare)

## Contenido

<b>ÍNDICE DE TABLAS</b> .....	<b>viii</b>
<b>ÍNDICE DE FIGURAS</b> .....	<b>x</b>
<b>LISTA DE SÍMBOLOS</b> .....	<b>xii</b>
<b>GRIEGOS</b> .....	<b>xv</b>
<b>LISTA DE ABREVIATURAS</b> .....	<b>xvi</b>
<b>ABSTRACT</b> .....	<b>xvii</b>
<b>CAPÍTULO 1. Introducción, objetivos y alcance del trabajo</b> .....	<b>1</b>
<b>1.1. Objetivos</b> .....	<b>2</b>
<b>1.2. Alcance del trabajo</b> .....	<b>2</b>
<b>CAPÍTULO 2. Estudio de viabilidad</b> .....	<b>4</b>
<b>2.1 Definición del producto</b> .....	<b>4</b>
2.1.1. Propiedades físicas y químicas .....	4
2.1.2. Aplicaciones y usos .....	5
<b>2.2. Materia prima. El gas natural.</b> .....	<b>6</b>
<b>2.3. Estudio de los procesos industriales</b> .....	<b>10</b>
2.3.1. Recuperación de helio por fraccionamiento .....	11
2.3.2. Adsorción por cambio de presión (PSA) .....	12
2.3.3. Separación mediante membranas .....	13
2.3.4. Selección razonada del proceso .....	13
<b>2.4 Estudio de mercado</b> .....	<b>14</b>
2.4.1. Análisis de producción y consumo .....	14
2.4.2. Análisis de precio y proyecciones del helio .....	17
<b>2.5. Localización de la planta</b> .....	<b>19</b>
<b>2.6 Capacidad de la planta</b> .....	<b>22</b>
<b>CAPÍTULO 3. Memoria técnica</b> .....	<b>23</b>
<b>3.1. Diagrama de bloques</b> .....	<b>23</b>
<b>3.2. Descripción del proceso.</b> .....	<b>24</b>
3.2.1. Primera etapa: Columna de alta presión (DC-201).....	24
3.2.2. Segunda etapa: Separador líquido-vapor (F-201).....	25
3.2.3. Tercera etapa: Columna de baja presión (DC-202) .....	25

<b>3.3. Análisis termodinámico.....</b>	<b>26</b>
<b>3.4. Balances de materia y energía. ....</b>	<b>27</b>
<b>3.5. Diseño de las unidades de destilación DC-201 y DC-202.....</b>	<b>27</b>
3.5.1. Diseño mediante método de Fenske-Underwood-Gilliland.....	28
3.5.2. Diseño mediante la simulación DSTWU.....	33
3.5.3. Diseño mediante la simulación RADFRAC.....	35
3.5.4. Selección del tipo de columna y eficacia.....	43
3.5.5. Dimensionado de las columnas. ....	46
3.5.6. Diseño mecánico de las columnas. ....	51
<b>3.6. Diseño del separador líquido-vapor F-201. ....</b>	<b>56</b>
3.6.1. Dimensionado del recipiente flash F-201.....	58
3.6.2. Diseño mecánico del recipiente flash. ....	60
<b>3.7. Diseño de la bomba P-201 A/B.....</b>	<b>61</b>
<b>3.8. Diseño de los intercambiadores de calor.....</b>	<b>62</b>
3.8.1. Selección tipo de intercambiador de calor.....	62
3.8.2. Diseño de intercambiadores de calor.....	65
<b>3.9. Análisis HAZOP.....</b>	<b>69</b>
<b>3.10. Instrumentación y control.....</b>	<b>70</b>
3.10.1. Columnas de destilación.....	70
3.10.2. Recipientes de separación.....	71
3.10.3. Intercambiadores de calor.....	71
3.10.4. Bomba y compresor.....	71
<b>3.11. Seguridad laboral.....</b>	<b>71</b>
3.11.1. Propiedades de los fluidos.....	71
3.11.2. Medidas de seguridad laboral.....	72
<b><i>CAPÍTULO 4. Evaluación del impacto ambiental.....</i></b>	<b><i>74</i></b>
<b>4.1. Identificación de los impactos del proceso.....</b>	<b>74</b>
4.1.1. Emisiones atmosféricas. ....	74
4.1.2. Contaminación hídrica. ....	74
4.1.3. Contaminación del suelo. ....	74
4.1.4. Contaminación acústica e impacto visual.....	75
<b>4.2. Matriz de impacto medioambiental y medidas correctoras.....</b>	<b>75</b>
<b><i>CAPÍTULO 5. Estudio económico.....</i></b>	<b><i>77</i></b>
<b>5.1. Capital inmovilizado y capital circulante.....</b>	<b>77</b>

5.1.1. Coste de los equipos .....	77
<b>5.2. Costes de operación .....</b>	<b>80</b>
5.2.1. Costes fijos .....	80
5.2.2. Costes variables .....	80
<b>5.3. Presupuesto .....</b>	<b>83</b>
<b>5.4. Estimación de ingresos .....</b>	<b>83</b>
<b><i>CAPÍTULO 6. Bibliografía .....</i></b>	<b>85</b>
<b><i>Anexo I. Diagrama de flujo.....</i></b>	<b>92</b>
<b><i>Anexo II. Balances de materia y energía.....</i></b>	<b>93</b>
<b><i>Anexo III. Análisis HAZOP. Línea L1 .....</i></b>	<b>95</b>
<b><i>Anexo IV. Diagrama P&amp;ID.....</i></b>	<b>98</b>

## ÍNDICE DE TABLAS

<b>Tabla 2. 1.</b> Propiedades del helio <sup>[2-4]</sup> .....	5
<b>Tabla 2. 2.</b> Propiedades físico-químicas del gas natural <sup>[7]</sup> .....	6
<b>Tabla 2. 3.</b> Composición del gas natural en función del yacimiento <sup>[8-9]</sup> .....	7
<b>Tabla 2. 4.</b> Ventajas y limitaciones de los procesos tecnológicos. ....	14
<b>Tabla 3. 1.</b> Composición del gas natural licuado. ....	24
<b>Tabla 3. 2.</b> Especificaciones de las fracciones molares de las corrientes de destilado y residuo de las columnas. ....	28
<b>Tabla 3. 3.</b> Parámetros para la ecuación de Antoine <sup>[43]</sup> . ....	29
<b>Tabla 3. 4.</b> Presión de saturación de los componentes.....	30
<b>Tabla 3. 5.</b> Resultados volatilidades y razón de distribución.....	30
<b>Tabla 3. 6.</b> Resultados utilizando el método Fenske-Underwood .....	31
<b>Tabla 3. 7.</b> Cálculo del número de etapas de equilibrio.....	32
<b>Tabla 3. 8.</b> Piso óptimo de alimentación.....	33
<b>Tabla 3. 9.</b> Resultados de la simulación DSTWU. ....	33
<b>Tabla 3. 10.</b> Especificaciones máscas y molares .....	35
<b>Tabla 3. 11.</b> Resultados columna DC-201 con simulación RADFRAC .....	37
<b>Tabla 3. 12.</b> Resultados columna DC-102 con simulación RADFRAC .....	42
<b>Tabla 3. 13.</b> Viscosidad de los componentes puros. ....	44
<b>Tabla 3. 14.</b> Viscosidad de la corriente de alimentación. ....	44
<b>Tabla 3. 15.</b> Viscosidad y volatilidad media, número de pisos reales y eficiencia de la columna.....	45
<b>Tabla 3. 16.</b> Resumen de los parámetros de diseño de columnas.....	45
<b>Tabla 3. 17.</b> Altura de las columnas.....	46
<b>Tabla 3. 18.</b> Valores de densidad y caudales en ambas columnas. ....	48

<b>Tabla 3.19.</b> Resultados del caudal másico de la fase vapor y el diámetro de las columnas.....	48
<b>Tabla 3.20.</b> Dimensionado de las columnas.....	49
<b>Tabla 3. 21.</b> Esfuerzo máximo admisible.....	52
<b>Tabla 3. 22.</b> Eficiencia de las soldaduras.....	53
<b>Tabla 3. 23.</b> Parámetros y resultados del diseño mecánico de las columnas. ....	54
<b>Tabla 3. 24.</b> Volumen del fondo y carcasa y peso de las columnas.....	55
<b>Tabla 3. 25.</b> Datos de las corrientes del separador F-201.....	59
<b>Tabla 3. 26.</b> Resultados del dimensionado del equipo flash.....	60
<b>Tabla 3. 27.</b> Parámetros y resultados del diseño mecánico del tanque flash. ....	61
<b>Tabla 3. 28.</b> Diseño del equipo P-201A/B.....	62
<b>Tabla 3. 29.</b> Datos correspondientes al dimensionado de los condensadores y calderas. .....	66
<b>Tabla 3. 30.</b> Parámetros para obtener la capacidad calorífica del componente puro.	67
<b>Tabla 3. 31.</b> Condiciones térmicas y calor intercambiado.....	68
<b>Tabla 3. 32.</b> Dimensionado de los intercambiadores de calor de serpentín.....	68
<b>Tabla 4. 1.</b> Matriz de impacto ambiental <sup>3</sup> .....	75
<b>Tabla 5. 1.</b> Precio de los equipos en 2002 y 2019.....	78
<b>Tabla 5. 2.</b> Capital inmovilizado.....	79
<b>Tabla 5. 3.</b> Capital inmovilizado total, circulante y coste total de la inversión.....	79
<b>Tabla 5. 4.</b> Costes de operación fijos.....	80
<b>Tabla 5. 5.</b> Coste de mano de obra directa, indirecta y total.....	81
<b>Tabla 5.6.</b> Resume y resultado costes servicios.....	82
<b>Tabla 5.7.</b> Resumen costes de operación.....	83
<b>Tabla 5.8.</b> Ingresos por ventas.....	84

## ÍNDICE DE FIGURAS

<b>Figura 2. 1.</b> Diferentes estructuras del helio .....	4
<b>Figura 2.2.</b> Consumo de helio en EE. UU en 2011.....	5
<b>Figura 2. 3.</b> Distribución del consumo de gas natural por sectores. ....	8
<b>Figura 2. 4.</b> Producción de gas natural. Años seleccionados 1989, 1995, 2001 y 2017. .....	8
<b>Figura 2. 5.</b> Consumo de gas natural. Años seleccionados 1989, 1995, 2001 y 2017.	9
<b>Figura 2. 6.</b> Evolución del precio del gas natural entre los años 2009 y 2017. ....	10
<b>Figura 2. 7.</b> Esquema de producción de helio.....	10
<b>Figura 2. 8.</b> Esquema del proceso de proceso doble columna <sup>[14]</sup> .....	12
<b>Figura 2. 9.</b> Producción de helio en 2017. ....	15
<b>Figura 2. 10.</b> Evolución de la producción mundial de helio por países.....	16
<b>Figura 2. 11.</b> Consumo de helio por países.....	17
<b>Figura 2. 12.</b> Precios del helio desde 1998 hasta 2013.....	17
<b>Figura 2. 13.</b> Proyección del precio del helio .....	18
<b>Figura 2. 14.</b> Proyección a futuro de la producción de helio. ....	19
<b>Figura 2. 15.</b> Mapa de Polonia.....	21
<b>Figura 2. 16.</b> Gaseoducto del Báltico <sup>[35]</sup> . ....	22
<b>Figura 3. 1.</b> Diagrama de bloques .....	24
<b>Figura 3. 2.</b> Diagrama T-xy de la mezcla helio-metano a 27 atm. ....	26
<b>Figura 3. 3.</b> Diagrama T-xy de la mezcla nitrógeno-metano a 1 atm. ....	27
<b>Figura 3. 4.</b> Variación de la razón de reflujo con el número de pisos. ....	34
<b>Figura 3. 5.</b> Evolución de la fracción molar con la razón de reflujo para la columna DC-201.....	36
<b>Figura 3. 6.</b> Evolución de la fracción molar del helio con el número de pisos para la columna DC-201.....	36

<b>Figura 3. 7.</b> Evolución de la fracción molar con la etapa de alimentación para la columna DC-201.....	37
<b>Figura 3. 8.</b> Perfil de temperatura y presión en la columna DC-201.....	38
<b>Figura 3. 9.</b> Perfil de composiciones en la columna DC-201.....	39
<b>Figura 3. 10.</b> Evolución de la fracción molar del nitrógeno con la razón de reflujo para la columna DC-202.....	39
<b>Figura 3. 11.</b> Evolución de la fracción molar del nitrógeno con el número de pisos para la columna DC-202.....	40
<b>Figura 3. 12.</b> Evolución de la fracción molar del nitrógeno con la etapa de alimentación (corriente 8) para la columna DC-202.....	41
<b>Figura 3. 13.</b> Evolución de la fracción molar del nitrógeno con la etapa de alimentación (corriente 11) para la columna DC-202.....	41
<b>Figura 3. 14.</b> Perfiles de temperatura y presión en la columna DC-202.....	42
<b>Figura 3. 15.</b> Perfil de composiciones molares en la columna DC-202.....	43
<b>Figura 3. 16.</b> Esquema piso de circulación cruzada.....	49
<b>Figura 3. 17.</b> Esquema del funcionamiento de un plato de válvula.....	51
<b>Figura 3. 18.</b> Variación del esfuerzo con la temperatura.....	53
<b>Figura 3. 19.</b> Efecto de la presión de operación en F-201.....	57
<b>Figura 3. 20.</b> Efecto de la temperatura de operación en F-201.....	57
<b>Figura 3. 21.</b> Separador líquido-vapor.....	58
<b>Figura 3. 22.</b> Factor de velocidad para un separador líquido vapor al 85% de inundación.....	59
<b>Figura 3. 23. a)</b> Intercambiador de calor de serpiente y <b>b)</b> Configuración interna. .	64
<b>Figura 3. 24.</b> Esquema dimensiones de un intercambiador de serpiente.....	67
<b>Figura 5. 1.</b> Contribución al presupuesto.....	83

## LISTA DE SÍMBOLOS

$A$	Caudal molar de la corriente de alimentación	[kmol/h]
$A_{min}$	Área mínima	[m]
$C_{2019}$	Coste año 2019	[€]
$C_{2002}$	Coste año 2002	[€]
$C_{calefacción}$	Costes de calefacción	[€]
$C_{energía}$	Costes de energía	[€]
$C_{materia\ prima}$	Costes de materia prima	[€]
$C_p$	Calor específico de la mezcla	[€]
$C_{p_i}$	Calor específico del componente i	[€]
$C_{refrigeración}$	Costes de refrigeración	[€]
$D$	Caudal molar de la corriente de destilado	[kmol/h]
$D'/D''$	Diámetros del intercambiador de calor	[m]
$D_c$	Diámetro de la columna	[m]
$D_{min}$	Diámetro mínimo	[m]
$E$	Eficacia de soldadura	[%]
$e$	Espaciado entre pisos	[m]
$E_o$	Eficacia de plato	[%]
$(FP)_i$	Factor de Poynting	
$g$	Aceleración de la gravedad	[m/s <sup>2</sup> ]
$H$	Altura	[m]
$H$	Entalpía	[kJ/mol]
$H$	Altura dinámica de la bomba	[m]
$h'/h''$	Coefficientes individuales de transferencia de calor	[W/m <sup>2</sup> K]
$H^L$	Altura fase líquida	[m]
$H^T$	Altura total	[m]

$H^V$	Altura fase vapor	[m]
$K$	Coefficiente de reparto líquido-vapor	
$k$	Conductividad térmica del material	[W/mK]
$K_{CL}$	Coefficiente de reparto componente más ligero	
$K_{CP}$	Coefficiente de reparto componente más pesado	
$K_V$	Factor de diseño de velocidad de vapor	[m/s]
$(L_D/D)_{min}$	Razón de reflujo mínima	
$(L_D/D)$	Razón de reflujo real	
$M$	Número de pisos en el sector agotamiento	
$m$	Caudal másico	[kg/h]
$m_{agua}$	Caudal másico de agua	[kg/año]
$(M+N)_{min}$	Número mínimo de pisos	
$M_v$	Peso molecular de la fase vapor	[kmol/kg]
$M_{vapor}$	Caudal másico de vapor	[kg/año]
$N$	Número de pisos en el sector enriquecimiento	
$N_{np}$	Número de equipos	
$N_{OL}$	Número de operarios	
$N_{reales}$	Número de pisos reales	
$P$	Presión total del equipo	[bar]
$P_D$	Presión de diseño	[bar]
$P_i^s$	Presión de saturación	[bar]
$P_o$	Presión máxima de operación	[bar]
$P_{real}$	Potencia real	[kW]
$P_{s,f}$	Factor de trabajo	
$P_{terórica}$	Potencia teórica	[kW]
$Q$	Caudal de calor intercambiado	[kW]

$Q_v$	Caudal volumétrico	[m <sup>3</sup> /s]
$q$	Condición térmica de la corriente de alimentación	
$R$	Caudal molar de la corriente de residuo	[kmol/h]
$R$	Radio	[m]
$R_{ext}$	Radio externo	[m]
$R_{int}$	Radio interno	[m]
$S$	Máximo esfuerzo admisible	[psig]
$T$	Temperatura	[°C/K]
$t$	Espesor equipo	[mm]
$T_{entrada}$	Temperatura de entrada	[°C/K]
$T_{salida}$	Temperatura de salida	[°C/K]
$t_{op}$	Tiempo de operación	[año]
$U$	Coefficiente global de intercambio de calor	[kW/m <sup>2</sup> K]
$u_{v,máx}$	Velocidad máxima de vapor	[m/s]
$V$	Caudal másico de la fase vapor	[kg/h]
$V_{fondo}$	Volumen fondo del equipo	[m <sup>3</sup> ]
$V_{carcasa}$	Volumen carcasa del equipo	[m <sup>3</sup> ]
$W_{recipiente}$	Peso del equipo	[kg]
$X$	Parámetro de la ecuación de Gilliland	
$x_i$	Fracción fase líquida	
$x_{i,A}$	Fracción molar componente i en la corriente de alimentación	
$x_D$	Fracción molar del destilado	
$x_{i,D}$	Fracción molar del componente i en la corriente de destilado	
$x_{i,R}$	Fracción molar del componente i en la corriente de residuo	
$x_{j,A}$	Fracción molar componente j en la corriente de alimentación	
$x_{j,D}$	Fracción molar del componente j en la corriente de destilado	

$x_{j,R}$	Fracción molar del componente j en la corriente de residuo
$x_R$	Fracción molar del residuo
$Y$	Parámetro de la ecuación de Gilliland
$y_i$	Fracción fase vapor

## GRIEGOS

$\alpha_a$	Volatilidad relativa media de la corriente de alimentación	
$\alpha_{CL,CP}$	Volatilidad relativa media del componente ligero al componente pesado	
$\alpha_{CL,CP}^D$	Volatilidad relativa media de la corriente de destilado	
$\alpha_{CL,CP}^R$	Volatilidad relativa media de la corriente de residuo	
$\Delta T_{ml}$	Media logarítmica de la diferencia de temperaturas	[°C/K]
$\gamma_i$	Coefficiente de actividad del componente i	
$\eta$	Rendimiento	[%]
$\theta$	Parámetro de la ecuación de Underwood	
$\mu_a$	Viscosidad de la corriente de alimentación	[cP]
$\mu_{i,a}$	Viscosidad del componente i en la corriente de alimentación	[cP]
$\rho_{acero\ 304}$	Densidad del acero inoxidable 304	[kg/m <sup>3</sup> ]
$\rho^L$	Densidad fase líquida	[kg/m <sup>3</sup> ]
$\rho^V$	Densidad fase vapor	[kg/m <sup>3</sup> ]
$\Phi_i^L$	Coefficiente de fugacidad de la fase líquida	
$\Phi_i^V$	Coefficiente de fugacidad de la fase vapor	

## LISTA DE ABREVIATURAS

- AEI: Agencia Internacional de la Energía
- BLM: Bureau of Land Managment. Oficina de Administración de Tierras
- BP: British Petroleum
- CEPCI: Chemical Engineering Plant Cost Index. Índice de costes de plantas químicas
- ECHA: European Chemicals Agency. Agencia europea de Sustancias y Mezclas Químicas
- EEA: European Enviroment Agency. Agencia Ambiental Europea
- HAZOP: Hazard and Operability. Análisis de funcionalidad de operatividad
- HFR: Helium Federal Reserve. Reserva federal de helio
- IRM: Imágenes por resonancia magnética
- IUPAC: International Union of Pure and Applied Chemistry. Unión Internacional de Quimica Pura y Aplicada
- I+D+I: investigación, desarrollo e innovación
- LEL: Lower Explosion Limit. Límite inferior de explosión
- MCHE: Principal intercambiador criogénico de calor
- MESH: Masa, equilibrio, sumatorio y entalpía
- NRU: Nitrogen Rejection Unit. Unidad de eliminación de nitrógeno
- NIST: National Institute of Standards and Technology.
- OCDE: Organización para la Cooperación y el Desarrollo Económico
- PGNiG: Polskie Górnictwo Naftowe i Gazownictwo S.A. Compañía polaca de gas y petróleo S.A.
- PIB: Producto Interior Bruto
- PSA: Pressure Swing Adsorption. Adsorción por cambio de presión
- P&ID: Piping and instrumentation diagram. Diagrama de tuberías e instrumentación
- RMN: Resonancia Magnética Nuclear
- WEO: World Enery Outlook

## ABSTRACT

This work deals with the production of helium. This is a gas which is scarce in nature, expensive and has a diverse demand such as magnetic resonance imaging (MRI), pipeline leak detection, repairing of equipment that need an inert atmosphere and missiles fuel.

More precisely this study consists of the design of a cryogenic distillation unit for helium production. Any cryogenic distillation unit can have four settings. In this project the setting constituted by two columns has been chosen: one high pressure column; where helium is separated from the rest of the components, and one low pressure column, where the remaining components (nitrogen and methane) are separated from each other. At the same time, one liquid-vapor separator and three coil-wound heat exchangers has been designed.

The raw material used is the cheapest currently available: Natural Gas. Using this raw material permits obtaining nitrogen and methane as byproducts.

Main results from this study are:

1. The technical study -see Chapter 3- reveals that both high and low pressure columns should have similar dimensions. The reason for this similarity is that helium is a very volatile gas and therefore evaporates easily. On the contrary, nitrogen and methane has similar boiling points. Thus, in theory, the second column should be bigger. However, since the second column has two feeding streams its size not as big as it's supposed to be.
2. The area of the main heat exchanger, a coil-wound type, goes from 45 to 3 m<sup>2</sup>. The difference in the heat exchange area depends on the difference in temperature between the input and the output streams.
3. Given the cryogenic character of all relevant fluids in this process some measures need to be taken, in order to maximize the safety of the working environment. For instance, proper clothing, adequate ventilation, N<sub>2</sub> and methane concentration control in the environment or control the percentage of methane in order to avoid labor risks

4. Environmental hazards have also been considered and some preventive measures have been proposed –see Chapter 4.
5. As expected, the most important part of the investment is the fix capital, in particular, the equipment.
6. The economic study –see Chapter 5- shows that the production of byproducts (nitrogen and methane) make an important contribution to the sales income

# CAPÍTULO 1

## 1. INTRODUCCIÓN, OBJETIVOS Y ALCANCE DEL TRABAJO

El helio es un recurso finito no renovable, ya que, en la Naturaleza se presenta como resultado de la descomposición de materiales radioactivos (uranio y torio). Se utiliza ampliamente desde la Segunda Guerra Mundial en actividades tecnológicamente avanzadas. Así, sus aplicaciones incluyen desde las imágenes por resonancia magnética hasta la detección de fugas de fluidos pasando por la reparación de equipos que necesitan una atmósfera inerte y para la propulsión de misiles; es decir, en procesos sofisticados, que, junto a su escasez, explican su alto precio. Sus propiedades físico-químicas y su carácter estratégico refuerzan el interés de su estudio.

Son pocos los países productores de helio. Destacan Estados Unidos y Catar y les siguen de lejos Argelia, Australia, Rusia y Polonia. Como puede apreciarse, la presencia de Europa entre los grandes productores es muy escasa. Esto justifica la elección de Polonia para la instalación de una planta adicional de obtención de helio. Con ello, aumentaría la independencia europea respecto a los otros productores mundiales, especialmente especial si los problemas de transporte del Golfo Pérsico se hacen insuperables por un cierto tiempo.

El helio se puede obtener por tres vías: yacimientos naturales (escasos ya que la desintegración de minerales radioactivos es muy lenta), aire (no rentable porque el contenido en él es muy pequeño) y gas natural (que es la única rentable por su mayor concentración, 0,41 % molar).

Una unidad de destilación criogénica de helio puede tener cuatro configuraciones. En este proyecto se ha optado por la configuración constituida por dos columnas: una de alta presión, donde tiene lugar la separación del helio del resto de componentes, y otra de baja presión, donde se separan el resto de componentes (nitrógeno y metano) entre sí.

La obtención del helio no es especialmente compleja, ya que su punto de ebullición es más bajo al del resto de compuestos implicados en el proceso. Las bajas temperaturas con las que se trabaja en la planta hacen necesario realizar un estudio de seguridad que considere detenidamente las propiedades que hacen a estos fluidos criogénicos especiales y peligrosos, así como la elección de los materiales de construcción, ya que no todos ellos son aptos para trabajar a estas temperaturas sin riesgos laborales ni ambientales excesivos.

Dos componentes implicados en el proceso (el helio y el nitrógeno) son poco contaminantes. No así el metano. Que, además, es un gas de efecto invernadero y explosivo. Por ambas razones es necesario realizar un estudio ambiental exhaustivo que proponga las soluciones adecuadas para evitar estos problemas.

El capital invertido para construir la unidad de destilación criogénica no es muy elevado ya que los equipos no son de grandes dimensiones y que el precio de la materia prima no es muy alto. A este respecto, no es improbable que el gas natural aumente de precio a medida que aumente su utilización en transporte, consumo doméstico e industrial y otros. Ello afectaría a la estructura de costes de la planta. El nitrógeno y el metano contribuyen en mayor medida a los ingresos generados por las ventas. Esto es así porque, aunque el helio es más caro y se produce más eficientemente, el caudal es comparativamente pequeño.

### 1.1. Objetivos

El objetivo principal de este proyecto consiste en el diseño de la sección de destilación criogénica para obtener helio a partir de gas natural. Además, se realiza un estudio de viabilidad técnica del proyecto, se diseñan los principales equipos, se estudia la seguridad y el impacto ambiental de la planta y, por último, se lleva a cabo un estudio económico de la sección criogénica, ya que la planta consta de otras dos secciones principales.

### 1.2. Alcance del trabajo

El presente trabajo consta de otros cuatro capítulos, de las referencias bibliográficas y de unos anexos finales. El segundo capítulo corresponde al estudio de viabilidad del proyecto, en el que se examinan las propiedades físico-químicas del helio, sus aplicaciones y usos, la materia prima del mismo (gas natural), los métodos de obtención y un estudio de su mercado, que incluye las razones de la localización (Polonia) y la capacidad de la planta. El capítulo 3 consiste en una memoria técnica En ella, se describe el proceso, se diseñan los equipos, la instrumentación y control de los equipos y se

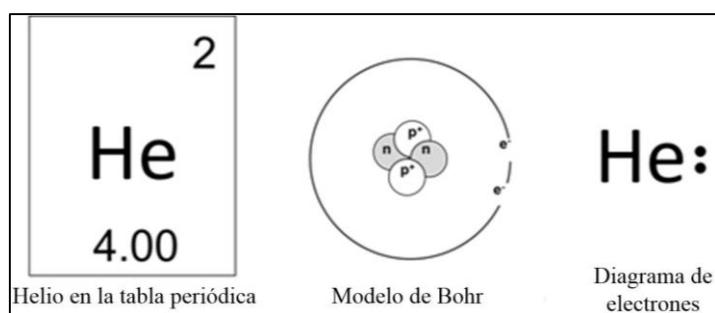
discuten las medidas de seguridad laboral. El siguiente capítulo se ocupa de los aspectos ambientales de la planta y se proponen medidas correctoras. En el quinto capítulo, se estudian algunos aspectos económicos destacados de la sección.

## CAPÍTULO 2

### ESTUDIO DE VIABILIDAD

#### 2.1 Definición del producto

El helio es un elemento químico de número atómico 2, y pertenece a la familia de los gases nobles, grupo 18 de la tabla periódica. Su nombre según la nomenclatura de *International Union of Pure and Applied Chemistry* (IUPAC), Unión Internacional de Química Pura y Aplicada, es Helio, aunque también se denomina Helio 4 o Helio-4. Es. En la Figura 2.1 se puede observar la estructura atómica del elemento de estudio <sup>[1]</sup>.



**Figura 2. 1.** Diferentes estructuras del helio

En 1868, durante un eclipse, se descubrió el helio en estado gaseoso alrededor del Sol. Sin embargo, su presencia en la Tierra no se detectó hasta 1895. En 1903 se llegó a la conclusión de que el helio era el producto espontáneo de la desintegración de sustancias radioactivas <sup>[1]</sup>.

El helio constituye el 23% de la masa del universo; es, después del hidrógeno, el elemento más abundante en el universo. Se encuentra principalmente en las estrellas, donde se sintetiza con el hidrógeno mediante una fusión nuclear.

##### 2.1.1. Propiedades físicas y químicas

A temperatura ambiente el helio es un gas incoloro, inodoro, no inflamable e insípido. Es ligeramente soluble en agua y más ligero que el aire.

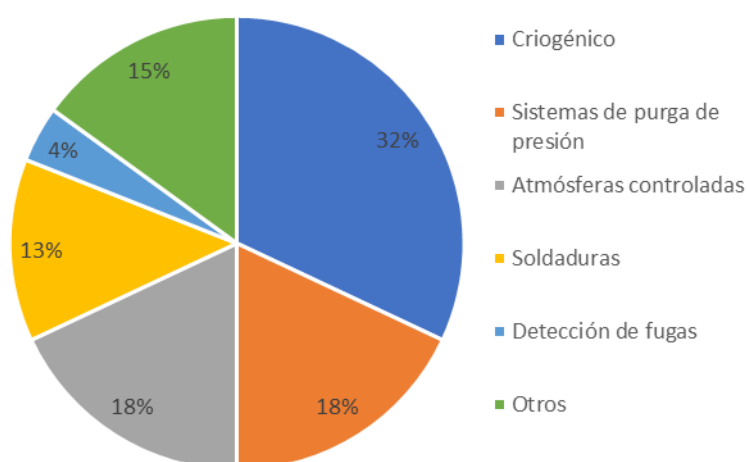
Existen 6 isótopos, pero solo dos son estables, Helio 3 y Helio 4, siendo este último el más abundante en la atmósfera terrestre. El resto de los isótopos son radioactivos. Además, es considerado una fuente no renovable, ya que se produce por la descomposición de minerales radioactivos, por lo que la producción y acumulación es muy lenta. En la Tabla 2.1 se recogen las propiedades más relevantes del helio.

**Tabla 2. 1.** Propiedades del helio <sup>[2-4]</sup>

<b>Propiedad</b>	<b>Valor</b>	<b>Propiedad</b>	<b>Valor</b>
<b>Peso molecular (g/mol)</b>	4,003	<b>Fórmula</b>	He
<b>T ebullición (°C) (P=1 atm)</b>	-268,9	<b>T fusión (°C) (P=1 atm)</b>	-272,2
<b>Punto triple</b>	T= -270,98 °C P= 5 e <sup>-05</sup> bar	<b>Punto crítico</b>	T= -267,95 °C P= 2,3 bar
<b>Solubilidad (T= 0°C)</b>	0,97 mL/ 100 mL	<b>Solubilidad (T= 0°C)</b>	1,08 mL/ 100 mL
<b>Densidad (g/L)</b>	0,178	<b>Viscosidad</b>	No medible
<b>Entalpía de fusión (kJ/mol)</b>	0,0138	<b>Entalpía de vaporización (kJ/mol)</b>	0,0829

### 2.1.2. Aplicaciones y usos

El helio tiene aplicaciones industriales, militares, aeroespaciales y científicas, debido a sus propiedades de gas noble. En la Figura 2.2, se muestran los porcentajes de los distintos usos que representan el consumo de helio en EE. UU. en 2011<sup>[5]</sup>.



**Figura 2.2.** Consumo de helio en EE. UU en 2011

Como se aprecia en la Figura 2.2 las principales aplicaciones del helio son <sup>[6]</sup>:

- a) Imágenes por resonancia magnética (IRM) y magnética nuclear (RMN). El helio se utiliza como refrigerante de los superconductores magnéticos por sus bajos puntos de fusión y ebullición.
- b) Sistemas de presurización y de purga. Como el helio permanece en estado gaseoso a bajas temperaturas, se utiliza en tanques y sistemas de combustible.
- c) Por su baja reactividad, en procesos de fabricación y reparación cuando se necesita una atmósfera inerte.
- d) Protección de metales calientes de la oxidación y otras reacciones que pueden producirse a altas temperaturas.
- e) Detección de fugas, ya que, en el caso de existir una grieta, el helio se escaparía por su baja viscosidad y tamaño molecular.

## 2.2. Materia prima. El gas natural.

El gas natural (GN) es una mezcla estable de gases, con composición variable, aunque el componente mayoritario es metano ( $\text{CH}_4$ ). El gas natural reacciona bruscamente con materiales oxidantes y es un gas asfixiante. Se encuentra en formaciones geológicas porosas, denominadas bolsas. Estas pueden ser de tres tipos: gas seco (sin hidrocarburos superiores, que podrían condensar tras la extracción), gas licuado (con hidrocarburos en estado líquido a condiciones atmosféricas) y petróleo (combinación de gas en la parte superior, y líquido en la parte inferior).

La Tabla 2.2 muestra las propiedades físico-químicas del gas natural comercializado por Enagás.

**Tabla 2. 2.** Propiedades físico-químicas del gas natural <sup>[7]</sup>.

<b>Propiedad</b>	<b>Valor</b>	<b>Propiedad</b>	<b>Valor</b>
<b>Aspecto</b>	Gas licuado	<b>Punto inflamabilidad</b>	-188 °C (1 bar)
<b>Color</b>	Incoloro	<b>Densidad</b>	0,7-0,85 kg/m <sup>3</sup>
<b>Olor</b>	Inodoro	<b>Presión vapor</b>	1,47 bar
<b>Punto de fusión</b>	-183 °C (1 bar)	<b>Límites explosión</b>	LEL: 4,14 UEL: 17% vol
<b>Punto de ebullición</b>	-161 °C (1 atm)	<b>Solubilidad en agua</b>	Insoluble

En la Tabla 2.3 se exponen algunas composiciones de gas natural de diversa procedencia.

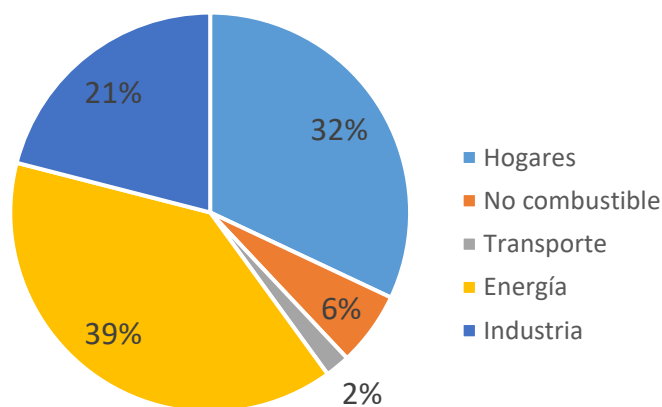
**Tabla 2. 3.** Composición del gas natural en función del yacimiento <sup>[8-9]</sup>.

Localización del yacimiento	Composición (% molar)			
	He	C <sub>m</sub> H <sub>n</sub>	N <sub>2</sub>	CO <sub>2</sub>
<b>Texas (EE. UU.)</b>	1,17	66,2	31,1	0,1
<b>Kansas (EE. UU.)</b>	0,44	81,8	17,6	
<b>Alberta (Canadá)</b>	0,53	93	6,0	0,5
<b>Polonia</b>	0,6	56	43	0,4
<b>Australia</b>	0,21	97,5	2,3	0,1
<b>Argelia</b>	0,8	93,6	5,8	0,2
<b>Urengoi (Rusia)</b>	0,055	94,2	5	0,03

La composición del gas natural varía dependiendo del yacimiento. Además del metano, otros componentes importantes son los hidrocarburos parafínicos. De especial importancia para este trabajo es la presencia habitual de helio y, junto a él, de otros gases como nitrógeno, sulfuro de hidrógeno, etc.

El consumo de gas natural ha venido aumentando significativamente desde que, a mediados del siglo pasado, comenzó a usarse masivamente. Actualmente, el gas natural es una de las fuentes de energía más utilizadas. Su uso va en aumento debido a la tendencia mundial a reducir la contaminación y la huella de carbono. Según el World Energy Outlook (WEO) de la Agencia Internacional de la Energía (AEI), el consumo seguirá aumentando y pasará de 120 trillones de metros cúbicos (Tfc) en 2012 a 203 Tfc en 2040 <sup>[10]</sup>.

Debido a su alto poder calorífico, a su bajo efecto contaminante y a su combustión regulable, se utiliza ampliamente. La Figura 2.3 muestra la distribución porcentual de los diferentes usos <sup>[11]</sup>.

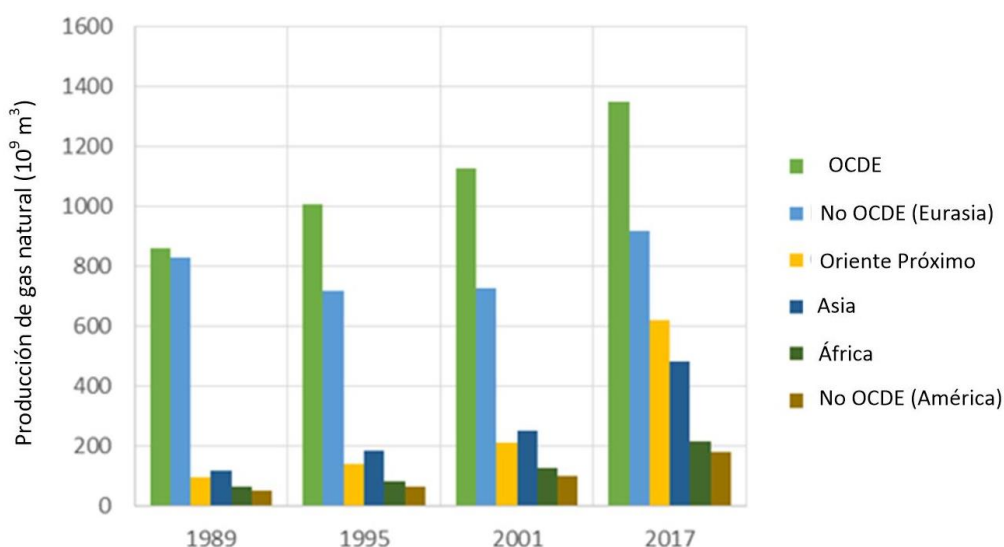


**Figura 2. 3.** Distribución del consumo de gas natural por sectores.

Como se observa en la Figura 2.3, el gas natural se utiliza, principalmente, en procesos industriales y en la producción de energía. Recientemente ha empezado a usarse también en el transporte. Aunque su importancia sigue siendo escasa respecto al consumo industrial y energético, se espera un incremento notable en su uso en el transporte en el futuro.

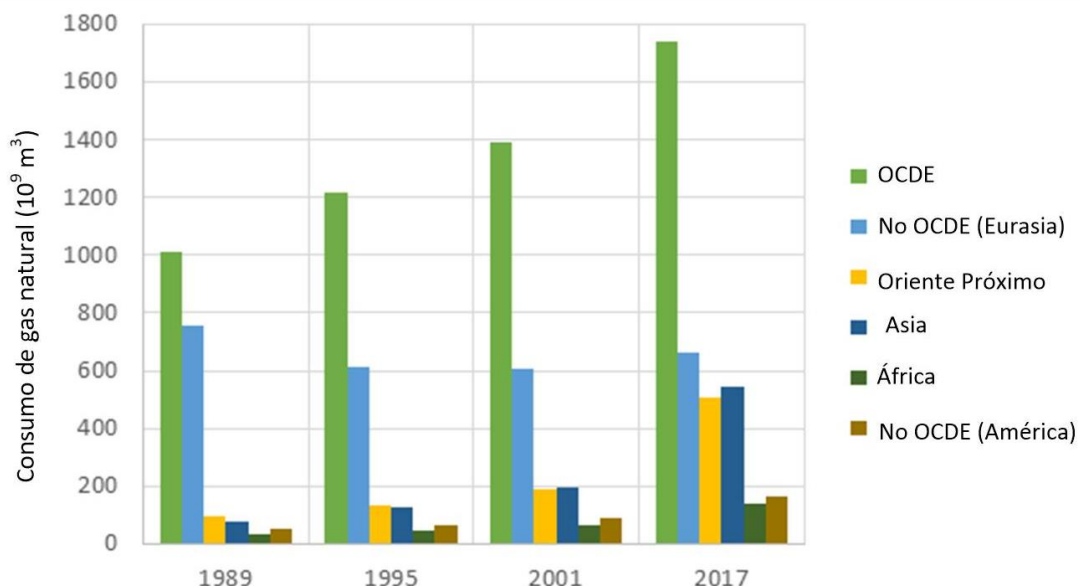
En las Figuras 2.4 y 2.5 se reflejan la producción mundial de gas natural y su consumo mundial para el mismo periodo, respectivamente, entre 1989 y 2017 <sup>[11]</sup>.

Como se observa en la Figura 2.4, la producción de gas natural ha aumentado en todos los grupos de países, especialmente en Oriente Próximo y Asia. La Organización para la Cooperación y el Desarrollo Económicos (OCDE) permanece como principal productora mundial.



**Figura 2. 4.** Producción de gas natural. Años seleccionados 1989, 1995, 2001 y 2017.

De acuerdo con los datos suministrados por la AEI, el consumo de gas natural también ha aumentado en todos los grupos de países, (véase la Figura 2.5). Como se comentó anteriormente, dicho aumento obedece al creciente uso del gas natural tanto en procesos productivos diversos como en el consumo doméstico. A este respecto, dicho uso creciente refleja el objetivo de reducir la dependencia del carbón en muchos países <sup>[12]</sup>.

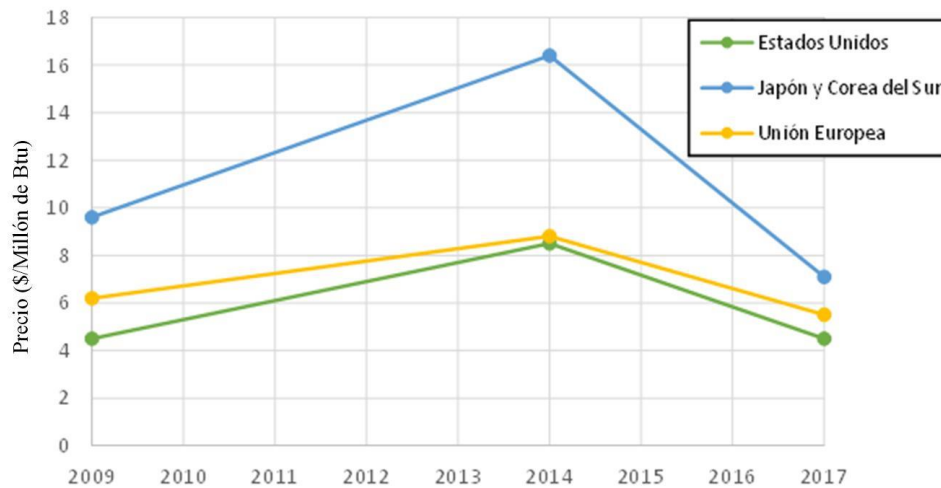


**Figura 2. 5.** Consumo de gas natural. Años seleccionados 1989, 1995, 2001 y 2017.

La producción de gas natural ha crecido especialmente en los países de la OCDE y de Oriente Próximo. En este último se han descubierto en los últimos años nuevos depósitos. La OCDE y Oriente Próximo contribuyen con un 50 % a la producción mundial <sup>[11]</sup>.

En 2017 se alcanzó una producción mundial de 3.768 billones de metros cúbicos (Bmc); esto corresponde a un 3,6 % más que en 2016. La demanda alcanzó un valor de 3.757 Bmc en 2017; registrándose un aumento del 3,2% respecto al año precedente <sup>[12]</sup>.

La Figura 2.6 representa la evolución del precio del gas natural licuado entre 2009 y 2017 <sup>[10]</sup>.

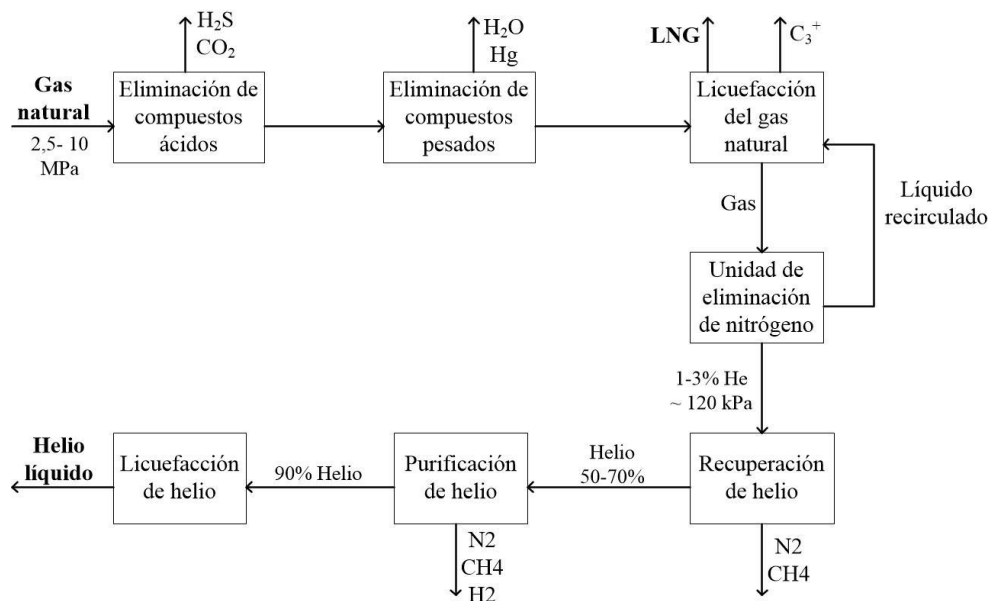


**Figura 2. 6.** Evolución del precio del gas natural entre los años 2009 y 2017.

Puede observarse que la diferencia de precios entre la Unión Europea (UE) y EE. UU. es escasa y se mantiene constante. La diferencia de precios con Japón y Corea del Sur fue significativa hasta 2014 y después se ha reducido sustancialmente. La convergencia mundial de precios observada en 2017 se debe al aumento de la capacidad global de licuefacción.

### 2.3. Estudio de los procesos industriales

Como se ha mencionado anteriormente, el helio se obtiene a partir del gas natural. Su obtención tiene sentido económico cuando la concentración molar del helio supera el 0,2% <sup>[9]</sup>. En la Figura 2.7 se muestra de forma esquemática un proceso de recuperación de helio a partir de gas natural <sup>[13]</sup>. El proceso consta de siete etapas:



**Figura 2. 7.** Esquema de producción de helio.

1. Pretratamiento del gas natural para eliminar contaminantes e impurezas como  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{H}_2\text{S}$ .
2. Eliminación de compuestos y metales pesados.
3. Refrigeración y licuefacción del gas natural a fin de eliminar hidrocarburos pesados y obtener gas natural licuado (GNL).
4. Eliminación del nitrógeno y recuperación del helio (NRU).
5. Aumento de la concentración de helio mediante la eliminación de impurezas restantes.
6. Purificación del helio.
7. Licuefacción del helio.

Este proceso se aplica en fase gas y se dividen en tres categorías: fraccionamiento criogénico, adsorción por cambio de presión (PSA) y separación mediante membranas.

### 2.3.1. Recuperación de helio por fraccionamiento

En este proceso, el gas natural se enfría en diferentes etapas hasta que todos los compuestos, a excepción del helio, han condensado. La recuperación es cercana al 90% y la concentración de al corriente de salida estará determinada por los valores mínimos de presión y temperatura. El helio obtenido se denomina Helio de Grado-A (99,995% de pureza).

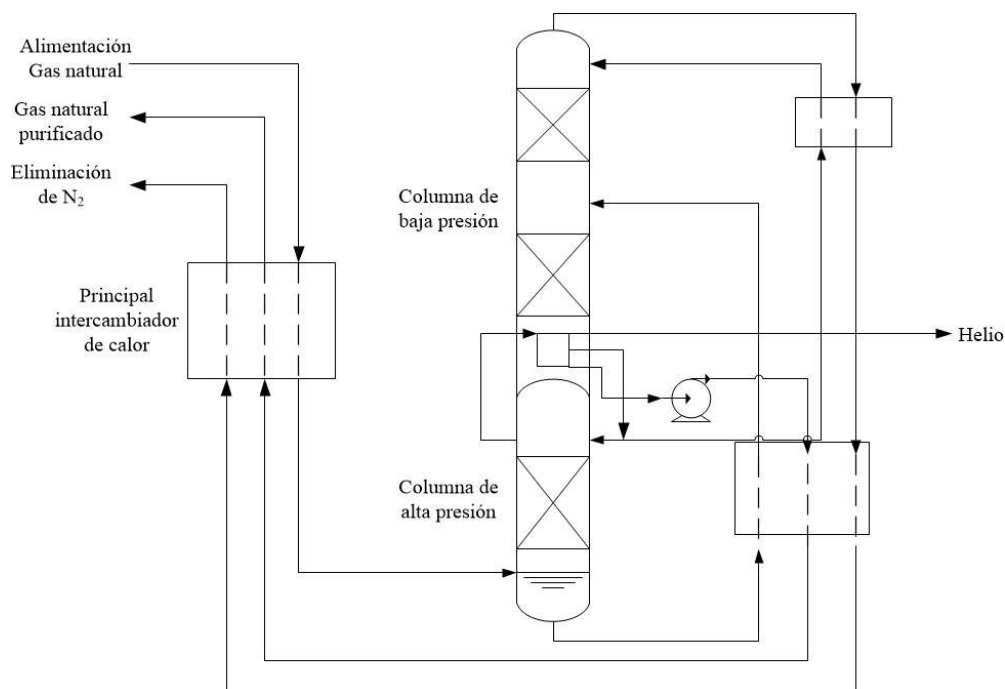
Este tipo de proceso se utiliza principalmente en la NRU. Son cuatro los principales métodos criogénicos<sup>[14-16]</sup>:

- 1) *Flash* multifásico: el nitrógeno y helio son eliminados de la alimentación de gas natural licuado (GNL) mediante una reducción de presión a lo largo de una serie de tanques “flash”. El helio es vaporizado en cada fase junto con el nitrógeno. El GNL se utiliza para calentar la alimentación del proceso. Las concentraciones de helio en bruto dependen de la caída de presión, de la composición de la alimentación y del cambio de temperatura.
- 2) Bomba de calor con una columna: el gas natural es enfriado en el intercambiador de calor criogénico principal (MCHE) antes de entrar al proceso. El gas natural, una vez enfriado, se alimenta a la columna de alta presión, que trabaja a una presión de entre 13 y 28 bar. La corriente gaseosa que se elimina por la cabeza de la columna contiene nitrógeno y helio. Además, existe un lazo cerrado que utiliza metano como fluido calefactor para suministrar calor a la caldera y al

condensador. Se obtiene así una corriente rica en nitrógeno que contiene entre el 1 y el 3 % de helio. El porcentaje depende de la composición y condiciones de la corriente de alimentación.

3) Doble columna: el gas de alimentación se enfría en el intercambiador de calor criogénico por efecto del producto proveniente de la columna de alta presión. Esta columna trabaja a una presión de entre 10 y 25 bar. El helio recuperado proviene de la corriente de alimentación. El esquema de este proceso se muestra en la Figura 2.8.

4) Cíclico de doble columna: comparte características con el método anterior.



**Figura 2. 8.** Esquema del proceso de proceso doble columna <sup>[14]</sup>.

### 2.3.2. Adsorción por cambio de presión (PSA)

La adsorción es una operación de separación que se basa en la retención de los gases en la superficie de sólidos porosos. Se utiliza principalmente en las etapas de pretratamiento, de eliminación de nitrógeno y de mejora y purificación <sup>[14-16]</sup>.

Dentro de los componentes del gas natural, el helio es el componente con menor afinidad por adsorción, por lo que este proceso consistirá en la adsorción por cambio de presión (PSA) del resto de componentes.

Un adsorbente de PSA puede tener varias capas diferentes para la eliminación de los componentes, por ejemplo: el gel de sílice elimina el agua, el carbón activado el CO<sub>2</sub> y la zeolita 5-A, el metano y nitrógeno. Cuando el sólido se satura, el adsorbente debe

regenerarse. Para mejorar la vida útil del lecho, la corriente de alimentación de ser preconcentrada aproximadamente al 90% de He.

### 2.3.3. Separación mediante membranas

Esta operación consiste en la separación de la mezcla de gases mediante membrana. La capacidad de la membrana para separar los componentes de una mezcla gaseosa depende de su selectividad, de la solubilidad y del coeficiente de difusión del gas <sup>[14-16]</sup>.

A causa del pequeño diámetro molecular del helio en comparación con los otros componentes del gas natural, su difusividad y su permeabilidad permiten una buena separación, la cual se puede llevar a cabo cuando se combinan dos o tres etapas en serie con recirculación. La recirculación es necesaria porque este proceso no puede lograr simultáneamente una alta pureza y un alto rendimiento. Si se introdujesen más etapas, la caída de presión sería demasiado elevada y se necesitarían compresores entre unas y otras etapas.

### 2.3.4. Selección razonada del proceso

La selección del proceso dependerá de varios factores tales como: factores económicos, el caudal de alimentación o el contenido de helio en la corriente de gas natural. A continuación, se indican una selección de las ventajas y limitaciones más importantes de cada uno de los procesos descritos anteriormente. Tras ello se elige el más apropiado para este proyecto.

Actualmente, el proceso más utilizado es el fraccionamiento criogénico, aunque poco a poco se está implementando en mayor medida la adsorción por cambio de presión, de la separación mediante membranas aún no está implementado industrialmente, ya que el contenido en helio en la corriente de entrada debe ser elevado. En la Tabla 2.4, se muestran las ventajas y limitaciones de los procesos mencionados anteriormente.

**Tabla 2. 4.** Ventajas y limitaciones de los procesos tecnológicos.

<b>Proceso tecnológico</b>	<b>Ventajas</b>	<b>Limitaciones</b>
<b>Fraccionamiento criogénico</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Tecnología desarrollada y ampliamente utilizada</li> <li>- He recuperado con alta pureza 95%-99,9%</li> <li>- Fácil escalado para instalaciones de gran tamaño</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Gran inversión de capital</li> <li>- Alto requerimiento de energía</li> </ul>
<b>Adsorción por cambios de presión (PSA)</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Bajo requerimiento de energía</li> <li>- No hay cambio de fase</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Mejor para la purificación que para la recuperación del He</li> <li>- Menor pureza del He recuperado</li> <li>- Alimentación gaseosa de alta pureza</li> </ul>
<b>Separación por membranas</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- No hay cambio de fase</li> <li>- Bajo requerimiento de energía</li> <li>- Escaso impacto medioambiental</li> <li>- Pocos costes de capital</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Alimentación gaseosa de alta pureza para evitar que la membrana se dañe</li> <li>- Necesita de mayor investigación antes de ser comercializado</li> <li>- Altos costes operacionales</li> </ul>

Teniendo en cuenta las ventajas y limitaciones respectivas de los procesos se elige el fraccionamiento criogénico, lo que obliga a seleccionar el tipo de columna. Se opta por el proceso de doble columna, (Figura 2.8), una de alta presión y otra de baja presión, ya que la corriente de helio obtenida puede alimentar directamente a las etapas de licuefacción y purificación.

## 2.4 Estudio de mercado

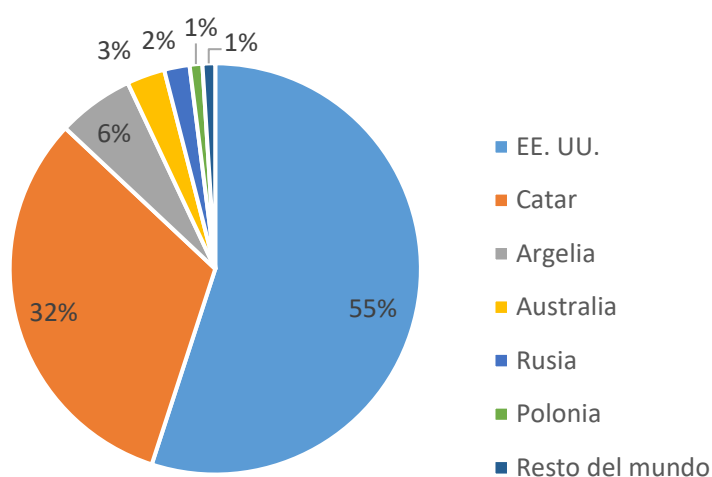
A continuación, se analizarán tanto la producción y consumo actual como las proyecciones a futuro de ambas. También se analiza la evolución de los precios y, teniendo en cuenta los datos proporcionados por la Oficina de Administración de Tierras (BLM) se muestra una proyección de los mismos.

### 2.4.1. Análisis de producción y consumo

El helio es uno de los elementos más abundantes del universo, constituye alrededor del 23 % de toda la materia. Las dos fuentes de helio son los depósitos de gas natural y la

atmósfera terrestre, donde se encuentra presente con una concentración de 5,2 ppm. El helio solo se extrae del aire en casos excepcionales, ya que su concentración en el gas natural es entre 100 y 1000 veces mayor. Su obtención por este medio no permitiría cubrir la demanda <sup>[17]</sup>.

El mercado mundial del helio es un oligopolio, pues hay un pequeño grupo de grandes productores. Se caracteriza por una producción limitada y la escasez de las reservas. La producción total de helio en EE. UU. depende de no más de 20 plantas de licuefacción de gas natural, situadas en, Polonia, Rusia, Argelia, Catar y Australia. La Figura 2.9 muestra la distribución mundial de la producción de helio <sup>[16]</sup>.

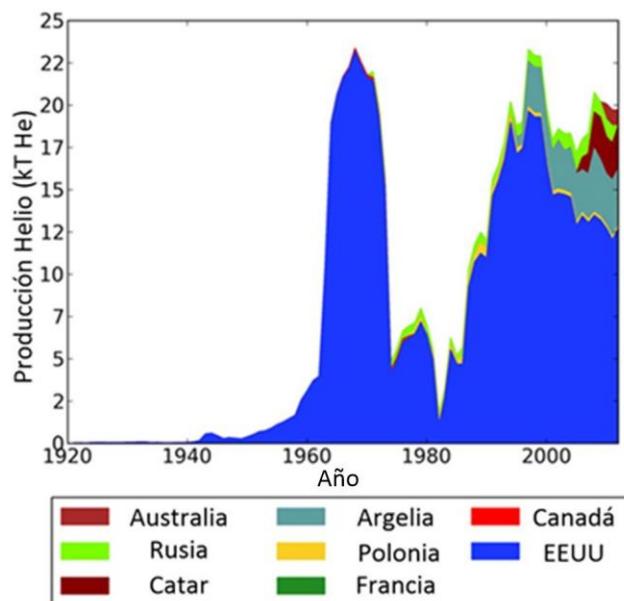


**Figura 2. 9.** Producción de helio en 2017.

Dentro de las reservas de gas natural ricas en helio, cabe destacar las de EE. UU., con una capacidad de 4,28 Bcm, las de Catar, con 10,08 Bcm y las de Rusia, con 1,68 Bcm.

EE. UU. ha desempeñado un papel muy importante en el mercado mundial del helio debido a la serie de políticas adoptadas desde hace tiempo <sup>[18]</sup>. Por ejemplo, la “Helium Act 1925”, que concedió en exclusiva la experimentación, la producción, la purificación e investigación al Departamento de Interior de los EE. UU, o la “Helium Privatization Act of 1996”, que estableció en 2015 la venta de las reservas federales al sector privado.

La Figura 2.10 muestra la producción mundial por países desde 1920 hasta casi la actualidad <sup>[19]</sup>.



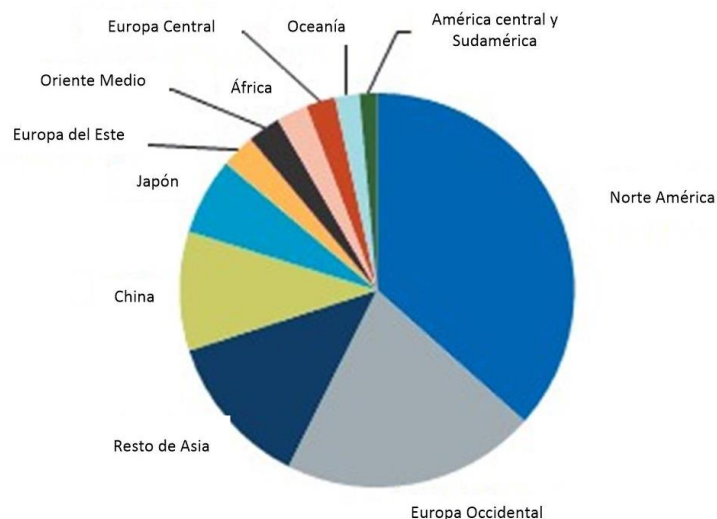
**Figura 2. 10.** Evolución de la producción mundial de helio por países

La realización de este gráfico ha tropezado con el hecho de que, para ciertos periodos, sólo se han podido obtener valores para la producción bruta de helio, no existiendo información sobre las pérdidas. Además, para otros periodos, la producción de helio se ha obtenido a partir de los datos de ventas, ya que no se han encontrados datos de producción.

Como se puede observar, EE. UU. ha sido con diferencia el mayor productor de helio a lo largo de la historia. Cabe destacar la elevada producción a partir de 1960, que se puede explicar por las aplicaciones militares del helio y la carrera espacial en el contexto de la Guerra Fría. El nuevo crecimiento de finales de la década de 1980 y comienzos de la de 1990 obedece, entre otros actores ya mencionados, a la difusión generalizada del uso de las máquinas de IRM y RMN.

La irrupción de los nuevos productores ocurrió, principalmente, a comienzos del siglo XXI, cuando Catar y Argelia construyeron nuevas plantas y aumentaron su capacidad de producción. Por otra parte, en 2013, se aprobó el proyecto “Qatar Helium II” <sup>[20]</sup>, que convirtió a Catar en el segundo productor mundial de helio.

La Figura 2.11 representa el consumo mundial de helio en 2015 <sup>[21]</sup>. En ese año aproximadamente el 25-30% del consumo global fue en forma líquida.

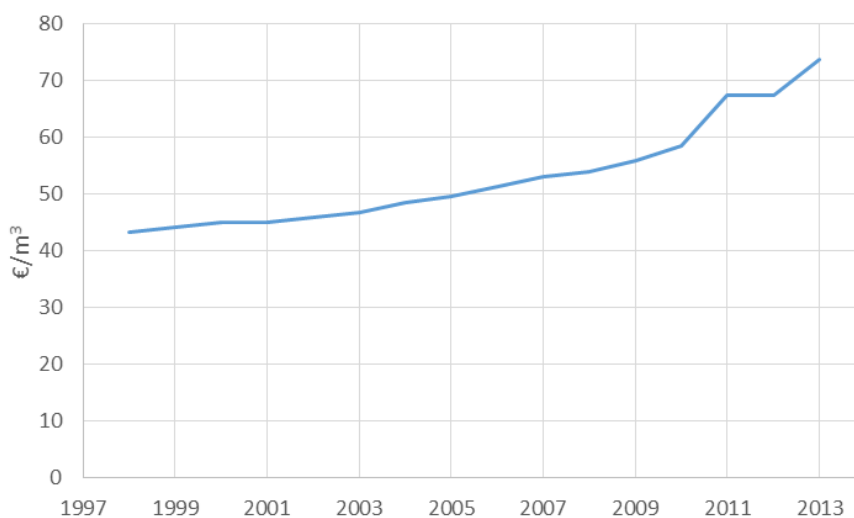


**Figura 2. 11.** Consumo de helio por países.

Las principales regiones consumidoras son Norte América, Europa Occidental, China y Japón. En estos países, las principales aplicaciones consisten en IRM, semiconductores, fabricación de pantallas planas, gas de soldadura y fibra óptica.

#### 2.4.2. Análisis de precio y proyecciones del helio

En cuanto al precio, los datos obtenidos proceden del BLM. El último dato disponible corresponde a 2013. En ese año, el precio del helio alcanzó los 2,67 €/m<sup>3</sup> [22,23]. En la Figura 2.12, se muestra la evolución del precio del helio desde 1998 hasta 2013.

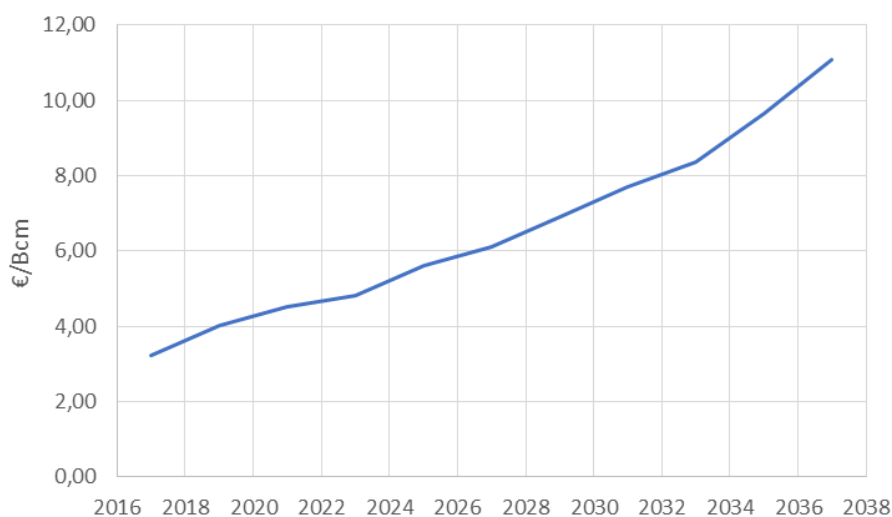


**Figura 2. 12.** Precios del helio desde 1998 hasta 2013.

Puede apreciarse que el precio del helio ha crecido con los años. En la última década hay que destacar dos aumentos notables: el primero entre mediados de 2010 y 2011, cuando el precio se elevó en 10,25 €/m<sup>3</sup>; y el segundo en 2013, al incrementarse en un

11%. Durante la segunda mitad de 2011 y 2012, el precio se mantuvo constante <sup>[23]</sup>. Así pues, el mercado del helio está experimentando una transformación en esta década a causa de la construcción de nuevas plantas y al progreso tecnológico en la extracción y la recuperación del mismo.

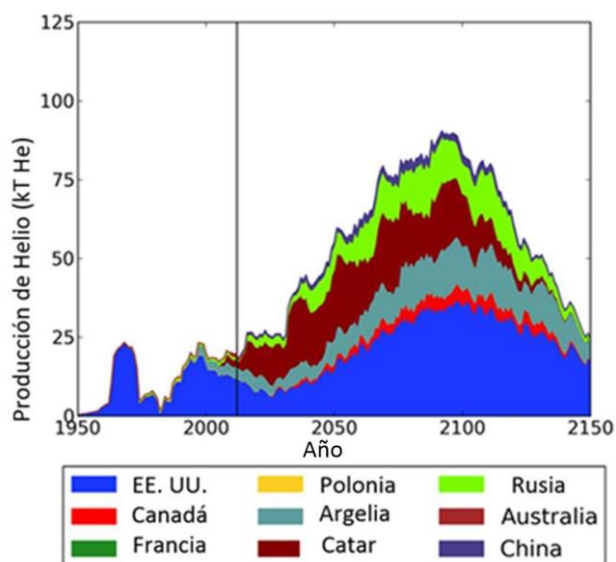
Según el BLM, el precio del helio no está fijado por la demanda y la oferta, sino por la necesidad del gobierno de los EE. UU. de recuperar el dinero invertido tiempo atrás en la Reserva Federal de Helio (HFR) <sup>[23]</sup>. En la figura 2.13 se presenta una predicción del precio entre 2017 y 2037 basada en el supuesto de que su crecimiento sea equivalente al estimado por Edison Investment Research para 2000-2017 <sup>[24]</sup>. Inevitablemente, una predicción a tal plazo está sujeta a un amplio margen de error. A la vista de lo expuesto con anterioridad es poco probable que su precio decrezca o disminuya.



**Figura 2. 13.** Proyección del precio del helio

Una proyección de muy largo plazo de la producción de helio es la propuesta por Mohr y Ward –véase Figura 2.14. <sup>[18]</sup>

Esta predicción indica que la producción continuará aumentando hasta alcanzar un máximo entre 2090 y 2100. Ese máximo sería sustancialmente mayor que el consumo actual. Ello sería posible gracias a la recuperación y la expansión posterior de los EE. UU. y a que nuevos productores vendrán a sumarse en los próximos años Según esta predicción, no existirán problemas de oferta de helio hasta 2060-2075 o 2090-2100 <sup>[19]</sup>.



**Figura 2. 14.** Proyección a futuro de la producción de helio.

Como se ha mencionado anteriormente, el cierre previsto para 2021 de la HFR de los EE. UU. hace dudar de la anterior predicción, ya que actualmente la HFR produce el 30% del total mundial. Su cierre provocaría cambios importantes en las condiciones del mercado internacional [25].

A fin de evitar una futura escasez de helio, deberían promulgarse leyes que aseguren una explotación adecuada de los depósitos de gas natural ricos en helio y adoptasen mejoras productivas que eviten que el helio se escape a la atmósfera. Además, sería conveniente que fuera considerado un elemento estratégico y, por tanto, se formasen reservas suficientes para garantizar el consumo futuro. A este respecto, en 2017, la Unión Europea, más concretamente la Agencia Europea de Sustancias y Mezclas Químicas (ECHA) incluyó el helio en la “Lista de Materias Primas Críticas” [26-27].

En cuanto al consumo, se espera que siga creciendo al 2% por año. Esta tasa se espera que sea mayor en Asia a causa de su especialización industrial en la fabricación de dispositivos electrónicos, pantallas planas y fibras ópticas.

### 2.5. Localización de la planta

Para la selección de la localización han de tenerse en cuenta la relación oferta-demanda de las materias primas y del producto a obtener, los precios, además de factores tecnológicos y ambientales.

Teniendo en cuenta los factores anteriormente citados, el país seleccionado para situar la planta de helio es Polonia. A continuación, se expondrán los motivos por los que se ha elegido este país.

Un factor muy importante a tener en cuenta es la disponibilidad de materias primas [11,12]. Según la Figura 2.9, Polonia se encuentra entre los productores mundiales más importantes de helio. En 2017, produjo 0,75 millones de m<sup>3</sup>. Además, cuenta con yacimientos propios; en 2017 se estimaron sus reservas en 24,37 millones de m<sup>3</sup> [28].

Polonia está muy cerca de Europa Occidental, que es el segundo consumidor de helio (20% del total mundial) y se espera que en el futuro su consumo siga aumentando. Al mismo tiempo, situar la planta en Polonia permitiría cierta independencia ante cualquier modificación de los flujos de mercado actuales.

Polonia ha experimentado una larga fase de crecimiento económico sostenido. En los últimos años el PIB per cápita ha aumentado casi un 150 % más que en ningún otro país de Europa [29]. Otro factor importante es la mano de obra. Polonia es uno de los cuatro países europeos con los salarios más bajos, un 23,6 % inferiores a la media de la Unión Europea; en 2017 el salario medio anual fue de 11.644€ [30].

Desde el punto vista medioambiental, Polonia, a pesar de su crecimiento económico, no ha aumentado las emisiones contaminantes. Entre sus grandes estrategias nacionales con el horizonte en 2020, hay una de seguridad medioambiental, que vincula *“la calidad de vida y el medioambiente con el desarrollo sostenible del sector energético”* [31].

Una vez seleccionado el país, se ha elegido la localización concreta de la planta. Se ha decidido situar la planta en el municipio de Odolanów, que dista poco más de 300 km de Varsovia, y a una distancia menor de la frontera con Alemania. Este municipio se encuentra en el centro-oeste de Polonia, en una zona denominada la Gran Polonia, y contaba con 14.655 habitantes en 2019. En la Figura 2.15 se muestra la ubicación exacta de dicho municipio [32].

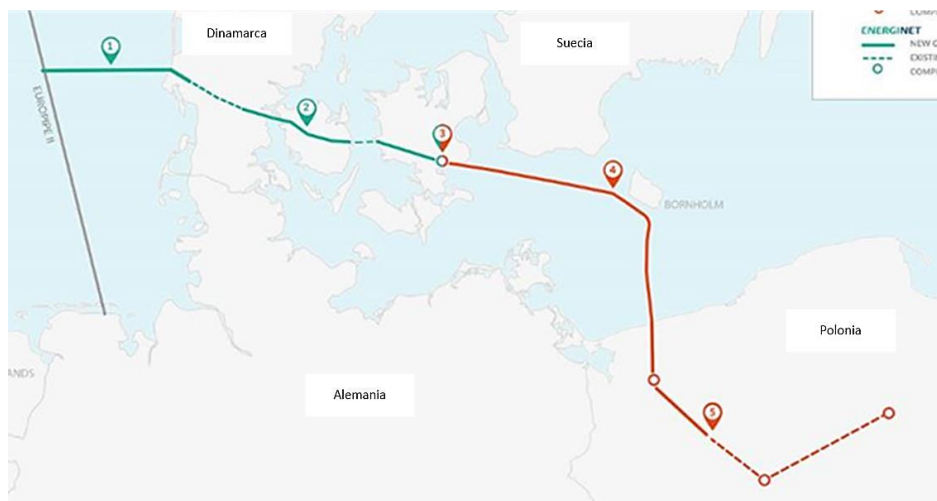


**Figura 2. 15.** Mapa de Polonia.

Odolanów dispone ya de una planta perteneciente a la Compañía Polaca de Gas y Petróleo SA (Polskie Górnictwo Naftowe i Gazownictwo SA, PGNiG) <sup>[33,34]</sup>, líder en el mercado del gas natural en Polonia. Se trata de una de las plantas más importantes en la producción de helio del mundo. Según PGNiG esta planta se caracteriza por el uso de tecnología avanzada con una mano de obra altamente cualificada.

Debido al Proyecto del gasoducto del Báltico, cofinanciado por la UE y que está a pleno rendimiento desde 2020, y al puerto de Świnoujście, el abastecimiento de gas natural de la planta está garantizado <sup>[35]</sup>. En 2017, llegaron por esta vía 10 Bcm. Ello supone una disminución de la dependencia del gas natural ruso. La producción y el comercio de gas en 2017 fue de 26,8 Bcm <sup>[28]</sup>.

En la Figura 2.16, se muestra la extensión del gasoducto del Báltico. En ella se muestran los diferentes sectores, tanto en tierra como en alta mar, del proyecto. Para este trabajo, el sector de interés es el (5), ya que es la expansión del sistema de transmisión de gas en Polonia.



**Figura 2. 16.** Gaseoducto del Báltico <sup>[35]</sup>.

El gas natural se vende tanto internamente como a mercados internacionales, especialmente el europeo. Este comercio de gas natural se realiza a través de tuberías o en forma de energía eléctrica. Por su parte, el helio se comercializa en forma de líquido o como gas licuado en tanques cilíndricos o a través de tubos a altas presiones.

### 2.6 Capacidad de la planta

El tamaño de la planta viene determinado, principalmente, por la demanda actual, las previsiones de crecimiento del mercado, la localización y los recursos financieros.

Aunque Polonia no es uno de los principales productores de helio, sí es el único productor europeo <sup>[23]</sup>. La búsqueda de plantas productoras de helio en Polonia solo ha arrojado una: la de Odolanów. Actualmente, la producción de Odolanów es de 1,24 t/año. Por ello parece razonable, a la vista de las proyecciones del consumo futuro de helio aumentar su producción hasta una capacidad de producción de 1,40 t/año.

La recuperación mínima es de un 85 %, por lo que para este trabajo, se ha optado por una recuperación del 95%. Además, se ha considerado un periodo activo de 330 días al año. Es necesario conocer el caudal másico de gas natural que alimenta a la planta para obtener la producción mencionada anteriormente. Tras los cálculos correspondientes, se ha obtenido que el caudal de alimentación debe ser de 1945 t/a.

## CAPÍTULO 3

### MEMORIA TÉCNICA

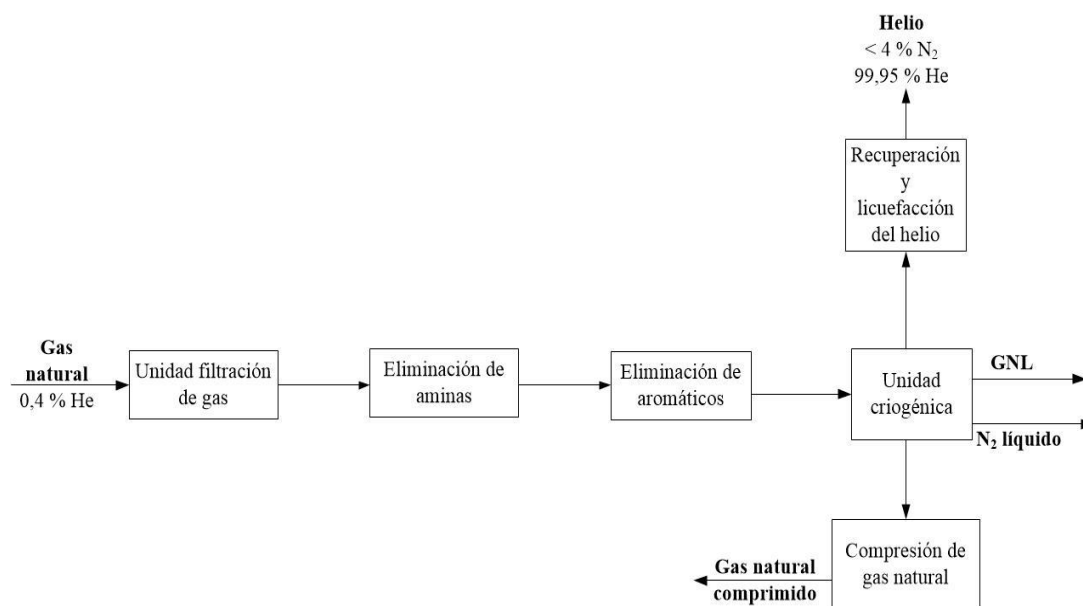
En este capítulo, en primer lugar, se describe el diagrama de bloques y se detalla el proceso estudiado. Además, se realiza el diagrama de flujo y los balances de materia y energía. A continuación, se diseñan los equipos que intervienen en la destilación, se seleccionan las condiciones de operación, las dimensiones y el material de construcción y, se lleva a cabo un análisis HAZOP y un diagrama P&ID. Por último, al tratarse de fluidos criogénicos, se estudian las medidas de seguridad que deben tomarse en relación con la salud de los trabajos y de los residentes en los alrededores de las instalaciones de la planta.

#### 3.1. Diagrama de bloques

Como puede verse en la Figura 3.1. el gas natural crudo alimenta la planta desde la cabecera de suministro. La primera unidad de procesamiento se encarga de la eliminación de aminas. A continuación, pasa a un sistema de adsorción que elimina los hidrocarburos pesados. Este sistema consiste en dos adsorbedores, con un tamiz molecular y un sistema de regeneración de gas caliente.

Una vez se han eliminado las impurezas, se introduce en la unidad criogénica. En ella se separa el nitrógeno del metano, obteniéndose un gas (principalmente metano) con un contenido en nitrógeno inferior al 4%.

Además, un subproducto del proceso es helio crudo. Este se envía a la unidad de purificación y de licuefacción donde se adecúa para su posterior venta y distribución. Al final del proceso se obtiene helio líquido con una pureza del 99,95%.



**Figura 3. 1.** Diagrama de bloques

### 3.2. Descripción del proceso.

Este trabajo se centra en el diseño de la unidad de criogénica. Dentro de esta unidad, se pueden considerar tres etapas: la primera etapa consiste en la condensación parcial del metano y nitrógeno, ya que la volatilidad de estos componentes permite una fácil separación. En la segunda etapa, se separará el helio y el nitrógeno en una destilación súbita. Y, por último, se separa el nitrógeno del metano <sup>[36]</sup>. A continuación, se procede a la descripción de cada una de las etapas <sup>[16, 37-39]</sup>. El diagrama de flujo se recoge en el Anexo I.

#### 3.2.1. Primera etapa: Columna de alta presión (DC-201)

La corriente 1 corresponde a la alimentación del sistema, denominada “gas limpio”. Esta corriente, ha sido previamente tratada para eliminar las impurezas propias del gas natural ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{H}_2\text{S}$  e hidrocarburos más pesados), ya que las bajas temperaturas a las que opera la planta harían que solidificaran <sup>[40]</sup>. La composición de la corriente 1 queda recogida en la Tabla 3.1.

**Tabla 3. 1.** Composición del gas natural licuado.

Componente	Composición (% molar)
Helio	0,41
Metano	56,48
Nitrógeno	43,11

En la bibliografía consultada se ha encontrado que el contenido de  $N_2$  en la corriente de alimentación afecta a la calidad de las corrientes finales de He y  $CH_4$  [36-38]. Al aumentar el contenido en  $N_2$ , la volatilidad relativa entre los componentes se reduce, lo que dificulta ambas separaciones y el producto obtenido no cumple con la pureza deseada (98,5 %) [38]. Por otro lado, al disminuir el contenido de  $N_2$  el potencial de refrigeración disminuye porque hay menos  $N_2$  para expandirse [38].

La corriente 1 se introduce en el primer intercambiador de calor (E-201) donde se condensa y subenfía con las corrientes finales de  $N_2$  y  $CH_4$ , obteniéndose la corriente 2.

La corriente 2 pasa por una válvula de Joule-Thomson (V-201) donde se expande (corriente 3) para tener las condiciones adecuadas antes de alimentar a la columna de alta presión (DC-201) y evitar que se produzca la evaporación parcial.

La corriente 3 alimenta a la columna como líquido saturado. De la columna DC-201 se obtienen dos corrientes: el destilado rico en  $N_2$  y He (corriente 4) y el residuo rico en  $CH_4$  (corriente 5).

### 3.2.2. Segunda etapa: Separador líquido-vapor (F-201).

La corriente 4, destilado de la columna de alta presión, alimenta al separador líquido-vapor (F-201) donde tiene lugar la separación entre el nitrógeno y el helio. El helio corresponde a la corriente vapor (corriente 6) y el nitrógeno a la corriente líquida (corriente 9).

La corriente 9 se lleva al intercambiador E-207 donde intercambia calor con el destilado de la columna DC-202. Una vez se ha adecuado su temperatura, se introduce en la válvula V-202 para adecuar su presión antes de entrar en la columna DC-202 como una segunda alimentación.

Esta segunda alimentación favorece la separación entre el  $CH_4$  y el  $N_2$ , ya que entra por la parte superior de la columna. De esta manera, enriquece la corriente de vapor ascendente, obteniéndose una mayor composición de nitrógeno en el destilado.

### 3.2.3. Tercera etapa: Columna de baja presión (DC-202)

El residuo de la columna de alta presión, corriente 5, se subenfía en el intercambiador E-202, obteniéndose la corriente 7. Esta corriente se expande en la válvula V-203 antes de alimentar a la columna de baja presión (DC-202).

En esta columna tiene lugar la separación final entre el  $N_2$  y  $CH_4$ . El nitrógeno se obtiene como destilado (corriente 10) intercambia calor en el equipo E-202 para tener las condiciones adecuadas para ser obtenido como producto.

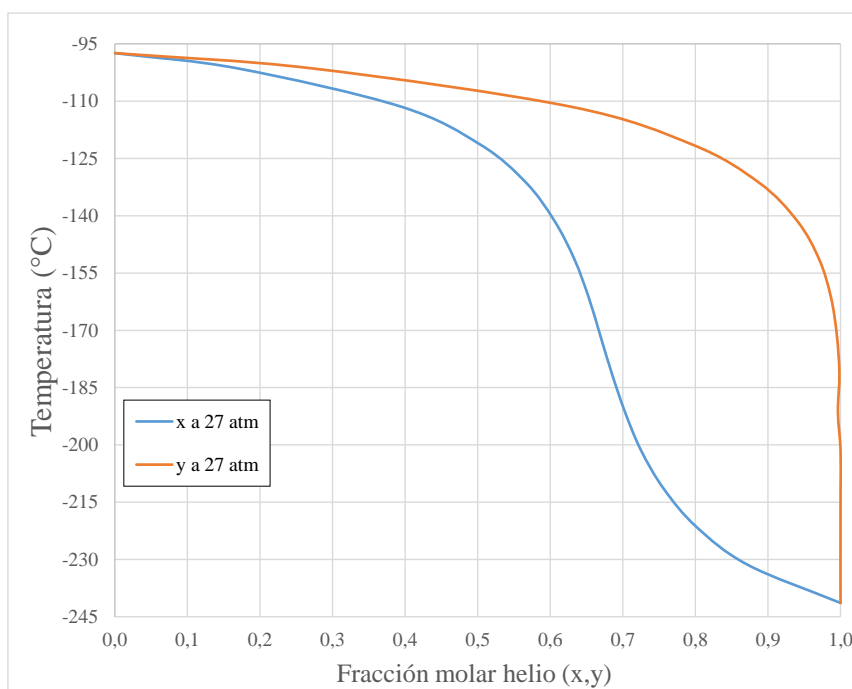
El metano se obtiene como residuo (corriente 13) y aumenta su presión mediante la bomba P-202A/B antes de intercambiar calor en E-201.

### 3.3. Análisis termodinámico.

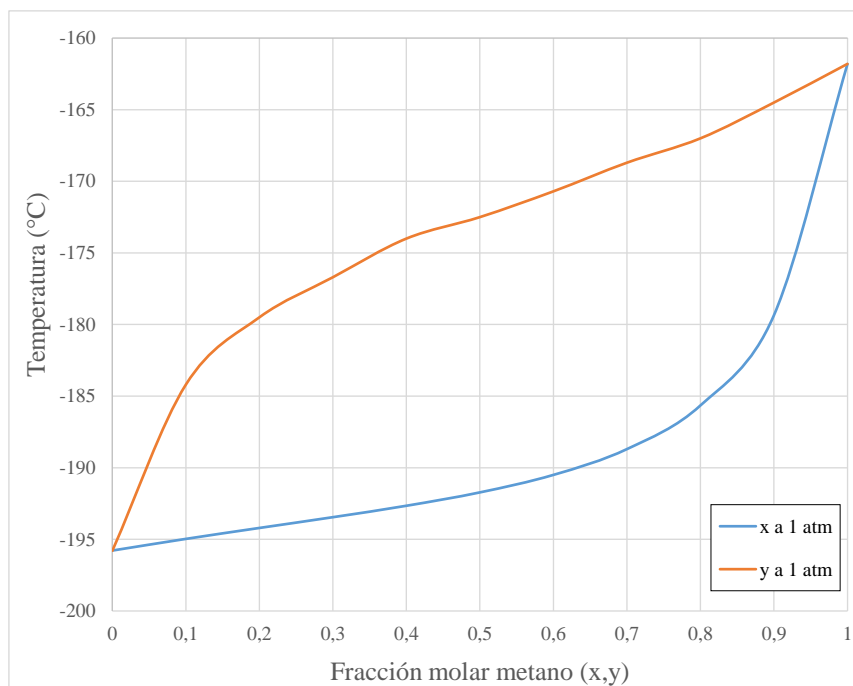
Para la selección del modelo termodinámico empleado en el proceso, se ha representado el diagrama T-xy de las mezclas binarias helio-metano y nitrógeno-metano a 27 y 1 atm, respectivamente.

El modelo termodinámico seleccionado para la realización y simulación del proceso se ha escogido siguiendo el algoritmo propuesto por Aspen Plus V10 [41]. Ya que los tres componentes del proceso son apolares y el modelo es real, se ha optado por seleccionar el modelo de Peng-Robinson.

Los diagramas se han obtenido a partir de los parámetros de interacción binaria del modelo de Peng-Robinson. Los diagramas T-xy se muestran a continuación.



**Figura 3. 2.** Diagrama T-xy de la mezcla helio-metano a 27 atm.



**Figura 3. 3.** Diagrama T-xy de la mezcla nitrógeno-metano a 1 atm.

Como se puede observar, a ambas presiones existe una zona de coexistencia líquido-vapor. Además, se puede observar que la mezcla no presenta ningún azeótropo, por lo que se pueden separar sin problemas mediante destilación.

#### 3.4. Balances de materia y energía.

Los balances de materia y energía se han realizado conociendo las especificaciones de entrada al sistema, las condiciones de operación de los equipos, el estado y la temperatura de las corrientes así como la fracción de vapor de las corrientes de salida de las válvulas. Los resultados se recogen en el Anexo II.

#### 3.5. Diseño de las unidades de destilación DC-201 y DC-202.

Para el diseño de las columnas de destilación se ha empleado el método aproximado de Fenske-Underwood-Gilliland (FUG) para realizar un diseño preliminar <sup>[42]</sup>.

Para el diseño riguroso de una destilación multicomponente se necesita resolver las ecuaciones “MESH” (masa, equilibrio, sumatorios y entalpía) etapa por etapa, para esto se requieren cálculos iterativos para determinar la temperatura de cada etapa. Como la resolución de estas ecuaciones es compleja se utiliza el módulo RADFRAC de Aspen Plus introduciendo los valores obtenidos con el método aproximado. Con los parámetros obtenidos se procede a dimensionar las columnas.

### 3.5.1. Diseño mediante método de Fenske-Underwood-Gilliland.

El primer paso es resolver los balances necesarios para obtener la producción especificada en el apartado 2.6. Para realizar los balances de materia se eligen dos compuestos clave: uno ligero y otro pesado. En la columna DC-201 serán el helio y el metano. Para resolver el balance global se utiliza la ecuación [3.1] y para el balance al componente ligero la ecuación [3.2].

$$A = D + R \quad [3.1]$$

$$A \cdot x_A = D \cdot x_D + R \cdot x_R \quad [3.2]$$

Para resolver las ecuaciones anteriores se sustituyen los valores conocidos, es decir, el caudal y composición de la corriente de alimentación. La resolución simultánea de los dos balances se obtiene el caudal de destilado (D) y del residuo (R). En la Tabla 3.2 se muestran las especificaciones de las columnas y los caudales obtenidos.

**Tabla 3. 2.** Especificaciones de las fracciones molares de las corrientes de destilado y residuo de las columnas.

Columna	Componente	Fracción molar destilado	Fracción molar residuo	Caudal destilado (kmol/h)	Caudal residuo (kmol/h)
DC-201	He	0,8	0,003	0,057	11,548
	CH <sub>4</sub>	0,003	0,567		
DC-202	N <sub>2</sub>	0,998	0,0076	4,957	6,593
	CH <sub>4</sub>	0,0013	0,992		

El caudal de residuo de la columna DC-201 es muy elevado, 11,55 kmol/h, debido a que la separación entre el nitrógeno y el metano, sus principales componentes, se produce en columna de baja presión.

Las condiciones de burbuja y de rocío se muestran en las ecuaciones [3.3] y [3.4]:

$$\sum_1^N y_i = 1; \sum_1^N x_i \cdot K_i = 1 \quad [3.3]$$

$$\sum_1^N x_i = 1; \sum_1^N \frac{y_i}{K_i} = 1 \quad [3.4]$$

La  $K_i$  representa el coeficiente de reparto entre líquido-vapor y se obtiene mediante la siguiente expresión:

$$K_i = \frac{\gamma_i \cdot \phi_i^L \cdot P_i^S \cdot (FP)_i}{\phi_i^V \cdot P} \quad [3.5]$$

donde  $\gamma_i$  es el coeficiente de actividad,  $\phi_i^S$  y  $\phi_i^V$  representan los coeficientes de fugacidad y  $(FP)_i$  es el factor de Poynting.

Se ha supuesto un comportamiento ideal del sistema por lo que  $\gamma_i = 1$ . Además, las condiciones del sistema se encuentran alejadas de las condiciones críticas, por lo que se puede considerar que  $\phi_i^L \cdot (FP)_i = 1$ . De esta manera, la ecuación 3.5 se simplifica, obteniéndose la ecuación 3.6.

$$K_i = \frac{P_i^S}{P} \quad [3.6]$$

donde  $P_i^S$  es la presión de saturación del componente  $i$  y  $P$  es la presión total.

Para obtener la presión de saturación se necesita resolver la ecuación de Antoine (ecuación [3.7]), que relaciona la presión de saturación, en bar, con la temperatura de ebullición, en grados Celsius, mediante unos parámetros característicos de cada componente<sup>[43]</sup>. Estos parámetros quedan recogidos en la Tabla 3.3.

$$\log_{10} P_i^S = A - \frac{B}{T + C} \quad [3.7]$$

**Tabla 3. 3.** Parámetros para la ecuación de Antoine<sup>[43]</sup>.

Parámetro	He	N <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>
A	1,6836	3,61947	3,7687
B	8,155	255,68	395,744
C	273,710	266,55	266,681

En la Tabla 3.4 se recogen las fracciones molares, las presiones de vapor y la temperatura de cada corriente de las columnas de destilación.

**Tabla 3. 4.** Presión de saturación de los componentes.

Corriente	Fracción molar		P <sup>s</sup> (bar)			T. burbuja
	He	CH <sub>4</sub>	He	N <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	T rocío (°C)
<b>Alimentación DC-201</b>	0,0041	0,565	42,1	45,7	5,5	-136
<b>Destilado DC-201</b>	0,8	0,003	40,4	10,7	0,6	-167,8
<b>Residuo DC-201</b>	0,0004	0,567	42,1	45,9	5,5	-135,9

Para poder aplicar Fenske-Underwood-Gilliland, se necesita conocer la volatilidad relativa (ecuación [3.8]), las razones de distribución (ecuación [3.6]) y la volatilidad media en la columna (ecuación [3.9]). En la Tabla 3.5. se muestran los resultados de las ecuaciones [3.6], [3.8] y [3.9].

$$\alpha_{CL,CP} = \frac{K_{CL}}{K_{CP}} \quad [3.8]$$

$$\alpha_{CL,CP}^m = \sqrt{\alpha_{CL,CP}^D \cdot \alpha_{CL,CP}^R} \quad [3.9]$$

donde  $\alpha_{CL,CP}$  es la volatilidad relativa promedio del componente ligero al componente pesado.  $K_{CL}$  y  $K_{CP}$  son los coeficientes de reparto entre el líquido y vapor para el componente más ligero y para el más pesado, respectivamente. Por último,  $\alpha_{CL,CP}^m$  representa la volatilidad media de las corrientes de destilado ( $\alpha_{CL,CP}^D$ ) y residuo ( $\alpha_{CL,CP}^R$ ).

**Tabla 3. 5.** Resultados volatilidades y razón de distribución

Columna	Sección	Razón de distribución			Volatilidad relativa	Volatilidad media
		K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>	K <sub>3</sub>		
DC-201	<b>Destilado</b>	1,757	0,464	0,025	69,447	23,013
	<b>Residuo</b>	1,831	1,997	0,240	7,626	

En primer lugar, se aplica Fenske para calcular el número mínimo de pisos, utilizando la ecuación [3.10].

$$(M + N)_{min} = \frac{\log \left( \frac{x_{i,D}}{x_{i,R}} \cdot \frac{x_{j,R}}{x_{j,D}} \right)}{\log(\alpha_{ij})_m} \quad [3.10]$$

Sustituyendo las fracciones molares del destilado y residuo y la volatilidad media para las columnas se obtiene:

$$(M + N)_{min_{DC-201}} = \frac{\log\left(\frac{0,8}{0,0004} \cdot \frac{0,567}{0,003}\right)}{\log(23,013)}; \quad (M + N)_{min_{DC-201}} = 5,4$$

A continuación, se aplica Underwood. Primero se calcula el parámetro  $\theta$  con la ecuación [3.11] y posteriormente este parámetro se introduce en la ecuación [3.13] para obtener la razón de reflujo mínima. Para resolver la ecuación [3.11] es necesario conocer el valor de  $q$  que es la condición térmica de la corriente de alimentación, ecuación [3.12]

$$\sum_{i=1}^c \frac{\alpha_{i,CP} \cdot x_{i,A}}{\alpha_{i,CP} - \theta} = 1 - q \quad [3.11]$$

$$q = \frac{L_A}{A} \quad [3.12]$$

$$\sum_{i=1}^c \frac{\alpha_{i,CP} \cdot x_{i,D}}{\alpha_{i,CP} - \theta} = \left(\frac{L_D}{D}\right)_{min} + 1 \quad [3.13]$$

donde  $\alpha_{i,CP}$  es la volatilidad del componente  $i$  respecto al componente pesado;  $x_{i,A}$  es la fracción molar del componente  $i$  en la alimentación;  $L_A$  es el caudal líquido de la corriente de alimentación;  $A$  es el caudal total de la corriente de alimentación;  $x_{i,D}$  es la fracción molar del componente  $i$  en la corriente de destilado y  $(L_D/D)_{min}$  representa la razón de reflujo mínima.

$$\frac{23,013 \cdot 0,0041}{23,013 - \theta_{DC-201}} + \frac{1 \cdot 0,5648}{1 - \theta_{DC-201}} = 0; \quad \theta_{DC-201} = 2,08$$

$$\frac{23,013 \cdot 0,8}{23,013 - 2,08} + \frac{1 \cdot 0,003}{1 - 2,08} = \left(\frac{L_D}{D}\right)_{min} + 1; \quad \left(\frac{L_D}{D}\right)_{min,DC-201} = 0,112$$

La Tabla 3.6 es un resumen de los valores obtenidos hasta ahora con este método.

**Tabla 3. 6.** Resultados utilizando el método Fenske-Underwood

	$(M+N)_{min}$	4,1
	$q$	1
<b>Columna DC-201</b>	$\theta$	2,08
	$(L_D/D)_{min}$	0,112

En la industria, la razón de reflujo suele variar entre 1,10 y 1,50 veces el valor mínimo. En este intervalo se encuentra el óptimo económico <sup>[44]</sup>. Si el número de etapas es muy elevado, el valor tiende a 1,10; mientras que si el número de etapas es bajo se toma el valor 1,50. En este caso, al no conocer el número de etapas, se decide utilizar un valor intermedio y se opta por una razón de reflujo 1,3 veces superior a la mínima <sup>[44]</sup>.

Una vez obtenida la razón de reflujo, se aplica el método Gilliland para calcular el número de etapas de equilibrio reales.

$$X = \frac{\frac{L_D}{D} - \left(\frac{L_D}{D}\right)_{min}}{\frac{L_D}{D} + 1} \quad [3.14]$$

$$Y = 1 - \exp \left[ \left( \frac{1 + 54,4 \cdot X}{11 + 117,2 \cdot X} \right) \left( \frac{X - 1}{X^{0,5}} \right) \right] \quad [3.15]$$

$$Y = \frac{N - N_{min}}{N + 1} \quad [3.16]$$

Los resultados de las ecuaciones [3.14]-[3.16] se recogen en la Tabla 3.7.

**Tabla 3. 7.** Cálculo del número de etapas de equilibrio.

Columna	$L_D/D$	X	Y	(M+N+1)
<b>DC-201</b>	0,146	0,298	0,638	13,06

Por último, se emplea la ecuación de Kirkbride para calcular el piso óptimo de alimentación.

$$\frac{N}{M + 1} = \left[ \frac{x_{j,A}}{x_{i,A}} \cdot \left( \frac{x_{i,R}}{x_{j,R}} \right)^2 \cdot \frac{R}{D} \right]^{0,206} \quad [3.17]$$

Los resultados se muestran en el Tabla 3.8. N representa el número de pisos en el sector de enriquecimiento (parte superior al piso de alimentación), M es el número de pisos en el sector de agotamiento (parte inferior al piso de alimentación),  $x_{i/j,A}$  es la fracción molar de los componentes en la corriente de alimentación,  $x_{i/j,R}$  es la fracción molar de los compuestos en el residuo y R y D son los caudales de residuo y destilado, correspondientemente.

**Tabla 3. 8.** Piso óptimo de alimentación

<b>Columna</b>	<b>D (kmol/h)</b>	<b>R (kmol/h)</b>	<b>M (pisos sector agotamiento)</b>	<b>N (pisos sector enriquecimiento)</b>	<b>Piso de alimentación<sup>1</sup></b>
<b>DC-101</b>	0,0534	11,55	5	8	5

<sup>1</sup> Todas las etapas de alimentación se empezarán a contar desde el condensador.

### 3.5.2. Diseño mediante la simulación DSTWU

En este apartado, se procede a la simulación de la columna DC-202 y a la comprobación de los resultados obtenidos de la columna DC-201 mediante Aspen Plus utilizando el módulo DSTWU. Este método utilizará el método Winn-Underwood-Gilliland.

Para esta simulación es necesario especificar el grado de recuperación de nitrógeno y metano en el destilado respecto a la corriente de alimentación. Este grado de recuperación se ha fijado teniendo en cuenta las composiciones de la Tabla 3.2. Además, se ha especificado una razón de reflujo 1,3 veces superior a la mínima <sup>[44]</sup>. Los parámetros obtenidos se muestran en la Tabla 3.9.

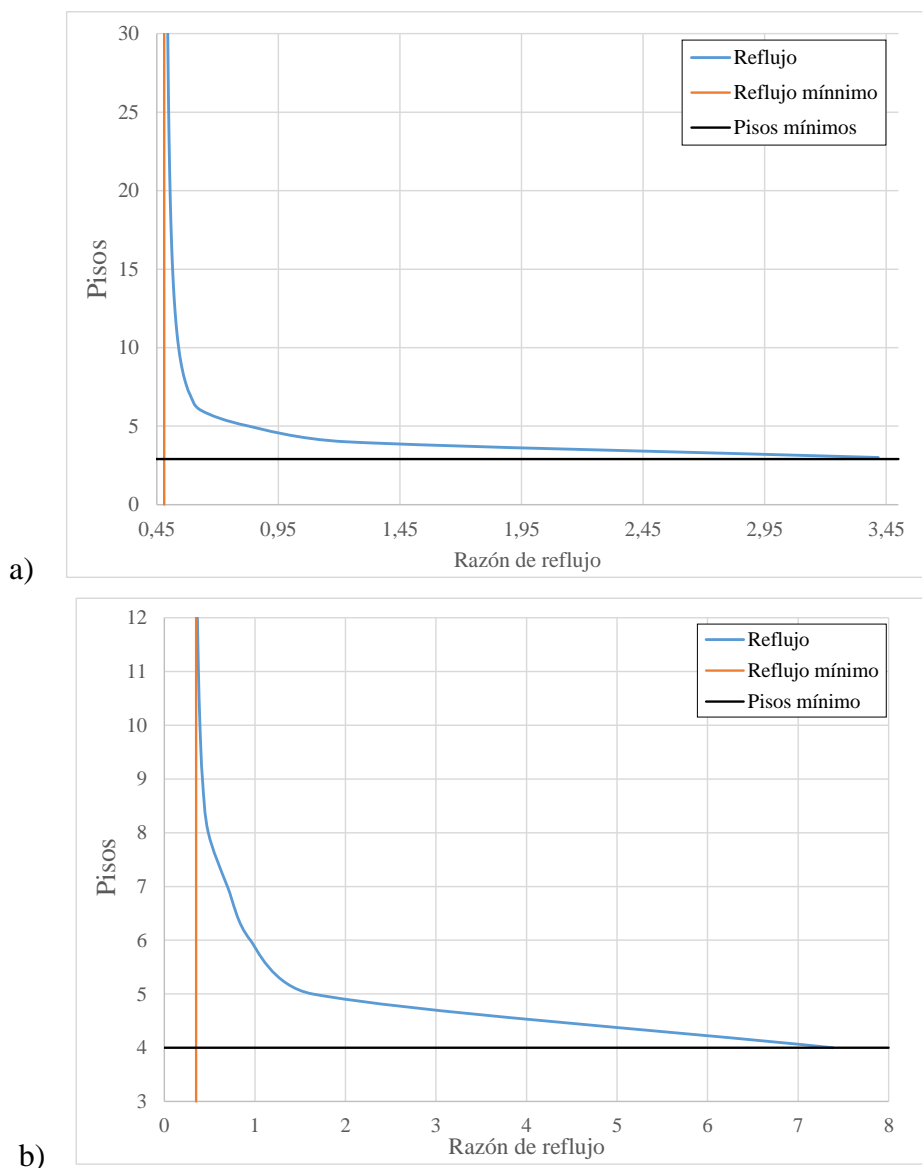
**Tabla 3. 9.** Resultados de la simulación DSTWU.

<b>Parámetro</b>	<b>Columna DC-201</b>	<b>Columna DC-202</b>
<b>Razón de reflujo mínima</b>	0,481	0,296
<b>Razón de reflujo real</b>	0,827	0,781
<b>Número mínimo de pisos</b>	2,41	3,78
<b>Número de pisos teóricos</b>	5,3	6,64
<b>Piso de alimentación</b>	4,65	5,9
<b>Número de pisos por encima de la alimentación</b>	3,65	4,9
<b>Consumo caldera (kW)</b>	12,02	12,3
<b>Consumo condensador (kW)</b>	13,8	14,18
<b>Temperatura destilado (°C)</b>	-180	-195,8
<b>Temperatura residuo (°C)</b>	-132,5	-158,6

En el caso de la columna DC-202, aunque realmente esta no tiene reflujo, el programa Aspen Plus da como resultados los parámetros de la Tala 3.9. Por eso se muestra la razón de reflujo aunque al utilizar el módulo RADFRAC esta se haya considerado nula. Como

se verá más adelante, el número de pisos se ha utilizado para simular el módulo RADFRAC.

Además, con la simulación DSTWU se ha obtenido la variación de la razón de reflujo con el número de pisos, la cual se muestra en la Figura 3.4. a y b.



**Figura 3. 4.** Variación de la razón de reflujo con el número de pisos.

a) Columna DC-201 y b) Columna DC-202

En las Figuras 3.4.a. y 3.4.b. se ha representado la variación del reflujo con el número de pisos. En ambas figuras existen una asíntota vertical y otra horizontal. La asíntota vertical representa la razón de reflujo mínima y la horizontal el número mínimo de pisos.

Se debe llegar a una relación óptima entre la razón de reflujo y el número de pisos, ya que si se trabaja a una elevada razón de reflujo aumentarán los costes energéticos de la

caldera y condensador. Mientras que si se opera a baja razón aumentará el número de pisos <sup>[44]</sup>. La selección de la razón de reflujo dependerá del coste total de operación, para conocer la relación de reflujo óptima habría que representar la curva de los costes totales frente a la razón de reflujo. Esta curva presenta un mínimo lo que determina la relación de reflujo óptima y el punto de operación más económica.

### 3.5.3. Diseño mediante la simulación RADFRAC

A continuación, se utiliza el módulo RADFRAC para realizar una simulación rigurosa de cada una de las columnas. Para iniciar la simulación se introducen el tipo de condensador, el caudal de destilado y la razón de reflujo obtenidos con el módulo DSTWU.

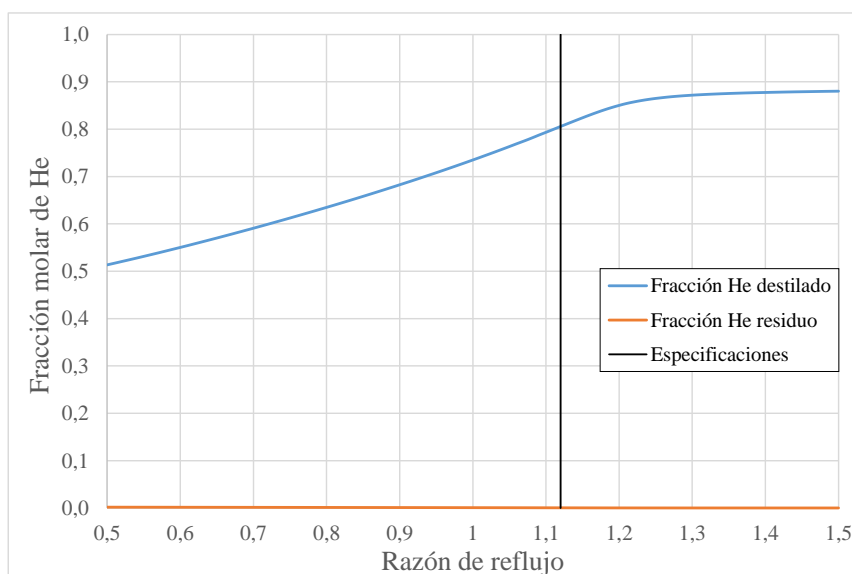
En la columna DC-201 se realizan diferentes análisis de sensibilidad, para determinar la variación de la fracción molar del helio en la corriente de destilado y residuo con la razón de reflujo, el número de pisos y la posición de la etapa de alimentación. En la columna DC-202 se realizan los mismos análisis de sensibilidad pero se determina la fracción molar de nitrógeno. Tras la realización de estos análisis se obtiene un diseño óptimo de la columna y se cumplen las especificaciones de las columnas, mostradas en la Tabla 3.10.

**Tabla 3. 10.** Especificaciones másicas y molares

<b>Columna</b>	<b>Componente clave ligero en destilado Molar</b>	<b>Componente clave ligero en residuo Molar</b>
<b>DC-101</b>	0,8	0,0004
<b>DC-102</b>	0,998	0,0076

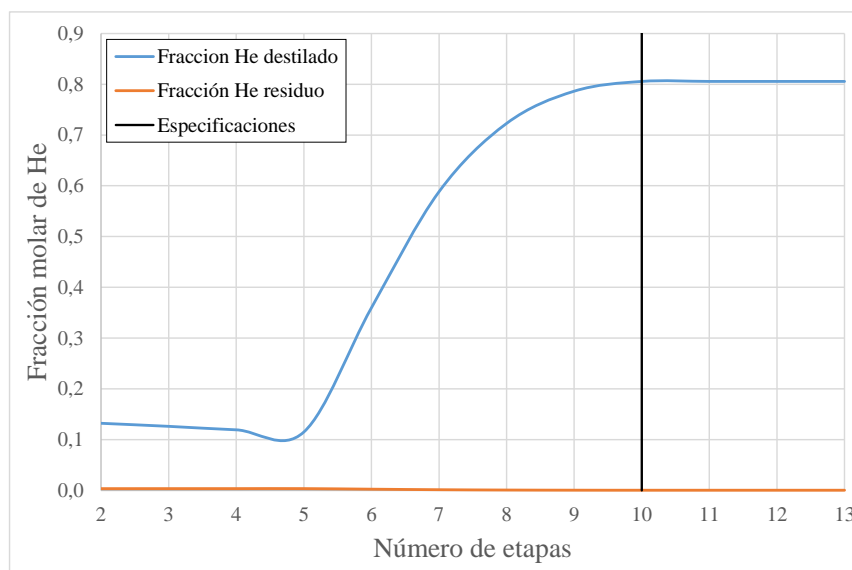
En primer lugar, se determina la razón de reflujo para la columna DC-101. La razón de reflujo es importante porque condicionará el número de pisos, el trabajo de la caldera y del condensador y el diámetro de la columna. En la Figura 3.5 se representa la razón de reflujo para cumplir las especificaciones de la columna.

Como se observa en la Figura 3.5, al aumentar la razón de reflujo aumenta la fracción molar de helio en el destilado, mientras que en el caso del residuo la fracción disminuye. Sin embargo, las especificaciones de la columna DC-101 se cumplen cuando la razón de reflujo es 1,12.



**Figura 3. 5.** Evolución de la fracción molar con la razón de reflujo para la columna DC-201.

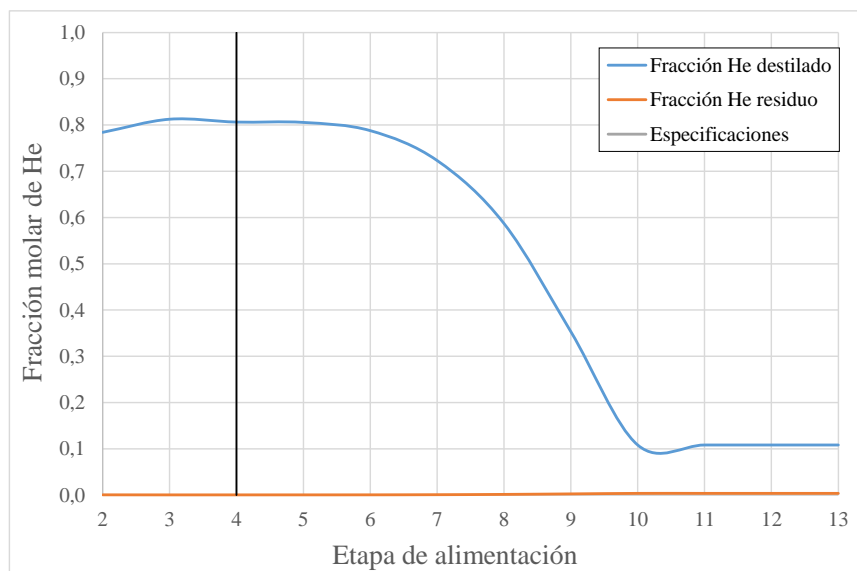
A continuación, se estudia el número de etapas necesarias para cumplir las especificaciones de la columna DC-101. En la Figura 3.6 se representa la variación de la fracción molar del helio en las corrientes de destilado y residuo con el número de pisos.



**Figura 3. 6.** Evolución de la fracción molar del helio con el número de pisos para la columna DC-201.

Según la Figura 3.6, para obtener las especificaciones molares de la columna son necesarios 10 pisos, los cuales incluyen el condensador parcial y la caldera, como etapas de equilibrio.

Por último, se realiza un análisis de sensibilidad para obtener la posición de la etapa de alimentación, ya que dependiendo de su posición se modifica el contacto entre líquido y vapor, así como el cambio entre los sectores de agotamiento y enriquecimiento. Este análisis de sensibilidad se ha realizado a las mismas condiciones del anterior análisis. Los resultados se muestran en la Figura 3.7.



**Figura 3. 7.** Evolución de la fracción molar con la etapa de alimentación para la columna DC-201.

Como se muestra en la Figura 3.7, las especificaciones de la columna se cumplen cuando la etapa de alimentación se encuentra en el cuarto piso.

Tras la realización de estos análisis de sensibilidad la columna se ha optimizado y los resultados se recogen en la Tabla 3.18.

**Tabla 3. 11.** Resultados columna DC-201 con simulación RADFRAC

Parámetro	Valor
Número de etapas	1 condensador parcial + 8 pisos+ 1 caldera
Tipo de condensador	Parcial
Tipo de caldera	Kettle
Razón de reflujo	1,12
Etapa de alimentación	4
Temperatura de destilado (°C)	-182,6
Temperatura de residuo (°C)	-132,2
Presión cabeza (bar)	27

---

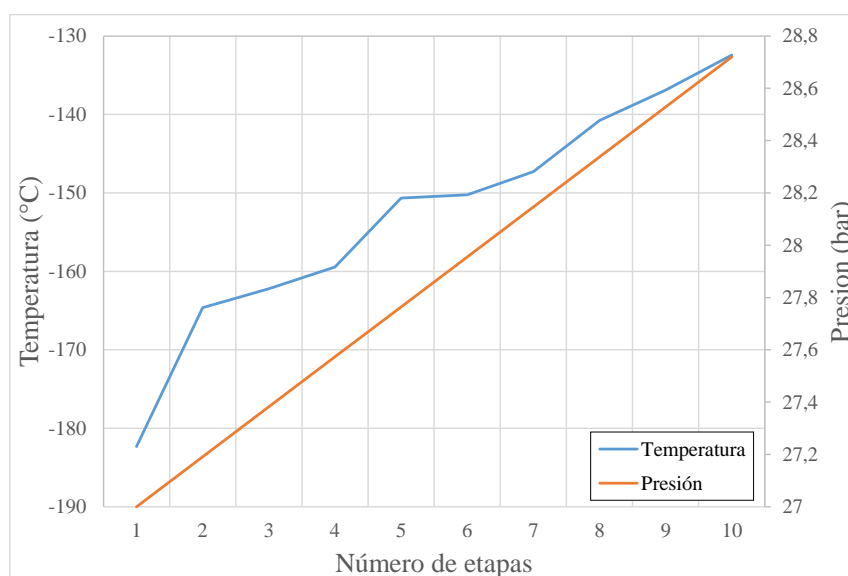
 Presión cola (bar)
 

---

28,7

Según la bibliografía estudiada, el destilado de la columna DC-201 es una mezcla en equilibrio de líquido y vapor, por lo que se ha optado por un condensador parcial <sup>[38]</sup>. Este tipo de condensador se considera como una etapa de equilibrio.

Una vez se ha optimizado la columna, es interesante analizar los perfiles de la columna, tanto de la temperatura y presión como de las composiciones. En la Figura 3.8 se representa la variación de la temperatura y presión con el número de etapas.

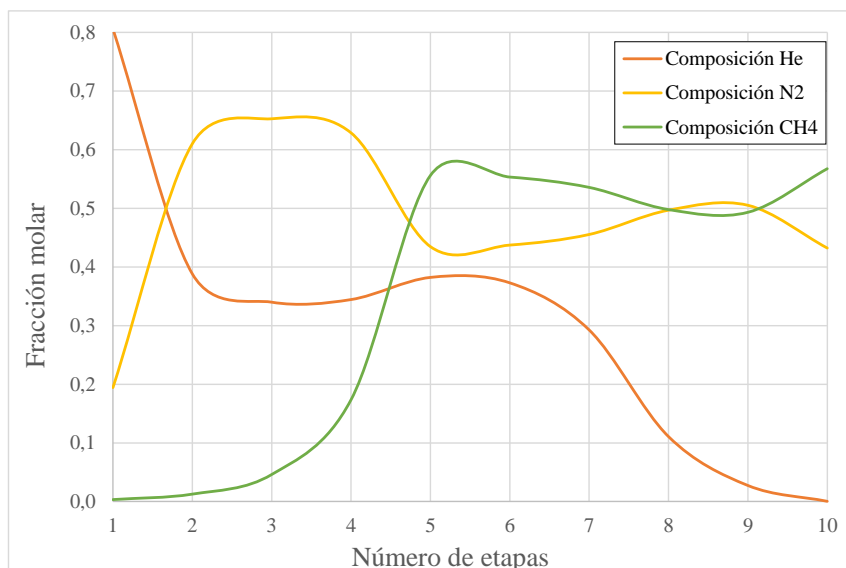


**Figura 3. 8.** Perfil de temperatura y presión en la columna DC-201.

Como se puede observar en la Figura 3.8, la temperatura varía en cada piso. El piso 1 corresponde al condensador y alcanza una temperatura de -182,6 °C; el piso 15 es la caldera y tiene una temperatura de -132,2 °C.

El estudio de la presión a lo largo de la columna es importante para su diseño mecánico <sup>[44]</sup>. Según la bibliografía estudiada, la presión del condensador es 27 bar y la caída de presión en la columna es 1,7 bar; según estos datos, la presión en la caldera es de 28,7 bar <sup>[37]</sup>.

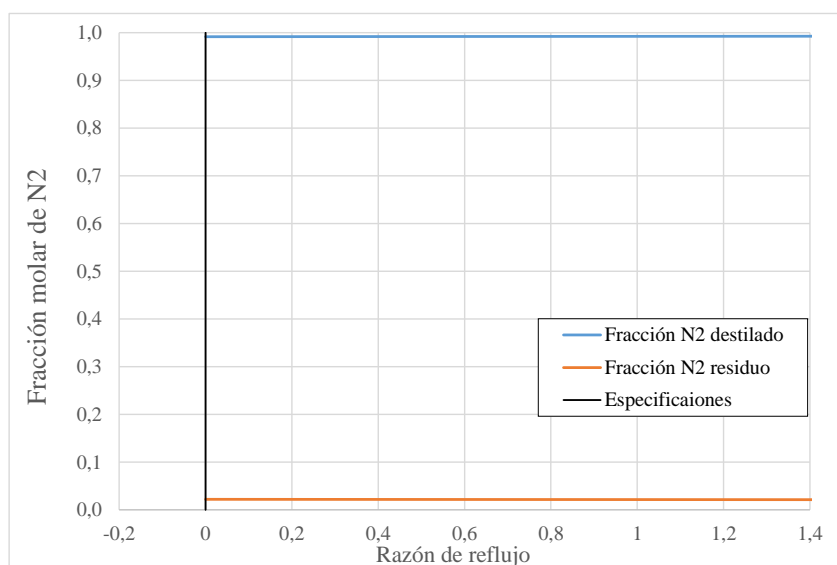
La Figura 3.8 muestra el perfil de composiciones másicas de helio, nitrógeno y metano. Se observa que las composiciones varían en cada etapa, por lo que el diseño es correcto. Tanto en la primera y en la última etapa se cumplen las especificaciones de la columna.



**Figura 3. 9.** Perfil de composiciones en la columna DC-201.

Antes de proceder con la simulación de la columna DC-202 (columna de baja presión), es necesario realizar la simulación del *flash*, ya que la corriente 9, que contiene nitrógeno y metano, entrará en la columna DC-202 como una segunda alimentación.

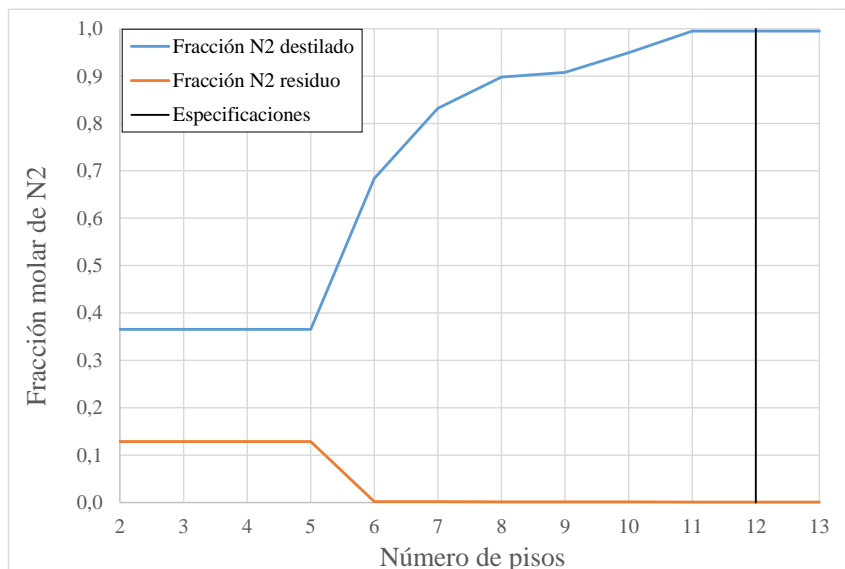
Una vez que se han especificado las condiciones de operación del *flash*, se realiza la simulación con el módulo RADFRAC para la columna de baja presión (DC-202). En primer lugar, se estudia el efecto de la razón de reflujo sobre la fracción molar del nitrógeno en el destilado y en el residuo.



**Figura 3. 10.** Evolución de la fracción molar del nitrógeno con la razón de reflujo para la columna DC-202.

Los datos obtenidos para realizar la Figura 3.10 muestran que al aumentar la razón de reflujo la fracción de nitrógeno en el destilado aumenta; mientras que en el residuo disminuye. Existen dos valores de la razón de reflujo que cumplen las especificaciones de la columna, 0 y 1,5. Se ha optado por el valor 0 porque así se encuentra más comúnmente en la bibliografía consultada [37-40].

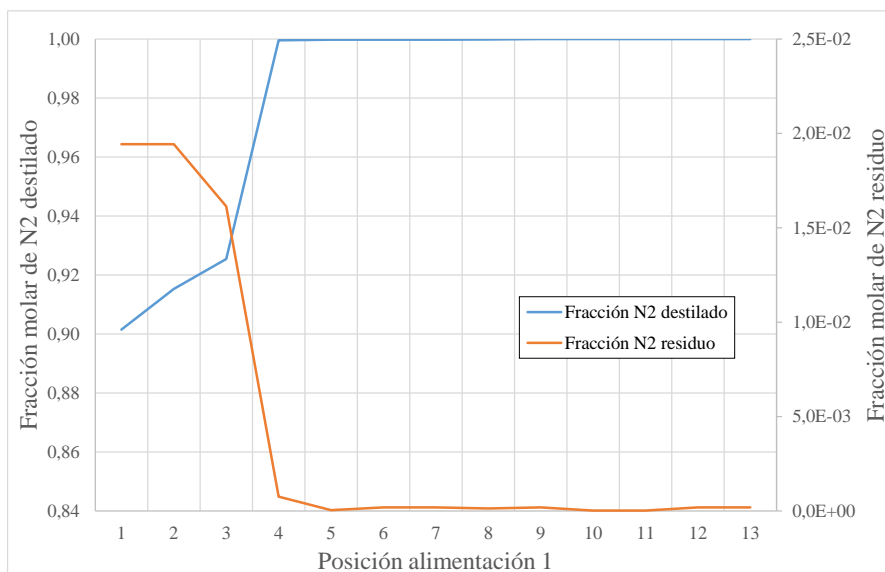
En segundo lugar se estudia la variación de la fracción molar del nitrógeno en el destilado y el residuo con el número de pisos. Esta variación se muestra en la Figura 3.11.



**Figura 3. 11.** Evolución de la fracción molar del nitrógeno con el número de pisos para la columna DC-202.

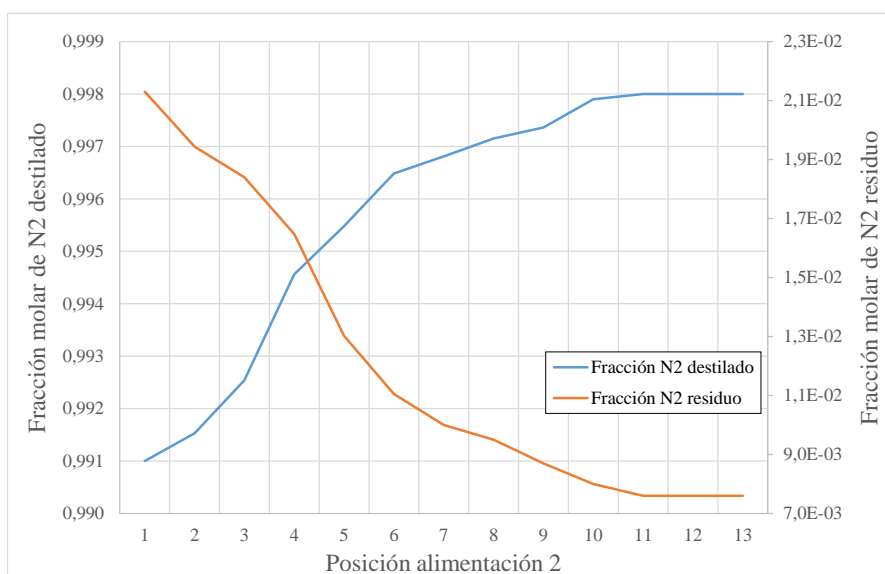
Tras el estudio de los datos obtenidos, se ha observado que, para cumplir las especificaciones de la columna son necesarias 12 etapas de equilibrio incluidos el condensador y la caldera.

Por último se determina la posición del piso de las dos corrientes de alimentación. Como ya se mencionó en el estudio de la columna DC-201, su posición es importante porque modifica el contacto entre líquido y vapor. Según la bibliografía estudiada, se sabe que la segunda corriente de alimentación, la procedente del separador líquido-vapor, entra en el sector de enriquecimiento por debajo del condensador [40]. En la Figura 3.12 se determina la posición de la primera corriente de alimentación, corriente de residuo de la columna DC-201, y en la Figura 3.13 la segunda alimentación.



**Figura 3. 12.** Evolución de la fracción molar del nitrógeno con la etapa de alimentación (corriente 8) para la columna DC-202.

Como se puede ver en la Figura 3.12, a partir del cuarto piso las fracciones molares del nitrógeno en el destilado y el residuo casi no varían. Además, en este piso es donde se cumplen las especificaciones de la columna.



**Figura 3. 13.** Evolución de la fracción molar del nitrógeno con la etapa de alimentación (corriente 11) para la columna DC-202.

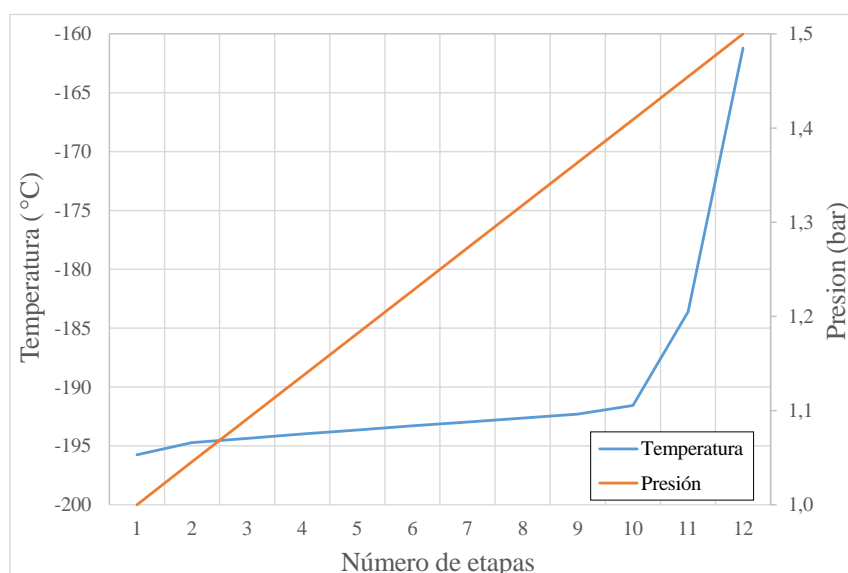
En la Figura 3.13 se observa que la fracción molar en la corriente de destilado aumenta a con el número de pisos mientras que la del residuo se comporta de manera contraria. Las especificaciones de la columna se cumplen en el piso 10. El resultado es consistente con la literatura consultada <sup>[40]</sup>.

Los resultados obtenidos tras los diferentes análisis de sensibilidad se recogen en la Tabla 3.19, con estos valores, se considera que la columna se ha optimizado.

**Tabla 3. 12.** Resultados columna DC-102 con simulación RADFRAC

Parámetro	Valor	
Número de etapas	1 condensador + 10 pisos + 1 caldera	
Tipo de condensador	Total	
Tipo de caldera	Kettle	
Razón de reflujo	0	
Etapas de alimentación	Corriente 8	4
	Corriente 9	10
Temperatura de destilado (°C)	-195,7	
Temperatura de residuo (°C)	-161,2	
Presión cabeza (bar)	1	
Presión cola (bar)	1,5	

Una vez se ha optimizado la columna se observa la variación de los perfiles de temperatura, presión y composición molar en la columna. En la Figura 3.13 se muestra la variación de la temperatura y presión con el número de etapas y en la Figura 3.14 el perfil de composiciones molares.

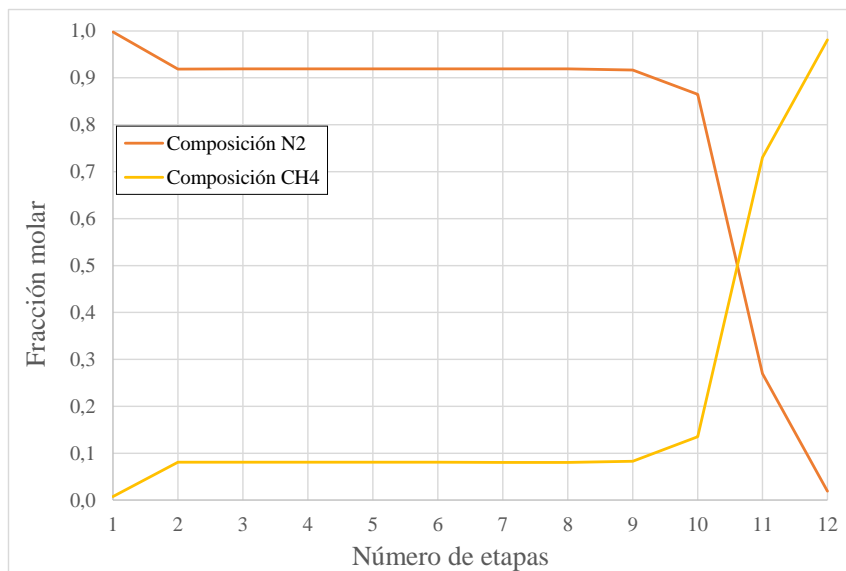


**Figura 3. 14.** Perfiles de temperatura y presión en la columna DC-202.

En la Figura 3.14 se muestra la evolución de la temperatura y de la presión en el interior de la columna. Según la bibliografía estudiada, la presión del condensador es 1,5 bar <sup>[37]</sup>.

Al realizar la simulación se ha calculado una caída total de la presión en la columna de 0,5 bar, por lo que la presión en la caldera es 1,8 bar.

El perfil de temperatura varía desde -195,7 °C, temperatura en el condensador o piso 1, hasta -161,2 °C, temperatura de la caldera o piso 12.



**Figura 3. 15.** Perfil de composiciones molares en la columna DC-202.

En la Figura 3.15 solo se han representado las fracciones molares de nitrógeno y metano porque el contenido en helio es muy pequeño, ya que ha sido separado en la columna anterior.

#### 3.5.4. Selección del tipo de columna y eficacia.

Se ha optado por la utilización de columnas de pisos, en lugar de las columnas de relleno, ya que las presiones son superiores a la atmosférica, la velocidad del líquido es baja, el número de etapas y el diámetro es elevado.

Las principales ventajas de las columnas de pisos sobre las de relleno son: fácil limpieza, menores costes fijos e iniciales y una distribución del líquido más sencilla.

El número de pisos calculado es teórico porque se ha supuesto que tanto la fase líquida como la fase vapor se encuentran en equilibrio. Para saber el número de pisos reales se necesita calcular la eficacia de plato ( $E_0$ ) con la ecuación [3.18]. La eficacia de plato se define como el cociente entre el número de pisos teóricos y el número real. El número de pisos reales y teóricos no coincidirá, ya que la eficacia es menor del 100 % [45].

$$E_0 = \frac{N^{\circ} \text{ platos teóricos}}{N^{\circ} \text{ platos reales}} \cdot 100 \quad [3.18]$$

Para obtener la eficacia de plato se utiliza la correlación de O'Connell (ecuación [3.19]), una relación empírica para mezclas con elevadas volatilidades. Esta relaciona la eficacia general de la columna con la volatilidad relativa y la viscosidad de la alimentación, en centiPoise (cP).

$$E_0 = 51 - 32,5 \cdot \log(\mu_a \cdot \alpha_a) \quad [3.19]$$

Para resolver la ecuación 3.19 es necesario obtener la viscosidad media de la corriente de alimentación ( $\mu_m$ ), y su volatilidad media ( $\alpha_a$ ).

Para obtener la viscosidad de la corriente de alimentación es necesario obtener la viscosidad de los componentes puros y luego calcular la viscosidad de la mezcla.

La viscosidad de los componentes puros a la presión de operación de cada columna se ha obtenido con la base de datos de referencia del NIST (National Institute of Standards and Technology)<sup>[46]</sup>. La viscosidad de los componentes puros se muestra en la Tabla 3.13.

**Tabla 3. 13.** Viscosidad de los componentes puros.

Columna	Viscosidad He (cP)	Viscosidad CH <sub>4</sub> (cP)
DC-201	0,00113	0,0943
	Viscosidad N <sub>2</sub> (cP)	Viscosidad CH <sub>4</sub> (cP)
DC-202	0,00671	0,174

Una vez que se han calculado las viscosidades de cada componente, se calcula la viscosidad de la mezcla líquida, utilizando la ecuación de Kendall y Monroe, [3.20]<sup>[47]</sup>:

$$\mu_a^{1/3} = \sum_{i=1}^n x_i \cdot \mu_i^{1/3} \quad [3.20]$$

Los valores necesarios para calcular la viscosidad de la corriente de alimentación para ambas columnas se recogen en la Tabla 3.14.

**Tabla 3. 14.** Viscosidad de la corriente de alimentación.

Columna	Fracción molar He	Fracción molar N <sub>2</sub>	Fracción molar CH <sub>4</sub>	$\mu$ (cP)
DC-201	0,0041	0,431	0,565	0,0538
DC-202	-	0,432	0,567	0,0427

En este punto ya es posible calcular el número de pisos reales. En primer lugar, habrá que obtener la eficacia de la columna con la relación de O'Connell [3.19], y después el número de pisos con la ecuación [3.18]. En la Tabla 3.15 se muestran los resultados de la eficacia y de los pisos reales, así como la densidad de la alimentación y la volatilidad media.

**Tabla 3. 15.** Viscosidad y volatilidad media, número de pisos reales y eficiencia de la columna.

Columna <sup>2</sup>	$\mu_{\text{media}}$ (cP)	Volatilidad media	$E_0$ (%)	Pisos reales
<b>DC-201</b>	0,0538	7,667	64,3	16
<b>DC-202</b>	0,0629	1,56	79,5	15

<sup>2</sup> En la columna DC-202 la eficacia se ha calculado a partir de la corriente 8 ya que su caudal es mayor.

La eficiencia de la columna depende de diferentes factores como el diseño del plato, el modelo de flujo y las propiedades del fluido <sup>[48]</sup>. En el caso de los sistemas multicomponente, además de los factores mencionados anteriormente, la eficiencia depende de la correspondiente para el sistema binario y de en qué fase se encuentra principalmente la resistencia.

En general, las eficiencias de la columna se encuentran entre el 30 y el 80 %, como las eficiencias mostradas en la Tabla 3.15 se encuentran dentro de este intervalo se consideran valores válidos. Como se puede apreciar, la eficiencia es mayor en la columna DC-202 ya que el sistema es binario y la separación de los compuestos es más eficaz. En la Tabla 3.16 se presentan los parámetros necesarios para el diseño de las columnas.

**Tabla 3. 16.** Resumen de los parámetros de diseño de columnas.

Columna	Razón de reflujo	Etapas teóricas	Etapas reales	Piso de Alimentación
<b>DC-201</b>	1,12	1 condensador parcial + 8 pisos + 1 caldera	1 condensador parcial + 12 pisos + 1 caldera	6
<b>DC-202</b>	1,5	1 condensador total + 10 pisos + 1 caldera	1 condensador total + 13 pisos + 1 caldera	4 y 12

### 3.5.5. Dimensionado de las columnas.

Entre los factores a tener en cuenta para el diseño de la columna hay que destacar los factores de seguridad, los requisitos medioambientales, el funcionamiento de la columna y la economía del diseño.

En este apartado, se procede al dimensionado de las columnas de destilación. En primer lugar, es necesario calcular la eficacia de los pisos. A continuación, se deduce el diámetro y la altura de los pisos. Por último, se selecciona el tipo de plato más adecuado para garantizar un buen contacto líquido-vapor y se realiza el diseño mecánico<sup>[49]</sup>.

#### Altura de la columna

La altura de las columnas depende del número de pisos y del espaciado entre ellos<sup>[50]</sup>. Por lo general, la altura de la columna no debe exceder los 53,34 m para evitar problemas con el viento. Normalmente se usa un espaciado entre platos desde 0,15 m hasta 1 m. Teniendo en cuenta que se deben llevar a cabo tareas de limpieza, se ha optado por una separación de 0,61 m. Además, se debe añadir 1 m en la parte superior de la columna para favorecer la separación del vapor y otros 2 m en la parte inferior para mantener un nivel de líquido.

Teniendo en cuenta lo mencionado anteriormente, se utiliza la ecuación [3.21] para calcular la altura. En ella, las etapas reales se multiplican por el espaciado entre etapas y se incorporan los metros extra de la parte superior e inferior de la columna. Los resultados se muestran en la Tabla 3.17.

$$H = (N_{reales} \cdot 0,61 (m)) + 1 (m) + 2(m) \quad [3.21]$$

**Tabla 3. 17.** Altura de las columnas

Columna	Pisos reales	H (m)
DC-201	16	12,8
DC-202	14	11,5

#### Diámetro de la columna

El diámetro de la columna es un factor importante a la hora de dimensionar una columna, ya que si no se dimensiona correctamente pueden surgir problemas operativos, no se logrará la separación deseada y aumentará el coste de la operación<sup>[50,51]</sup>.

El diámetro de la columna depende de varios factores: el espacio entre las placas, el tipo de piso, la tensión superficial, la razón de reflujo y otras propiedades físicas del líquido y vapor que varían en cada piso.

Al aumentar el espacio entre pisos aumenta la capacidad, por lo que disminuye el diámetro de la torre y aumenta la altura de la torre; por consiguiente hay que llegar a un punto medio entre la altura y el diámetro. En el caso de la razón de reflujo, un aumento significa que hierve más vapor y por lo tanto, el diámetro de la columna será mayor.

El principal factor para determinar el diámetro de la columna es la velocidad de vapor. Esta debe ser inferior a la condición de inundación para evitar un arrastre excesivo de líquido o una elevada caída de presión. Por lo general, la velocidad de vapor se encuentra entre el 70-90 % de la velocidad de inundación, aunque a efectos de diseño se utiliza un valor del 80 %, ecuación [3.22].

$$u_v = 0,8 \cdot u_{v,m\acute{a}x} \quad [3.22]$$

Se calcula la velocidad de vapor en la sección superior e inferior de la columna, ya que en estos puntos las condiciones de caudal son extremas. Con la ecuación de Souders y Brown, ecuación [3.23], se calcula el diámetro en ambas secciones.

$$u_{v,m\acute{a}x} = K_v \cdot \left( \frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{0,5} \quad [3.23]$$

La ecuación de Souders y Brown es una ecuación empírica que relaciona la velocidad máxima de vapor ( $u_{v,m\acute{a}x}$ ) con las densidades de la fase líquida ( $\rho_L$ ) y vapor ( $\rho_V$ ) con el factor  $K_v$ . El factor  $K_v$ , ecuación [3.24] es un factor relacionado con el arrastre que principalmente depende del espacio entre pisos,  $e$ .

$$K_v = (-0,171 \cdot e^2 + 0,27 \cdot e - 0,047) \quad [3.24]$$

En la Tabla 3.18 se muestran los valores de la densidad de las fases líquida y vapor, el espaciado entre pisos, el factor  $K_v$  y la velocidad de vapor ( $u_v$ ) y la velocidad de vapor máxima ( $u_{v,m\acute{a}x}$ ).

**Tabla 3. 18.** Valores de densidad y caudales en ambas columnas.

		<b>DC-201</b>		<b>DC-202</b>		
		<b>Líquido</b>	<b>Vapor</b>	<b>Líquido</b>	<b>Vapor</b>	
		<b>Densidad (kg/m<sup>3</sup>)</b>	608,88	73,83	778,17	4,864
<b>Primer piso</b>	<b>K<sub>v</sub></b>		0,0541		0,0541	
	<b>u<sub>v máx</sub> (m/s)</b>		0,146		0,682	
	<b>u<sub>v</sub> (m/s)</b>		0,116		0,545	
		<b>Densidad (kg/m<sup>3</sup>)</b>	470,39	95,34	544,28	3,298
<b>Último piso</b>	<b>K</b>		0,054		0,054	
	<b>u<sub>v máx</sub> (m/s)</b>		0,107		0,693	
	<b>u<sub>v</sub> (m/s)</b>		0,0858		0,554	

A continuación, se procede a calcular el diámetro de la columna,  $D_c$ , DC-201 y DC-202 con la ecuación 3.25.

$$D_c = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot \rho_V \cdot u_V}} \quad [3.25]$$

donde  $D_c$  es el diámetro de la columna,  $V$  es el caudal de vapor,  $u_V$  es la velocidad de vapor y  $\rho_V$  es la densidad de la fase vapor.

En la Tabla 3.19 se muestra el caudal de vapor y el diámetro en los extremos de las columnas.

**Tabla 3.19.** Resultados del caudal másico de la fase vapor y el diámetro de las columnas.

		<b>DC-201</b>	<b>DC-202</b>
<b>Primer piso</b>	<b>Caudal másico fase vapor (kg/h)</b>	2,597	0,6003
	<b>Diámetro (m)</b>	0,62	0,537
<b>Último piso</b>	<b>Caudal másico fase vapor (kg/h)</b>	89,665	14,239
	<b>Diámetro (m)</b>	3,74	3,15

Los diámetros difieren en los sectores estudiados para el diseño uniforme de la columna. Se selecciona el diámetro de mayor tamaño, asegurando así el funcionamiento correcto de la columna. Estos diámetros obtenidos son diámetros provisionales, por lo

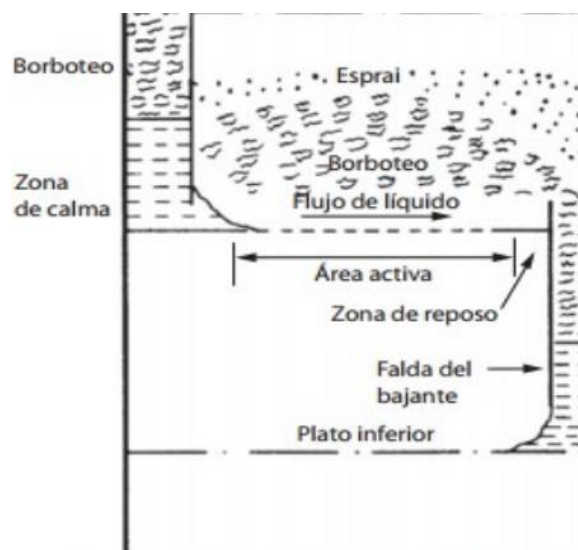
que hay que calcular los diámetros netos. Para ello, es necesario conocer el área neta que es la suma del área efectiva más la de vertedero. El área de vertedero se estima que es un 12 % del área efectiva, por lo que para obtener el diámetro neto hay que multiplicar el diámetro provisional por 1,12. En la Tabla 3.20, se recoge el dimensionado final de ambas columnas:

**Tabla 3.20.** Dimensionado de las columnas

Columna	Altura (m)	Diámetro (m)
DC-201	12,8	4,21
DC-202	11,5	3,53

### Selección tipo de plato

Como se ha mencionado anteriormente, se ha optado por utilizar una columna de pisos o platos. En concreto, platos de circulación cruzada (Figura 3.16), ya que, favorecen el contacto entre el líquido-vapor permitiendo que el líquido fluya en sentido descendente por el efecto de la gravedad y el vapor en sentido ascendente a través de las ranuras en cada plato y burbujeando a través del líquido. A continuación, se describirán los tipos de platos utilizados industrialmente y se seleccionará el más conveniente para la destilación estudiada [50-53].



**Figura 3. 16.** Esquema piso de circulación cruzada.

- Platos perforados: es el plato de circulación cruzada más sencillo. El vapor asciende por las perforaciones del plato, el líquido principalmente es retenido en

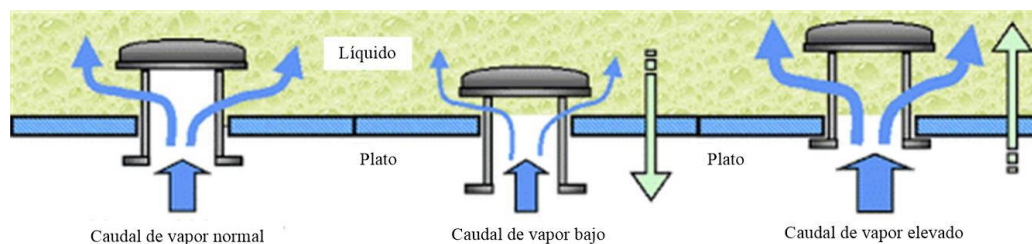
el plato o desciende por los agujeros a bajos caudales. Esto reduce la eficacia de los platos.

- b) Platos de campana de borboteo: el vapor asciende a través de pequeñas tuberías, llamadas bandas, cubiertas por una campana con un borde dentado o ranuras. El uso de las bandas asegura que se mantenga un nivel de líquido en el plato para cualquier caudal de vapor. Son más costosos que los platos perforados, más propensos a la corrosión, incrustaciones y taponamiento.
- c) Platos de válvula, son platos de tamiz con agujeros de gran diámetro, cubiertos por tapas móviles que se elevan cuando el caudal de vapor aumenta.
- d) Platos de válvula fija, es similar a un plato tamiz, pero los agujeros están perforados parcialmente para que permanezca parcialmente cubierto.

La selección del tipo de plato depende principalmente del intervalo de operación, la caída de presión y los costes. A continuación, se definen y se comparan cada uno de los factores para los diferentes tipos de platos.

1. Costes: el coste relativo dependerá del material de construcción. Los platos de campana por borboteo son los más costosos.
2. Intervalo de operación: intervalo de caudales de líquido y vapor en los que el plato trabaja satisfactoriamente. Es necesaria cierta flexibilidad para poder adaptarse a los cambios de caudal y a la puesta en marcha o apagado. Los platos de campana tienen un cierre hermético, por lo que puede operar a caudales de vapor muy bajos. Los platos perforados y de válvula dependen de la cantidad de vapor que circula por los orificios para retener el líquido en el plato, por lo que no pueden trabajar a caudales de vapor bajos.
3. Caída de presión: la caída de presión dependerá del diseño del plato. Los perforados ofrecen menor resistencia, en segundo lugar los platos de válvula, y por último, los platos de campana.

Se ha optado por los platos de válvula, ya que las válvulas actúan como orificios variables, ajustándose automáticamente a los cambios de flujo de vapor mediante un cierto desplazamiento en sentido vertical, este será mayor o menor dependiendo del caudal de vapor, Figura 3.17. Además, este modelo es considerado como intermedio entre el plato de campana y el perforado.



**Figura 3. 17.** Esquema del funcionamiento de un plato de válvula

### 3.5.6. Diseño mecánico de las columnas.

En este apartado se determina el tipo de material utilizado en la construcción de las columnas, ya que al trabajar a condiciones criogénicas no todos los materiales de construcción son aptos a estas temperaturas. Además, se calculan los espesores de las columnas y se estudia la eficiencia de las soldaduras.

#### Selección del material

La selección del material de construcción de los equipos dependerá de las propiedades de los compuestos y de las condiciones de operación. Al operar a temperaturas muy bajas muchos materiales no son adecuados para su uso en procesos criogénicos, ya que pueden volverse quebradizos o experimentar cambios en sus propiedades.

A estas temperaturas, los materiales más comunes son: el acero inoxidable austenítico (304, 304L, 316, 312), las mezclas de aluminio (6061, 6063, 1100), el cobre, el latón y algunos plásticos reforzados con fibras o titanio. Tras un detenido estudio, se ha constatado en la bibliografía consultada que el mejor material es el **acero inoxidable austenítico (SS)** [14, 54].

Los aceros inoxidables austeníticos ostentan una amplia gama de propiedades, lo que les hace ideales para trabajar en condiciones criogénicas. A bajas temperaturas su resistencia es mayor que a temperatura ambiente. Asimismo, es uno de los materiales con mayor ratio entre la fuerza y el peso del material a temperaturas criogénicas.

Entre todos los tipos de acero inoxidable se seleccionará el que mayor eficacia presente a la temperatura a la que operan las columnas de destilación. Teniendo en cuenta las condiciones de operación, se decide utilizar el acero inoxidable 304, también conocido como AISI 304.

### Cálculo de espesores

Para determinar el espesor de los recipientes a presión, se emplea el código ASME Sección VIII División 1, ya que es una norma utilizada internacionalmente para el diseño mecánico de recipientes a presión [54].

El espesor de la columna dependerá tanto de la presión interna como de la externa que deben de soportar la carcasa y los fondos esféricos. Los cálculos de los espesores son idénticos para ambas columnas. Para el espesor de la cubierta se considera el doble del espesor del cabezal. Para obtener el espesor se utiliza la ecuación [3.26]:

$$t = \frac{P_D \cdot R}{2 \cdot S \cdot E - 1,2 \cdot P_D} \quad [3.26]$$

donde  $P_D$  es la presión de diseño (psi),  $R$  es el radio interno (m),  $E$  es la eficacia de la soldadura y  $S$  el esfuerzo máximo admisible (psi).

Para determinar la presión de diseño ( $P_D$ ) se utilizan la ecuación [3.27], donde  $P_0$  es la presión máxima de operación. Se seleccionará como presión de diseño el valor más alto. La presión de diseño será 1,5 veces la presión máxima permisible de trabajo.

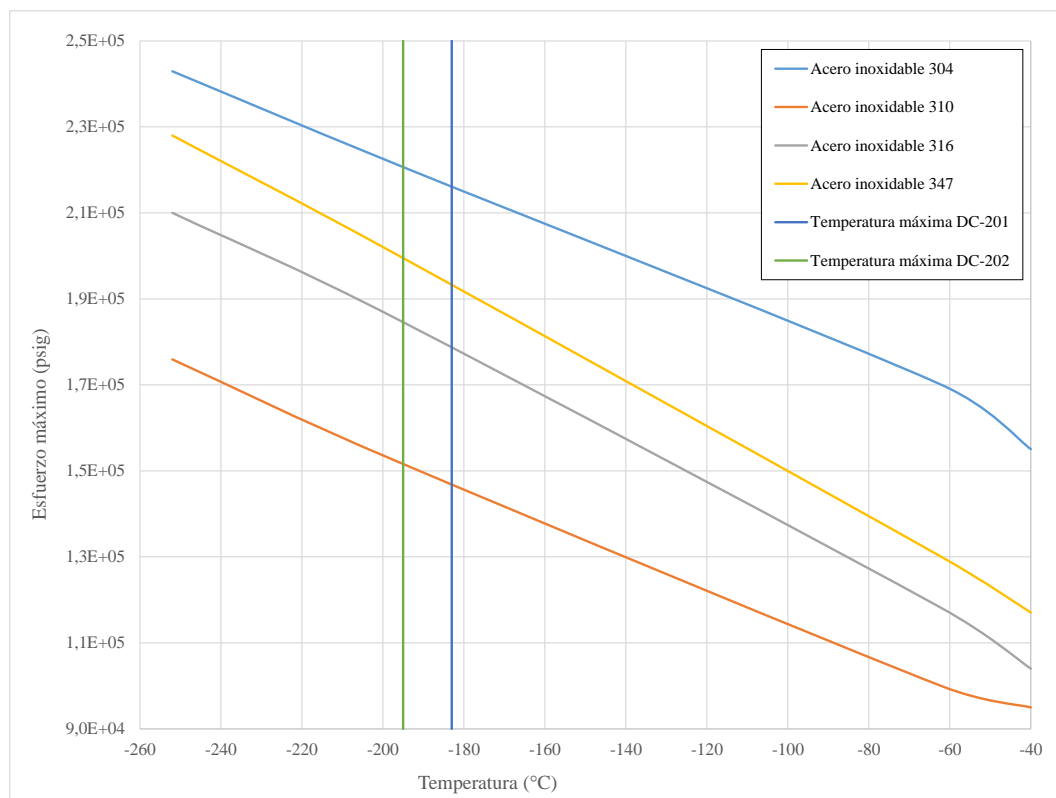
$$P_D = \exp[0,60608 + 0,91615 \cdot \ln P_0 + 0,00156556 \cdot (\ln P_0)^2] \quad [3.27]$$

El esfuerzo máximo admisible se determina a partir de los datos de la Tabla 3.21. En ella, se muestra el esfuerzo máximo de diferentes aceros inoxidable a diferentes temperaturas criogénicas [55].

**Tabla 3. 21.** Esfuerzo máximo admisible.

Tipo acero	Temperatura (°C)			
	-40	-62	-196	-252
	<b>Esfuerzo máximo admisible · 10<sup>5</sup> (psi)</b>			
<b>304</b>	1,55	1,7	2,21	2,43
<b>310</b>	0,95	1	1,52	1,76
<b>316</b>	1,04	1,18	1,85	2,1
<b>347</b>	1,17	1,3	2	2,28

Con los datos de la Tabla 3.21 se procede a la representación gráfica de estos valores, en la Figura 3.18, junto con la temperatura máxima de diseño para las columnas DC-201 y DC-202 son -183 y -195 °C, respectivamente.



**Figura 3. 18.** Variación del esfuerzo con la temperatura

Además de obtener el esfuerzo máximo admisible, se confirma que la elección del acero inoxidable es adecuada porque es el que presenta mayor esfuerzo admisible a las temperaturas de trabajo.

La eficiencia de soldadura es la relación entre el esfuerzo permisible en la soldadura y el esfuerzo permisible de la placa adyacente. Dependerá del tipo de soldadura y del grado de examen radiográfico. En la Tabla 3.22, se recogen las eficiencias máximas permisibles<sup>[54]</sup>.

**Tabla 3. 22.** Eficiencia de las soldaduras.

Tipo de soldadura	Grado de examen radiográfico (%)		
	Total	Puntos	Sin radiografía
<b>Soldadura doble (tipo 1)</b>	1	0,85	0,7
<b>Soldadura simple (tipo 2)</b>	0,9	0,8	0,65
<b>Soldaduras sin refuerzo en circunferencias</b>	-	-	0,6

En la siguiente tabla (Tabla 3.23) se recogen los parámetros necesarios para el diseño mecánico de las columnas y el espesor obtenido. El espesor obtenido puede que no se

fabrique industrialmente, por lo que si ese es el caso se redondeará al espesor industrial más cercano.

**Tabla 3. 23.** Parámetros y resultados del diseño mecánico de las columnas.

<b>Parámetro</b>	<b>DC-201</b>	<b>DC-202</b>
<b>P (psi)</b>	697,4	55,5
<b>S (psi)</b>	217472	221025
<b>E</b>	0,85	0,85
<b>Radio (m)</b>	2,11	1,77
<b>Espesor fondo (mm)</b>	3,98	2,62
<b>Espesor carcasa (mm)</b>	7,97	5,23
<b>Espesor fondo industrial (mm)</b>	6	3
<b>Espesor carcasa industrial (mm)</b>	12	6

#### Peso de las columnas

Para poder calcular el coste del equipo es necesario conocer el peso de los recipientes. Por lo tanto, conociendo la densidad del acero inoxidable 304 (8060 kg/m<sup>3</sup>), el volumen de la carcasa, ecuación [3.28] y el volumen de los fondos, [3.29], se calcula el peso de las columnas con la ecuación [3.30]:

$$V_{carcasa} = \pi \cdot H \cdot (R_{ext}^2 - R_{int}^2) \quad [3.28]$$

$$V_{fondo} = \frac{4}{3} \cdot \pi \cdot (R_{ext}^3 - R_{int}^3) \quad [3.29]$$

$$W_{recipiente} = \rho_{acero\ 304} \cdot (V_{carcasa} + V_{fondo}) \quad [3.30]$$

donde  $R$  es el radio exterior, es decir, el radio interior más el espesor obtenido anteriormente,  $r$  es el radio interior y  $H$  es la altura de la columna.

Los resultados y los datos necesarios para la construcción de ambas columnas se muestran en la Tabla 3.24. así como el peso de las columnas.

**Tabla 3. 24.** Volumen del fondo y carcasa y peso de las columnas

	$V_{\text{fondo}}$ ( $\text{m}^3$ )	$V_{\text{carcasa}}$ ( $\text{m}^3$ )	$W_{\text{recipiente}}$ ( $\text{kg}$ )
<b>Columna DC-201</b>	0,337	0,204	4.355
<b>Columna DC-202</b>	0,118	0,769	7.149

### Apoyos

Los dispositivos de apoyo deberán estar dimensionados para que resistan las condiciones de carga posible del recipiente <sup>[50]</sup>. Las columnas de destilación son recipientes verticales, por lo que los dispositivos de apoyo son:

- Patas:** el recipiente se apoya en 3 o 4 patas soldadas a la cubierta. Este tipo de sujeción se utiliza en recipientes con una altura menor a 5 m y siempre que el peso no sea muy elevado.
- Faldón cilíndrico o cónico:** el recipiente es soportado por cilindros soldados al fondo. De esta manera, el apoyo se reparte uniformemente a lo largo del perímetro de la circunferencia de la soldadura, evitando concentraciones de esfuerzo y disminuyendo la presión transmitida al suelo. Se utiliza cuando los recipientes no pueden ser soportados por patas.
- Ménsulas:** tipo de apoyo cuando los recipientes verticales deben soportarse sobre estructuras portantes.

El tipo de apoyo utilizado en ambas columnas será el faldón cilíndrico, ya que el recipiente es de gran tamaño. Además, este tipo de apoyo aguantará mejor el peso de la columna, evitando que puedan producirse concentraciones de esfuerzos.

### Conexiones

Los recipientes deben tener como mínimo una conexión de entrada de fluido y otra de salida, aunque por lo general tienen más. Entre los servicios más comunes que necesitan conexiones en el recipiente se encuentran <sup>[50]</sup>:

- Entrada y salida de fluidos.

- Para instrumentos de medida como manómetros, termómetros, indicadores o reguladores de nivel.
- Válvulas de seguridad.
- Servicios de mantenimiento e inspección, venteo o drenaje.

Salvo casos excepcionales, las conexiones se realizan mediante bridas ya que es una de las formas más sencillas y económicas, además de tener un montaje y desmontaje sencillo. El material de construcción de las bridas será acero inoxidable 304.

### Elementos externos

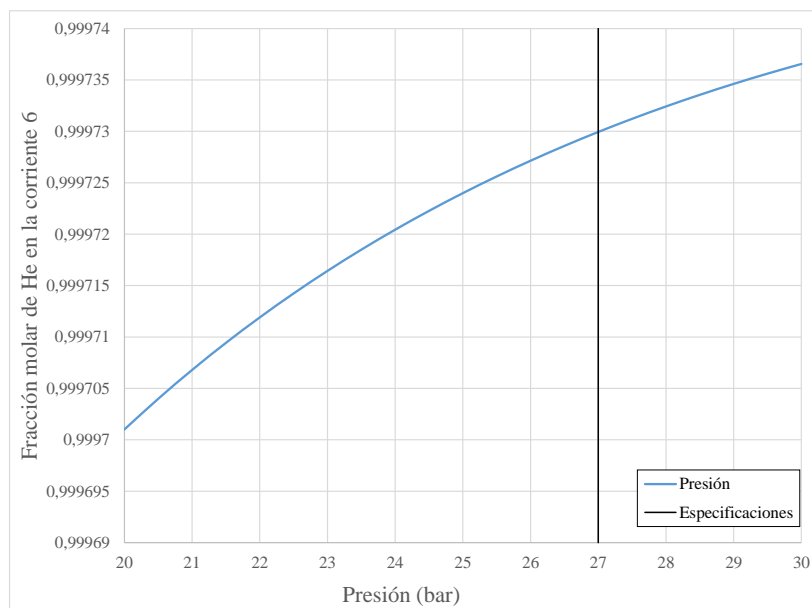
En la parte externa de la columna se añaden numerosos accesorios mediante soldaduras. Entre los principales elementos externos se encuentran <sup>[50]</sup>: soportes de instalación de aislamiento: elementos de protección contra incendios, soportes de escalera y plataformas y pescantes.

#### 3.6. Diseño del separador líquido-vapor F-201.

En este apartado se seleccionarán las condiciones de operación del recipiente de separación F-201. Para ello, se ha tenido en cuenta la fracción molar del helio a la salida del recipiente (corriente 6).

Este tanque se encarga de la separación del helio y nitrógeno procedentes de la columna de destilación DC-201. Teniendo en cuenta lo mencionado en el apartado 2.6, el caudal que se debe obtener es 0,172 kg/h. El helio obtenido será grado 4,5 y tendrá una pureza molar de 99,95 %.

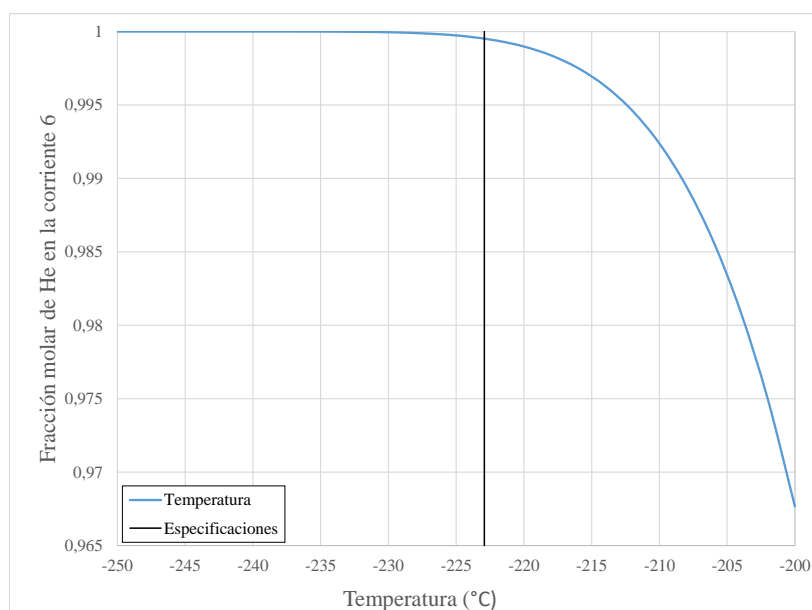
Con el simulador Aspen Plus se realizan dos análisis de sensibilidad para ver la variación de la fracción molar con la presión y temperatura para determinar las condiciones de operación. Los resultados se muestran las Figuras 3.19 y 3.20. Estos análisis se realizan con el módulo “Flash2”, el cual, permite diseñar separadores de una sola en la que las líquido-vapor se encuentran en equilibrio.



**Figura 3. 19.** Efecto de la presión de operación en F-201.

Se observa que el aumento de la presión favorece la recuperación del helio en la corriente de vapor, corriente 6. Las especificaciones de la corriente se cumplen cuando la presión del equipo es 27 bar.

En la Figura 3.20 se muestra el efecto de la temperatura sobre la fracción molar en la corriente de vapor a la presión obtenida anteriormente.



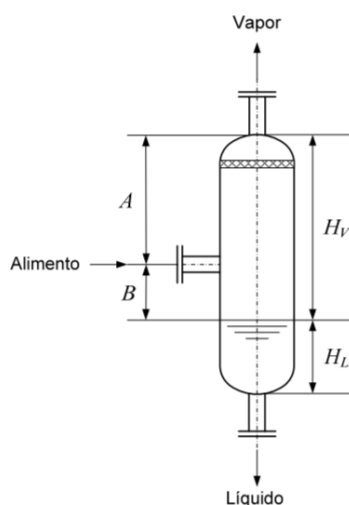
**Figura 3. 20.** Efecto de la temperatura de operación en F-201.

Como se observa en el Figura 3.20, la fracción molar en la corriente de interés aumenta cuando la temperatura disminuye. Esto se debe a que la volatilidad relativa del nitrógeno

y metano disminuye debido a su baja presión de vapor a esta temperatura. Para cumplir con las especificaciones del recipiente se debe trabajar a una temperatura de  $-222,9\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

### 3.6.1. Dimensionado del recipiente flash F-201.

En este apartado se procede al dimensionado del equipo flash, F-201. En primer lugar, hay que definir la geometría del equipo. Los recipientes flash pueden tener una disposición vertical u horizontal dependiendo del caudal de líquido. Por lo general, los separadores líquido-vapor tienen una disposición vertical, por lo que inicialmente se supone que el equipo es vertical y se comprobará si esta suposición es correcta o no <sup>[56]</sup>.



**Figura 3. 21.** Separador líquido-vapor.

El diámetro se obtiene mediante ecuaciones empíricas, por lo que es necesario conocer las densidades, caudales y masa moleculares de cada fase <sup>[50,51]</sup>. En primer lugar, se calcula la velocidad máxima del vapor ( $u_{v,máx}$ ) mediante la ecuación [3.23].

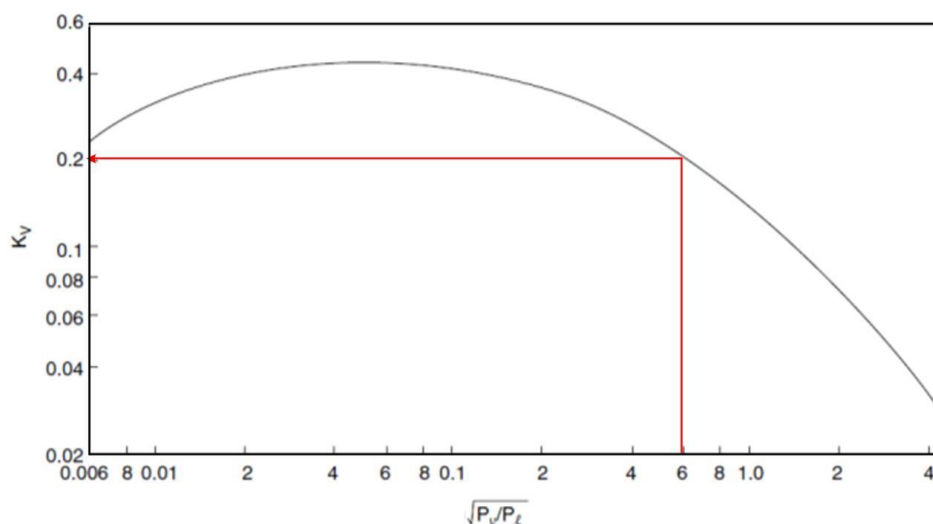
El parámetro  $K_V$  se obtiene con la Figura 3.22, donde se muestra el factor de diseño de la velocidad de vapor ( $K_V$ ) para un separador líquido-vapor al 85% de inundación. Se ha considerado adecuado este gráfico, ya que la velocidad de vapor se encuentra entre el 70-90 % de la velocidad de inundación.

El valor de  $K_V$  se obtiene mediante la Figura 3.22. Los valores necesarios para resolver las ecuaciones de este apartado se muestran en la Tabla 3.25.

**Tabla 3. 25.** Datos de las corrientes del separador F-201.

	Fase líquida	Fase vapor
<b>Caudal (kg/h)</b>	0,172	0,296
<b>Densidad (kg/m<sup>3</sup>)</b>	906,484	24,904

Al resolver la expresión del eje y, se obtiene un valor de 0,19. Con este valor se obtiene el factor de velocidad como se muestra en la Figura 3.22.

**Figura 3. 22.** Factor de velocidad para un separador líquido vapor al 85% de inundación.

Una vez que se ha alcanzado la velocidad máxima de vapor, se obtiene el área mínima necesaria para realizar la separación con la ecuación 3.32.

$$A_{min} = \frac{V}{\rho_V \cdot u_{V_{m\acute{a}x}}} \quad [3.32]$$

donde  $A_{min}$  es el área mínima,  $V$  el caudal de la fase vapor,  $M_v$  es el peso molecular de la fase vapor,  $\rho_V$  es la densidad de la fase vapor y  $u_{V_{m\acute{a}x}}$  es la velocidad de máxima de vapor.

A continuación, se calcula el diámetro mínimo que ha de tener el recipiente mediante la ecuación 3.33. Normalmente, el diámetro se incrementa en torno a 6 pulgadas o 0,15 m con respecto al valor mínimo.

$$D_{min} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{min}}{\pi}} \quad [3.33]$$

Por último, se escoge la relación  $H^T/D$ , siendo  $H^T$  la media de  $H^L$  y  $H^V$ . En los recipientes verticales, la relación entre ambas dimensiones se muestra en la ecuación 3.34.

$$3 < H^T/D < 5 \quad [3.34]$$

El valor apropiado de  $H^T/D$  entre este intervalo es aquel que minimice el peso total del recipiente y, por lo tanto, reduzca su coste<sup>[52]</sup>. En este caso, se ha considerado una relación igual a 4. Los resultados del separador flash se recogen en la Tabla 3.26.

**Tabla 3. 26.** Resultados del dimensionado del equipo flash

$K_{\text{vert}}$	$u_{v,\text{máx}}$ (m/s)	$A_{\text{mín}}$ (m <sup>2</sup> )	$D_{\text{mín}}$ (m)	$D_{\text{total}}$ (m)	$H^T$ (m)
0,2	1,19	1,7	1,47	1,65	6,5

### 3.6.2. Diseño mecánico del recipiente flash.

Tras la obtención de los parámetros de diseño del recipiente, se procede a calcular el espesor de la carcasa y fondos. El diseño mecánico es análogo al de las columnas de destilación, ya que ambos son recipientes a presión.

#### Selección del material

El material seleccionado será el mismo, acero inoxidable 304, ya que las temperaturas a las que opera el separador líquido-vapor son muy bajas.

#### Cálculo de espesores.

La geometría del tanque flash es la misma que la seleccionada para las columnas de destilación: carcasa cilíndrica y fondos esféricos. Se utilizará la misma ecuación [3.26] y el espesor de la carcasa será el doble que el de los fondos.

Para la presión de diseño, se utiliza la misma ecuación [3.27] y se considera 1,5 veces mayor que la presión máxima de diseño. El esfuerzo máximo admisible se ha obtenido utilizando la Figura 3.18, pero se ha adaptado a la temperatura máxima. La selección del tipo y la eficiencia de las soldaduras será igual que en el caso de las columnas.

En la Tabla 3.27 se recogen los parámetros necesarios para el diseño mecánico del tanque flash, el espesor obtenido y el espesor industrial.

**Tabla 3. 27.** Parámetros y resultados del diseño mecánico del tanque flash.

P (psi)	S (psi)	E	Espesor fondo (mm)	Espesor carcasa (mm)	Espesor fondo industrial (mm)	Espesor carcasa industrial (mm)
830,83	230.000	0,85	1,73	3,45	2	6

### Peso del equipo

El cálculo del peso del equipo es análogo al de las columnas. Para calcular el volumen de la carcasa y de los fondos se utilizarán las mismas ecuaciones, [3.28] y [3.29], respectivamente, porque tienen la misma geometría. La densidad del material es la misma, ya que se emplea el mismo material y el peso del equipo se calcula con la ecuación [3.31].

$$V_{fondo} = 0,0498 \text{ m}^3$$

$$V_{carcasa} = 0,0786 \text{ m}^3$$

$$W_{flash} = 1035 \text{ kg}$$

### Apoyos, conexiones y elementos externos

El equipo flash diseñado tiene una disposición vertical, por lo que los dispositivos de apoyo son los mismos que para las columnas de destilación. En este caso, aunque la altura es inferior a 5 m se ha decidido utilizar apoyos de tipo faldón cónico porque la altura es próxima a 5 m. Además, con este tipo de apoyo aguantará mejor el peso del equipo. Las conexiones y elementos externos que posee un equipo flash son iguales a los de las columnas de destilación, por lo que no se repite su descripción.

#### 3.7. Diseño de la bomba P-201 A/B.

La bomba se encarga de ajustar la presión de la corriente 16 desde 1,8 bar hasta 18 bar. Para su simulación se ha fijado la presión de descarga en 18 bar y se ha considerado una eficacia del 80 %.

En primer lugar, se calcula la potencia teórica mediante la ecuación [3.35] y después la potencia real, ecuación [3.36]. En la Tabla 3.28 se recogen los valores necesarios para el diseño de la bomba <sup>[57]</sup>.

$$P_{teórica} = \rho \cdot g \cdot Q \cdot H \quad [3.35]$$

donde  $\rho$  es la densidad de la corriente impulsada ( $\text{kg/m}^3$ ),  $g$  es la aceleración de la gravedad ( $\text{m/s}^2$ ),  $Q$  es el caudal volumétrico ( $\text{m}^3/\text{s}$ ) y  $H$  es la altura dinámica de la bomba (m).

$$\eta = \frac{P_{teórica}}{P_{real}} \quad [3.36]$$

donde  $\eta$  es el rendimiento de la bomba,  $P_{teórica}$  es la potencia teórica (kW) y  $P_{real}$  es la potencia real (kW).

**Tabla 3. 28.** Diseño del equipo P-201A/B.

$\rho$ ( $\text{kg/m}^3$ )	$Q_v$ ( $\text{m}^3/\text{s}$ )	$H$ (m)
422,08	$7,004 \cdot e^{-05}$	39,86
$P_{teórica}$ (kW)	$\eta$ (%)	$P_{real}$ (kW)
11,56	80	14,45

Se utilizará una bomba centrífuga, ya que trabajan a bajas presiones y una alta velocidad del fluido. Otro de los motivos por los que se ha seleccionado este tipo de bomba es el alto rendimiento y fáciles de mantener. El material de construcción también será acero inoxidable.

De las bombas para aplicaciones criogénicas que se encuentran actualmente en el mercado, se ha decidido utilizar las bombas centrífugas de Barber-Nichols, que gracias a su diseño hermético elimina los sellos mecánicos y la posibilidad de filtraciones de calor, sin olvidar la facilidad de mantenimiento que ofrecen <sup>[58]</sup>.

### 3.8. Diseño de los intercambiadores de calor.

En este apartado se procede a la selección del tipo de intercambiador de calor de todos los intercambiadores implicados en el proceso: principales intercambiadores de calor (E-201, E-202 y E-207), condensadores (E-203 y E-205) y calderas (E-204 y E-206). Por último, se procede a su dimensionado.

#### 3.8.1. Selección tipo de intercambiador de calor.

La selección del tipo de intercambiador de calor depende de varios factores. Entre ellos hay que destacar la importancia de evitar elevadas caídas de presión, el costo y las dimensiones del espacio disponible.

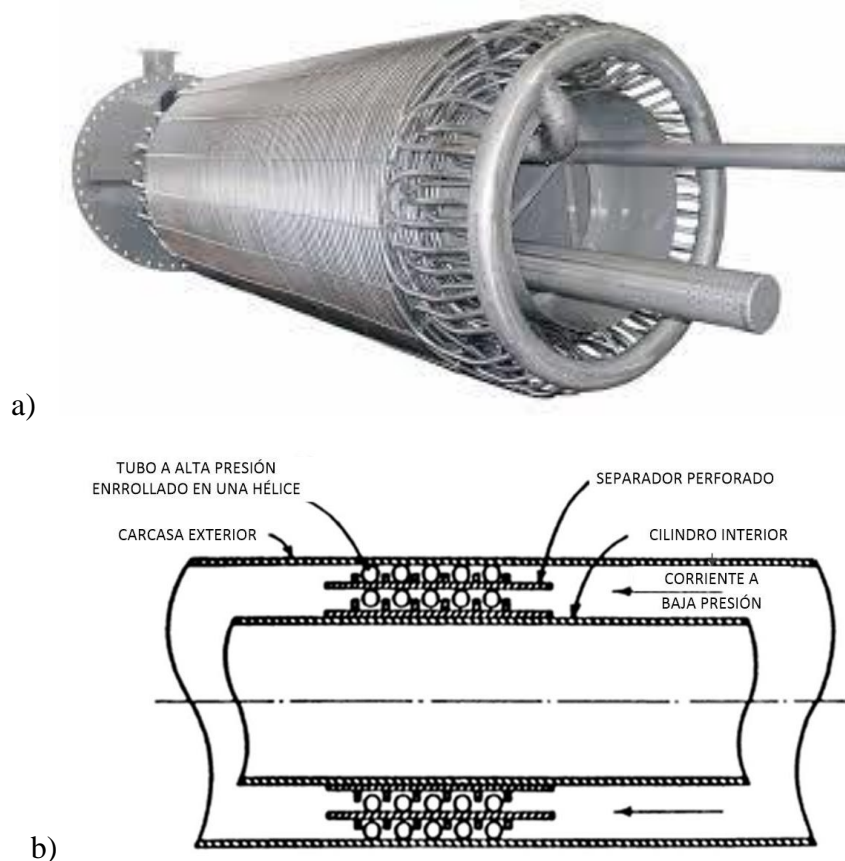
A continuación, se procede a describir los intercambiadores de calor criogénicos comúnmente más utilizados y a seleccionar el tipo que mejor se ajusta a las necesidades de este proceso <sup>[59]</sup>.

- a) Tubo en serpentín: este intercambiador consiste en pequeños tubos de cobre enrollados en una bobina muy espaciada. El fluido a alta presión circula por los tubos, mientras que el fluido a baja presión circula por el exterior.  
En este tipo de intercambiadores es importante que el espacio entre los tubos sea uniforme, porque, en caso contrario el gas de baja presión tiene a canalizarse, es decir, tendría una trayectoria preferente y no se distribuiría de manera uniforme.
- b) Tubo concéntrico: consiste en siete tubos de alta presión espaciados en el interior del tubo concéntrico. En el interior del tubo concéntrico circula el gas de baja presión, mientras que por los tubos circula el de alta presión. Se utiliza en instalaciones de pequeña escala.
- c) Intercambiadores de placas: formados por superficies de intercambio de calor aplicando capas alternas de láminas de aluminio moldeadas a presión que forman los canales de flujo.

De los intercambiadores de calor mencionados anteriormente se ha decidido seleccionar un intercambiador de tipo serpentín, también llamado intercambiadores de calor bobinados <sup>[60-62]</sup>.

Los motivos por los que se ha seleccionado este tipo son: el amplio intervalo de temperatura (desde -260 hasta +650 °C) y presión de operación (hasta 30 bar en la carcasa y 1400 bar en el interior del tubo), la alta eficiencia, bajos costes, larga vida útil del equipo y la robustez del equipo, ya que a la hora de su construcción los componentes se sitúan dentro de la carcasa del intercambiador y no son necesarias más soldaduras.

En las Figuras 3.23a y 3.23b se muestra el tipo de intercambiador seleccionado y su configuración flujo, respectivamente.



**Figura 3. 23. a)** Intercambiador de calor de serpiente y **b)** Configuración interna.

#### Condensadores E-203 y E-205

Los condensadores más utilizados industrialmente son los de carcasa y tubos, su construcción es similar a los cambiadores convencionales pero con mayor espaciado entre los tubos para asegurar velocidades de vapor lo suficientemente altas para mantener una transferencia de calor adecuada <sup>[63]</sup>.

Existen cuatro posibles configuraciones para los condensadores dependiendo de la condensación (en la carcasa o en los tubos) y de la disposición (vertical u horizontal). Además, hay que tener en cuenta la cercanía a la cabeza de la columna, porque se minimiza el tramo de tubería necesaria y la pérdida de presión.

Los condensadores utilizados serán **condensadores de carcasa y tubos horizontales con condensación en la carcasa.**

#### Calderas E-204 y E-206

Existen dos tipos de calderas utilizados industrialmente: los termosifones y los Kettle <sup>[63]</sup>. Los termosifones mantienen la circulación de líquido gracias a la diferencia de

densidad de las fases en la columna y en el intercambiador. Además, se utilizan en sistemas con una presión a 0,3 bar.

En la caldera tipo Kettle, la ebullición tiene lugar en los tubos sumergidos en el líquido y no hay circulación de líquido a través del intercambiador. En este tipo de caldera, la caída de presión es casi despreciable por lo que se utiliza el tipo **kettle**.

### 3.8.2. Diseño de intercambiadores de calor

En primer lugar, se calcula el área de los condensadores y calderas ya que se ha obtenido el caudal de calor necesario en estos equipos al utilizar el simulador Aspen Plus. Una vez se han diseñado estos intercambiadores, se procede al dimensionado de los intercambiadores de tipo serpentín.

Para el dimensionado de los intercambiadores de calor se utiliza la ecuación [3.37].

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ML} \quad [3.37]$$

donde  $Q$  es el caudal de calor intercambiado (kW),  $U$  es el coeficiente global de intercambio de calor (kW/m<sup>2</sup>°C),  $A$  es el área de intercambio (m<sup>2</sup>) y  $\Delta T_{ML}$  es la media logarítmica de la diferencia de las temperaturas, obtenida con la ecuación [3.38].

$$\Delta T_{ML} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} \quad [3.38]$$

donde  $\Delta T_1$  es la diferencia entre la temperatura de salida del fluido frío y la entrada del caliente y  $\Delta T_2$  es la diferencia entre la temperatura de entrada del fluido frío y la salida del caliente.

El coeficiente global de transferencia de calor ( $U$ ) es la intensidad total de transferencia calor a través de un material. Su valor depende de la resistencia térmica de los fluidos y de la geometría del equipo y se obtiene mediante la ecuación [3.39].

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h'} + \frac{e}{k \cdot \frac{D_{ml}}{D'}} + \frac{1}{h'' \cdot \frac{D''}{D'}} \quad [3.39]$$

donde  $h'$  y  $h''$  son los coeficientes individuales de transmisión de calor del fluido caliente y frío respectivamente,  $k$  es la conductividad del material y  $D'$  y  $D''$  son los diámetros del intercambiador de calor.

En este caso, el coeficiente global de transferencia de calor se ha obtenido al simular los intercambiadores en Aspen Plus. Para condensadores y calderas este coeficiente toma un valor de  $U = 850 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$  y en el resto de intercambiadores se ha obtenido su valor con el simulador Aspen Plus.

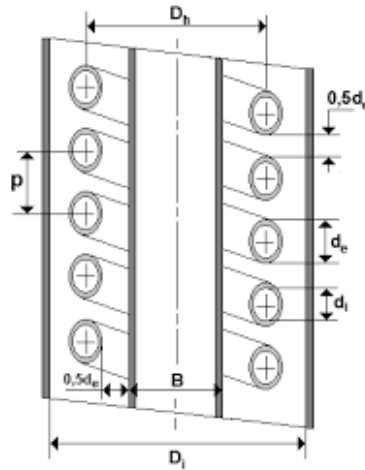
En la Tabla 3.29 se recogen los datos necesarios para calcular el área de los condensadores y calderas así como el resultado de la ecuación [3.37]. El valor del calor intercambiado para las calderas y condensadores se ha obtenido mediante la simulación en Aspen Plus, véase Tabla 3.9.

**Tabla 3. 29.** Datos correspondientes al dimensionado de los condensadores y calderas<sup>3</sup>.

Equipo	m (kg/h)	Q (kW)	Carcasa		Tubos		$\Delta T_{ml}$ (°C)	Área (m <sup>2</sup> )
			T <sub>entrada</sub> (°C)	T <sub>salida</sub> (°C)	T <sub>entrada</sub> (°C)	T <sub>salida</sub> (°C)		
E-203	0,469	13,8	-164,6	-182,3	-184,8	-168,9	3,3	4,37
E-204	245,02	12,02	-136,9	-132,4	-133,4	-148,8	4,4	3,21
E-205	138,59	14,2	-194,7	-195,7	-199,4	-198	3,5	4,9
E-206	106,44	12,3	-183,6	-161,2	-171,2	-184,4	4,27	3,4

<sup>3</sup> Los cálculos se han realizado con  $U = 850 \text{ W/m}^2\text{K}$ .

A continuación, se procede a diseñar el resto de intercambiadores (E-201, E-202 y E-207) [64]. Estos tres intercambiadores de calor son de tipo Giauque-Hampson por lo que para calcular el área de transferencia de calor es necesario conocer el diámetro exterior e interior tanto del cilindro exterior como del interior.



**Figura 3. 24.** Esquema dimensiones de un intercambiador de serpentín.

Para iniciar el cálculo de estos intercambiadores es necesario calcular el caudal de calor intercambiado con la ecuación [3.40].

$$Q = m \cdot C_p \cdot (T_{entrada} - T_{salida}) \quad [3.40]$$

donde Q es el caudal de calor intercambiado en el sistema (kW), m es el caudal que trata el intercambiador (kg/s),  $C_p$  es el calor específico de la mezcla (kJ/kgK) y  $T_{entrada}$  y  $T_{salida}$  son las correspondientes temperaturas (°C).

Para obtener la capacidad calorífica primero se ha obtenido la capacidad de cada componente mediante la ecuación [3.41] y luego la capacidad de la mezcla mediante la regla de las mezclas [3.42] <sup>[63]</sup>.

$$C_{p,i} = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 \dots \quad [3.41]$$

$$C_p = \sum \frac{m_i}{m_{mezcla}} \cdot C_{p,i} \quad [3.42]$$

En la ecuación [3.41] los parámetros varían dependiendo de cada componente, parámetro varía dependiendo del componente y la  $T$  corresponde a la temperatura promedio del fluido en (°C). En la ecuación [3.42]  $m_i$  corresponde a la masa del componente y  $m_{mezcla}$  a la masa de la mezcla.

En la Tabla 3.30 se recogen los parámetros para calcular la capacidad calorífica de los componentes puros.

**Tabla 3. 30.** Parámetros para obtener la capacidad calorífica del componente puro.

Componente	A	B·10 <sup>-3</sup>	C·10 <sup>-6</sup>	D·10 <sup>-9</sup>
------------	---	--------------------	--------------------	--------------------

<b>Metano</b>	1,23	-10,33	72	-107,3
<b>Nitrógeno</b>	-1,064	59,47	-768,7	3357,3

El caudal de calor intercambiado en los intercambiadores se ha calculado con la ecuación [3.40] ya que se conoce el caudal másico de la corriente y la temperatura de entrada y de salida del intercambiador.

En la Tabla 3.31 se recogen los caudales másicos, condiciones térmicas y el caudal calculado y en la Tabla 3.32 las dimensiones de los intercambiadores de calor de serpentín. Estos valores se han obtenido mediante el simulador de Aspen Plus para intercambiadores de calor: *Aspen Exchanger Design & Rating*.

**Tabla 3. 31.** Condiciones térmicas y calor intercambiado.

<b>Equipo</b>	<b>Corriente</b>	<b>Caudal (kg/h)</b>	<b>C<sub>p</sub> (J/kg·K)</b>	<b>T<sub>entrada</sub> (°C)</b>	<b>T<sub>salida</sub> (°C)</b>	<b>Q (kW)</b>
<b>E-201</b>	1	245,5	2061,5	-51	-151	14,06
	16	106,43	3463,5	-157,4	-162,5	
<b>E-202</b>	5	245,02	301,9	-132,5	-150,5	4,78
	13	138,59	1958,6	-195,8	-132,4	
<b>E-207</b>	9	0,296	182,8	-222,9	-153,7	1,04
	12	138,59	1960,9	-195,7	-198,8	

**Tabla 3. 32.** Dimensionado de los intercambiadores de calor de serpentín.

<b>Variable</b>	<b>E-201</b>	<b>E-202</b>	<b>E-207</b>
<b>Calor intercambiado (kW)</b>	14,6	4,78	1,04
<b>Paso (m)</b>	0,087	0,06	0,03
<b>Diámetro cilindro exterior (m)</b>	0,87	0,6	0,3
<b>Diámetro cilindro interior (m)</b>	0,58	0,4	0,2
<b>Diámetro serpentín interior (m)</b>	0,049	0,034	0,017
<b>Diámetro serpentín exterior (m)</b>	0,058	0,04	0,02

<b>Área sección transversal del serpentín (m<sup>2</sup>)</b>	1,88·e <sup>-3</sup>	9,04·e <sup>-4</sup>	2,28·e <sup>-4</sup>
<b>Longitud del serpentín (m)</b>	234,3	167	57,6
<b>ΔT<sub>ml</sub> (°C)</b>	36,26	36,06	9,78
<b>U (W/m<sup>2</sup> K)</b>	1.067	1.317	1.933
<b>Área de transferencia de calor (m<sup>2</sup>)</b>	42,4	20,9	3,6
<b>Número de vueltas del serpentín</b>	155	167	65

### 3.9. Análisis HAZOP.

En este apartado se lleva a cabo el estudio de seguridad de los equipos implicados en la destilación del proceso. Para ello, es necesario realizar un análisis HAZOP (Hazard and Operability) o análisis de funcionalidad de operatividad [65].

El análisis HAZOP es una técnica de identificación de riesgos que se basa en que los riesgos, accidentes o problemas de operatividad son consecuencia de desviaciones del comportamiento normal del sistema.

Se ha decidido aplicar al análisis HAZOP a las corrientes implicadas en los procesos de destilación (DC-101 y DC-102). A continuación, se describen las líneas implicadas en ambos procesos:

- L1: alimentación a la columna DC-101 de 245,5 kg/h a 23 bar y -145,6 °C.
- L2: destilado de la columna DC-101 de 0,0535 kg/h a 27 bar y -180 °C.
- L3: residuo de la columna DC-101 de 245,03 kg/h a 28,7 bar y -132,5 °C.
- L4: alimentación a la columna DC-102 de 245,03 kg/h a 2,5 bar y -171,9 °C.
- L5: destilado de la columna DC-102 de 138,5 kg/h a 1 bar y -195,5 °C.
- L6: residuo de la columna DC-102 de 106,4 kg/h a 1,8 bar y a -158,5 °C.

Se realiza el análisis sobre las corrientes L1, L2 y L3, ya que para el resto es análogo. La información relacionada con el análisis se recoge en las Tablas III.1-III.5, Anexo III.

### 3.10. Instrumentación y control.

Tras la realización del análisis HAZOP se lleva a cabo el diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) en el que se incluyen las medidas comprendidas en el análisis [65-67], el cual se recoge en el Anexo IV.

El principal objetivo es la seguridad de la planta. Se deben controlar y manipular ciertas variables para que se mantengan en su punto de consigna. Estas variables son: la presión, la temperatura, el caudal y el nivel. Con este control y mantenimiento se consigue localizar y corregir cualquier desviación de las condiciones de operación fijadas.

Se instalan válvulas a la entrada y salida de cada equipo para proteger las tuberías. Además, todas las corrientes llevan indicadores de presión y temperatura.

El análisis de instrumentación y control se divide en cuatro partes: columna de destilación, bomba y compresor, intercambiadores de calor y recipientes de separación líquido-vapor.

#### 3.10.1. Columnas de destilación.

Las variables medidas son temperatura, presión y nivel de líquido. Para medir estas variables se utiliza un lazo de control conectado a dos alarmas de alto y bajo nivel. Además, los lazos de nivel y temperatura cuentan con una válvula que regula el caudal de alimentación.

Se coloca una válvula de seguridad en la parte superior de la columna que, en caso de un aumento de presión, liberará presión para evitar roturas y explosiones.

La corriente de alimentación cuenta con reguladores de caudal e indicadores de temperatura para asegurar que entra en la columna en fase líquida. Para controlar la temperatura de la columna se varía el caudal de vapor de la caldera, aumentándolo o disminuyéndolo en función de las necesidades de la columna.

El residuo cuenta con un lazo de control con el que se manipula el nivel de líquido en la corriente. Además, se debe controlar la presión en el acumulador de reflujo para evitar explosiones, situando una válvula de alivio en la parte superior, que en caso de peligro liberará presión. El líquido que sale del acumulador es controlado por un regulador de nivel e indicador de temperatura.

### 3.10.2. Recipientes de separación.

Los recipientes de separación líquido-vapor tienen una corriente de alivio que protege al equipo en caso de un aumento de presión. Además, al igual que en las columnas de destilación, se instala una válvula en la parte superior para evitar el incremento de presión.

El tanque *flash* cuenta con un sistema de control de nivel, ya que el nivel del líquido debe ser la mitad de la capacidad total. Para ello, se instala un lazo de control de nivel conectado a una válvula reguladora del caudal de vapor que sale del recipiente. Cuenta con dos alarmas de nivel, una superior y otra inferior, que saltarán en caso de que el nivel supere los valores de consigna.

La corriente de alimentación lleva un sistema de control de caudal y de temperatura, mientras que las corrientes de salida solo llevan indicadores de temperatura.

### 3.10.3. Intercambiadores de calor.

Los intercambiadores de calor tienen sistemas de control idénticos. La corriente de entrada tiene indicadores de temperatura y una válvula de seguridad. La corriente de salida cuenta con un indicador de temperatura y un lazo de control que regula el caudal dependiendo de la temperatura de salida.

### 3.10.4. Bomba y compresor.

La bomba y el compresor cuentan con una válvula a la entrada, un indicador de temperatura y una válvula de retención. La corriente de salida cuenta con un lazo de control de caudal y un indicador de presión para comprobar que la presión suministrada es la correcta y evitar que se produzca cavitación.

## 3.11. Seguridad laboral.

Al tratarse de fluidos criogénicos, es necesario tener en cuenta algunas propiedades especiales de este tipo de fluidos que obligan a adoptar medidas especiales de seguridad laboral <sup>[68]</sup>.

### 3.11.1. Propiedades de los fluidos.

Los fluidos criogénicos deben ser considerados sistemas bifásicos en ebullición y, en consecuencia, sistemas a alta presión. Por ello, las instalaciones en las que se producen deben ser ventiladas adecuadamente y estar dotadas de dispositivos de alivio de presión.

Los recipientes de almacenamiento deben de disponer un espacio libre para prevenir que el volumen de líquido varíe. Además, al vaciar un equipo de almacenamiento hay que tener en cuenta que aún queda un 2% de su masa original que no puede ser bombeada fuera.

### 3.11.2. Medidas de seguridad laboral.

Los aspectos relativos a la seguridad laboral en la manipulación de fluidos criogénicos puede dividirse en cuatro categorías: fisiológicas, selección del material, explosiones e inflamabilidad y presión excesiva <sup>[68]</sup>.

Peligros fisiológicos: hay que destacar la congelación y la asfixia por N<sub>2</sub>. En el caso de la congelación, se producirían quemaduras y su gravedad dependerá del tiempo de exposición, de dónde se encuentre y cuál sea la extensión del área de contacto. Para evitar la congelación, es necesario trabajar con ropa de protección, gafas de seguridad y guantes y botas aislantes.

Por lo que se refiere a la asfixia por N<sub>2</sub>, aunque, por lo general, se trata de un gas inerte puede provocar la asfixia al entrar en contacto con el oxígeno. Para prevenirla, es necesario trabajar en grupos de varias personas, unidas unas a otras por un atalaje de seguridad. También se requiere un estricto control de la cantidad de oxígeno en la zona. En caso de ser una zona cerrada, será necesario mantener una ventilación adecuada y adicionalmente realizar una purga de aire.

Selección del material de construcción: como se mencionó en el *diseño mecánico de las columnas*, al trabar a bajas temperaturas, no todos los materiales son adecuados, por lo que hay que tener en cuenta su ductibilidad y las tensiones térmicas.

Explosiones e inflamabilidad: para que se produzca una explosión, es necesaria la coexistencia de un oxidante, un combustible y una fuente de ignición, como, por ejemplo, una chispa mecánica o un impacto. En este caso de estudio, el metano, al entrar en contacto con el aire, puede provocar una explosión. Existen unos límites de inflamabilidad (5-15 % mol) y de capacidad explosiva (6-14 % mol). Si el porcentaje de metano se encuentra por debajo o por encima de estos límites, no se producirá la explosión. Para evitar que los valores de metano sobrepasen estos límites es necesario un estricto de la presencia de aire en los equipos y dispositivos de almacenamiento.

Gas a presión excesiva: para evitar una sobrepresión, es necesario contar con dispositivos de alivio en los depósitos de almacenamiento, anclar los cilindros de forma

segura y el almacenamiento en una zona segura, así como comprobar el estado de las válvulas. Al liberar la presión de los recipientes, se debe tener cuidado, ya que la purga de gas se realiza a elevada velocidad y este puede penetrar en la piel del operario.

Por lo general, para evitar posibles accidentes, los operarios deben ser conscientes de los posibles peligros, así como de las medidas de protección a realizar en caso de accidente. Para ello hace falta cursos de formación del personal de la planta. Estos, por su propio interés, deben ser conscientes y responsables de la importancia de su seguridad en el trabajo junto a la del resto del equipo.

Un buen mantenimiento de la planta, junto a inspecciones periódicas de los equipos, puede disminuir las probabilidades de accidente. Por otra parte, se debe contar con una buena planificación y con un plan de emergencia.

## CAPÍTULO 4

### EVALUACIÓN DEL IMPACTO AMBIENTAL

En este capítulo, se analiza el impacto ambiental del proceso estudiado. También se proponen medidas correctoras para eliminar o, al menos, minimizar sus impactos.

#### 4.1. Identificación de los impactos del proceso.

A continuación, se examinan los principales contaminantes emitidos a la atmósfera, vertidos a los recursos hídricos y que se depositan en el suelo durante el funcionamiento de la planta <sup>[69-73]</sup>.

##### 4.1.1. Emisiones atmosféricas.

La *Agencia Ambiental Europea (EEA)* define la contaminación atmosférica como “la presencia en el aire de materias o formas de energía que impliquen riesgo, daño o molestia grave para las personas o bienes de cualquier naturaleza” <sup>[74]</sup>. Según esta definición, el único contaminante relevante en la planta es el metano porque, a diferencia del nitrógeno y del helio, actúa como gas de efecto invernadero.

Mientras se construye la planta, puede levantarse polvo en cantidades significativas. Mientras la planta esté operativa, se pueden producir fugas de los diferentes compuestos que entra en el proceso.

##### 4.1.2. Contaminación hídrica.

Este tipo de contaminación tendrá lugar, especialmente, durante la etapa de construcción de la planta y, en menor medida, con el lavado de los equipos.

##### 4.1.3. Contaminación del suelo.

Se produce principalmente en la fase de construcción. Es causada por la excavación e instalación de los equipos. Al tratarse de un proceso criogénico, un derrame de los productos obtenidos podría provocar que el suelo se helase.

#### 4.1.4. Contaminación acústica e impacto visual.

Los impactos negativos sobre la fauna y la flora se producirán, principalmente, durante la construcción, ya que para adecuar el terreno donde se localiza la planta hay que talar árboles y arrancar el sotobosque, lo que afecta a la vegetación y a la fauna de la zona. A esto debemos sumar lo mencionado al referirnos a la contaminación hídrica.

Los impactos negativos sobre la población también son ocasionados, en su mayor parte, durante la construcción, ya que se producirán ruidos y levantamiento de polvo. Otro efecto negativo será el ruido ocasionado por los equipos cuando la planta está en funcionamiento. En contraste con otros muchos procesos industriales, el impacto de las emisiones a la atmósfera sobre los humanos es muy bajo o casi nulo salvo en caso de un accidente.

#### 4.2. Matriz de impacto medioambiental y medidas correctoras.

Tras es el estudio expuesto anteriormente, se procede a mostrar la matriz de impacto medioambiental. En ella, se relacionan las actividades realizadas durante la construcción y el funcionamiento de la planta con sus consecuencias sobre el medio ambiente. Se trata de un análisis cualitativo que facilita la evaluación de la viabilidad ambiental del proyecto y la toma de medidas correctoras en caso de que sean necesarias.

**Tabla 4. 1.** Matriz de impacto ambiental <sup>4</sup>.

<b>Tipo de impacto</b>	<b>Fase de construcción</b>	<b>Fase de operación</b>
<b>Atmosférico</b>	-	-
<b>Hídrico</b>	-	0
<b>Suelo</b>	-	-
<b>Hábitat</b>	-	0
<b>Trabajadores y residentes</b>	+	+

<sup>4</sup> Impacto negativo: -; impacto positivo: +; sin impacto: 0.

Puede observarse que la mayor parte de los impactos negativos aparecen durante la fase de construcción. En cuanto a los impactos sobre la atmósfera, los recursos hídricos y el suelo, al ser temporales y de baja intensidad, no se proponen medidas correctoras. Para minimizar el impacto sobre el hábitat, las medidas correctoras consistirán en ubicar la planta en una zona de escaso valor ecológico. También ayudará a este propósito,

concentrar en la medida de lo posible la construcción de la planta en las estaciones del año que menos afecten a la reproducción de la fauna.

Para la fase de operación, al tratarse de efectos de larga duración, sí hay que tomar medidas correctoras para evitar o minimizar cualquier forma de contaminación. A continuación, se procede a la descripción de las medidas correctoras para cada impacto.

Contaminación atmosférica: a fin de minimizar las emisiones de CH<sub>4</sub>, es importante el diseño de las tuberías. Como las fugas suelen producirse en los puntos de conexión, es necesario reducir al máximo el número de ellos. Además, este gas puede provocar explosiones. Estas pueden evitarse mediante un sistema eficiente de control de la presión de los equipos y de los recipientes de almacenamiento <sup>[75]</sup>.

Contaminación del suelo: como se ha mencionado anteriormente, un derrame de los productos pueden provocar que el suelo se helase. Esto posiblemente causaría la abrasión y erosión en la zona del derrame <sup>[76]</sup>. Para evitar los derrames es necesario inspeccionar de forma regular los equipos o proteger las partes frágiles de los equipos y recipientes de almacenamiento.

## CAPÍTULO 5

### Estudio económico

En este capítulo se realiza un estudio económico asociado a la sección estudiada en este trabajo; es decir, la sección de destilación criogénica. Para ello, se calcula el capital inmovilizado y el circulante, así como los costes de operación. Por último, se realizará una estimación de los ingresos por ventas.

#### 5.1. Capital inmovilizado y capital circulante

El capital inmovilizado se define como el conjunto de elementos patrimoniales con carácter permanente y que no están destinados a la venta. El capital inmovilizado se divide en material (por ejemplo, terrenos, instalaciones y maquinaria) e inmaterial (I+D+I y costes legales, entre otros) <sup>[77.78]</sup>. En primer lugar, se calcula el coste de los equipos y, en segundo lugar, mediante el método de los porcentajes, se obtiene el coste del resto de sus partidas principales.

##### 5.1.1. Coste de los equipos

Para obtener el coste de los equipos se utiliza el simulador de McGraw Hill <sup>[79]</sup>. Este simulador calcula el coste de los equipos en función de los parámetros de diseño que sean especificados, como la presión, el material de construcción y las dimensiones. El coste obtenido se obtiene en dólares estadounidenses (\$) por lo que la conversión a euros (€) se ha realizado al tipo de cambio vigente el 18 de agosto de 2020: \$1=0,85 €.

Los costes obtenidos corresponden al año 2002, por lo que es necesario actualizarlos mediante la ecuación 5.1.

$$C_{2019} = C_{2002} \cdot \left( \frac{CEPCI_{2019}}{CEPCI_{2002}} \right) \quad [5.1]$$

Para esta actualización se necesita conocer el CEPCI (Índice de Coste de Plantas de la Industria Química), que es un parámetro adimensional publicado mensualmente. El valor más cercano al presente es el de diciembre de 2019 y es de 607,5 <sup>[80]</sup>. Para 2002 este tom

el valor mensual medio de 395,6 <sup>[81]</sup>. En la Tabla 5.1. se muestra el coste de los equipos a 2002, y actualizados para 2019 y su coste total para ambos años.

**Tabla 5. 1.** Precio de los equipos en 2002 y 2019.

<b>Equipo</b>	<b>Coste 2002 (€)</b>	<b>Coste 2019 (€)</b>
Columna DC-201	608.729	934.790
Columna DC-202	325.833	500.362
Tanque flash F-201	202.778	311.394
Bomba P-201 A/B	6.167	9.469
Intercambiador E-201	120.129	184.475
Intercambiador E-202	64.173	98.547
Intercambiador E-203	7.487	11.497
Intercambiador E-204	7.234	11.109
Intercambiador E-205	7.360	11.303
Intercambiador E-206	7.234	11.109
Intercambiador E-207	15.945	24.486
<b>Coste total</b>	<b>1.373.069</b>	<b>2.108.541</b>

El capital inmovilizado material e inmaterial se obtiene mediante el método de los porcentajes. Este asigna un cierto tanto por ciento del coste total de los equipos a los restantes componentes del capital inmovilizado <sup>[77]</sup>. Este porcentaje dependerá de si se trabaja con fluidos, sólidos o ambos. En la Tabla 5.2 se muestran los respectivos porcentajes aplicados a los componentes del capital inmovilizado, su coste en € y el valor total del capital inmovilizado.

**Tabla 5. 2.** Capital inmovilizado.

<b>Componentes</b>	<b>Porcentaje (%)</b>	<b>Coste (€)</b>
<b>Inmovilizado material</b>		
Equipos	100	2.108.541
Instalación de equipos	40	843.416
Tuberías	70	1.475.979
Instrumentación y control	20	421.708
Sistema eléctrico	10	210.854
Edificios	15	316.281
Terreno	20	421.708
<b>Subtotal (€)</b>		<b>5.798.487</b>
<b>Inmovilizado inmaterial</b>		
Ingeniería y supervisión	30	632.562
Contratista	5	105.427
Contingencia	10	210854
<b>Subtotal (€)</b>		<b>948.843</b>
<b>Capital inmovilizado total (€)</b>		<b>6.747.330</b>

El capital circulante (bienes que se extinguen con la primera utilización o con una vida útil de 1 año o menos) se obtiene como porcentaje del capital inmovilizado. El capital circulante varía desde un 5 %, en el caso de los procesos en los que solo se obtiene un producto o que requieren poco o ningún almacenamiento, hasta un 30 %, en el de varios productos de diferentes calidades para un mercado de bienes de alto valor añadido. Una cifra común en la industria petroquímica es 15 %, que es el porcentaje que se aplica en este proyecto.

Por último, se calcula el capital total de la inversión, mediante la suma del inmovilizado y del circulante. En la Tabla 5.3 se exponen el capital inmovilizado, el circulante y el capital total de este proyecto.

**Tabla 5. 3.** Capital inmovilizado total, circulante y coste total de la inversión

<b>Capital inmovilizado total (€)</b>	<b>6.747.330</b>
<b>Capital circulante (€)</b>	<b>1.012.099</b>
<b>Desembolso total (€)</b>	<b>7.759.427</b>

## 5.2. Costes de operación

Los costes de operación o producción se dividen en fijos y variables. Los primeros, que son independientes del nivel de producción, incluyen los siguientes: mantenimiento, suministros, directivos, amortización, seguros e impuestos. En los segundos, que sí dependen del nivel de producción, consisten en: mano de obra tanto directa como indirecta, el coste de materias primas y los costes de servicios.

### 5.2.1. Costes fijos

Los cuatro primeros componentes de los costes fijos mostrados en la Tabla 5.4, se calculan como porcentajes del inmovilizado. Como puede verse, oscilan entre el 0,5 % y el 10 %. El último de los componentes se estima como porcentaje a partir de la mano de obra directa. En la Tabla 5.4 también se muestra el coste de cada uno de estos componentes y el valor total de los costes de operación fijos.

**Tabla 5. 4.** Costes de operación fijos

<b>Partida</b>	<b>Porcentaje</b>	<b>Coste (€)</b>
<b>Suministros</b>	0,5 % del inmovilizado	33.373
<b>Mantenimiento</b>	6 % del inmovilizado	404.840
<b>Amortización</b>	10 % del inmovilizado	674.733
<b>Impuestos</b>	0,5 % del inmovilizado	33.737
<b>Seguros</b>	1 % del inmovilizado	67.473
<b>Directivos y técnicos</b>	30 % de la mano de obra directa	63.901
<b>Costes fijos totales (€)</b>		<b>1.251.420</b>

### 5.2.2. Costes variables

Los costes variables que se han mencionado al inicio de esta sección se calculan de la forma que se detalla a continuación para cada uno de ellos.

#### Materia prima

En este proceso, solo se utiliza una materia prima. Por tanto, se utiliza la ecuación 5.2.

$$C_{materia\ prima} = Caudal \cdot Precio \cdot Grado\ de\ utilización \quad [5.2]$$

El caudal (1.945 t/año) es el mismo utilizado en capítulos anteriores. Como precio, para evitar sesgos, se ha usado la media entre el valor más alto de los últimos años (592 \$/t en 2008) y el más bajo (74 \$/t en 2020) lo que, en €, equivale a 283 €/t. Por último, se

ha supuesto un grado de utilización de 0,75 de la capacidad instalada, valor medio de los límites de uso de la capacidad instalada [77]. Al sustituir los valores mencionados anteriormente se obtiene un coste de la materia prima de **412.899 €/año**.

### Mano de obra

En primer lugar, se calcula el coste de la mano de obra directa; es decir, el gasto salarial en los operarios que se encargan del correcto funcionamiento de los equipos. Para obtener el número de operarios necesarios, se utiliza la ecuación [5.3]

$$N_{OL} = \sqrt{6,29 + 31,7 \cdot P_{s,f}^2 + 0,23 \cdot N_{np}} \quad [5.3]$$

donde  $N_{OL}$  es el número de operarios y  $P_{s,f}$  es un factor que depende de si se trabaja con fluidos o sólidos. En este caso, la planta, al trabajar con fluidos, toma el valor 1.  $N_{np}$  es el número de equipos, cuyo valor es 10. Al sustituir estos valores en la ecuación [5.3] resulta ser 7 el número de operarios.

El salario medio de un técnico especializado en el funcionamiento de los equipos en la industria química polaca es de 77.520 PLN/año [82]. Para obtener el salario en € se ha utilizado el cambio vigente el 21 de agosto de 2020: 1 PLN = 0,23€, obteniendo un salario de 17.572 €/año. Como son necesarios 7 operarios, el coste total de la mano de obra directa será de **123.004 €/año**.

El coste de la mano de obra indirecta (personal de limpieza y de seguridad, entre otros), se obtiene como porcentaje de la mano de obra directa. Este porcentaje varía entre el 15 y 45 %. En este caso, se ha escogido un 30 % de la mano de obra directa, resultando **36.901 €/año**.

En la Tabla 5.5, se muestra los costes de la mano de obra directa, indirecta y el total.

**Tabla 5. 5.** Coste de mano de obra directa, indirecta y total

<b>Mano de obra directa (€/año)</b>	123.004
<b>Mano de obra indirecta (€/año)</b>	36.901
<b>Mano de obra total (€/año)</b>	<b>159.905</b>

### Servicios

En este apartado, se calcula el coste asociado al consumo de electricidad y los costes de calefacción y refrigeración de los equipos de la planta. El coste anual se obtiene con las ecuaciones [5.4], [5.5] y [5.6].

$$C_{energía} = Precio \cdot Potencia\ equipo \cdot t_{op} \quad [5.4]$$

$$C_{refrigeración} = Precio \cdot m_{agua} \quad [5.5]$$

$$C_{calefacción} = Precio \cdot m_{vapor} \quad [5.6]$$

Donde el *Precio* es el coste del servicio, la *Potencia equipo* son los kW necesarios para hacer funcionar todos los equipos,  $m_{agua}$  y  $m_{vapor}$  son los caudales máxicos necesarios y el  $t_{op}$  es el tiempo de operación de la planta (7920 h/año).

Con la ecuación [5.4] se calcula el coste del trabajo realizado por la bomba. El precio de la energía de uso industria en Polonia era de 0,13 €/kWh, en diciembre de 2019 <sup>[83]</sup>. Como la potencia de la bomba es de 15 kW, su coste energético es de **15.443 €/año**.

El coste del agua de refrigeración se obtiene con la ecuación [5.5]. Dicho coste fue de 0,07 €/t para 2004 y se ha actualizado mediante la fórmula [5.1]. El CEPCI para ese año es de 444. Por tanto, el precio actualizado para 2019 es de 0,1 €/t. Considerando que el caudal de agua es 11.010 t/año, el coste de refrigeración asciende a **1.057 €/año**.

Al igual que en el caso del agua de refrigeración, el coste del vapor de agua de calefacción en 2004 es de 10,8 €/t, este valor se ha actualizado con la ecuación [5.1], obteniendo un resultado de 14,8 €/t. El caudal de vapor es de 2.780 t/año y los costes son de **41.144 €/año**.

En la Tabla 5.6 se muestran los costes que se acaban de mencionar y el total de los costes de servicios de la unidad criogénica estudiada en este trabajo.

**Tabla 5. 6.** Resumen y resultado costes servicios

<b>Coste energía (€/año)</b>	15.443
<b>Costes refrigeración (€/año)</b>	1.600
<b>Costes calefacción (€/año)</b>	41.144
<b>Costes totales (€año)</b>	<b>58.187</b>

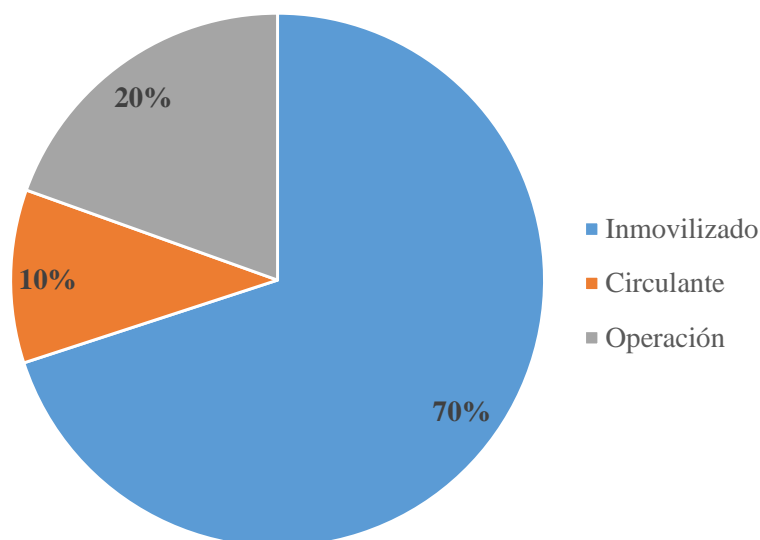
En la Tabla 5.7 se muestran un resumen de todos los costes calculados anteriormente y el coste total de operación, ya que son necesarios para obtener el presupuesto.

**Tabla 5. 7.** Resumen costes de operación

<b>Costes materia prima (€/año)</b>	412.899
<b>Costes mano de obra (€/año)</b>	159.905
<b>Costes servicios (€/año)</b>	58.187
<b>Costes fijos (€/año)</b>	1.251.420
<b>Costes de operación (€/año)</b>	<b>1.882.411</b>

### 5.3. Presupuesto

El presupuesto de la sección estudiada es el resultado de la suma del capital inmovilizado, el circulante y los costes de operación. La inversión inicial del proyecto en el año de partida es de **9.641.838 €**. En la Figura 5.1 se muestra el porcentaje de cada una de las partes que forman el presupuesto.

**Figura 5. 1.** Contribución al presupuesto

Como se puede observar, el mayor porcentaje corresponde al capital inmovilizado, lo cual es consistente con los requerimientos económico-financieros de una planta química, que pertenece al sector de la industria pesada de cualquier economía.

### 5.4. Estimación de ingresos

Dos supuestos básicos para la estimación de ingresos son los siguientes: 1) la producción corresponde al año 2020; 2) la planta opera al 75 % de su capacidad; y 3) la producción se vende en su totalidad. Lógicamente, los ingresos totales se han obtenido al sumar las ventas de los tres productos obtenidos en la planta. Las ventas para cada producto se obtienen mediante la ecuación [5.7]

$$Ventas_i = Caudal\ diseño_i \cdot Precio_i \cdot Coeficiente\ utilización \quad [5.7]$$

El *caudal diseño* es el caudal obtenido de cada producto expresado en L/año. El *Precio* es el precio de venta de cada producto. Como *coeficiente utilización* se ha empleado el mismo valor que el usado para calcular el coste de las materias primas (0,75).

Como el precio del nitrógeno varía poco se ha utilizado el precio encontrado para 2019, siendo 1,70 €/L <sup>[84]</sup>. En cambio, como el helio sí presenta volatilidad de precios –entre otras causas por el escaso número de productores- se ha optado por un precio medio entre un periodo de abundancia y uno de escasez, es decir, 63,8 €/L. Al igual que el helio, el precio del metano es muy volátil, por lo que se ha utilizado un valor medio del período 2008-2019 (3,85 €/L) <sup>[86]</sup>.

En la Tabla 5.8 se muestran el caudal obtenido a un coeficiente de utilización de 0,75 y los ingresos obtenidos por la venta de los productos. Además, se calcula el ingreso total de las ventas.

**Tabla 5. 8.** Ingresos por ventas

<b>Producto</b>	<b>Caudal al 75 % de utilización (L/año)</b>	<b>Ingresos (€/año)</b>
<b>Helio</b>	93.793	5.983.993
<b>Nitrógeno</b>	1.821.798	3.097.057
<b>Metano</b>	1.505.019	5.794.323
<b>Ingresos totales</b>		<b>10.645.304</b>

Pese a que la planta está especializada en la obtención de helio, los ingresos obtenidos por los subproductos nitrógeno y especialmente metano son muy importantes en la estructura de ingresos.

## CAPÍTULO 6

### BIBLIOGRAFÍA

[1] “Helium, chemical element”, *Encyclopedia Britannica*. Disponible en Internet: <https://www.britannica.com/science/helium-chemical-element>, consultado el 29 de julio de 2019.

[2] Perry, R. H., y Green, D.W. “Perry’s Chemical Engineers’ Handbook”, 8ª edición. McGraw-Hill, Nueva York (2008).

[3] National Center for Biotechnology Information. PubChem Database. Helium, Disponible en Internet: <https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/Helium>, consultado el 24 de marzo de 2019.

[4] Royal Society of Chemistry. ChemSpider. Search and share chemistry. Helium. Disponible en Internet: [http://www.chemspider.com/Chemical-Structure.22423.html?rid=7d23e904-c43f-4e32-a5e9-61fdd33ccada&page\\_num=0](http://www.chemspider.com/Chemical-Structure.22423.html?rid=7d23e904-c43f-4e32-a5e9-61fdd33ccada&page_num=0), consultado el 24 de marzo de 2019.

[5] King, H. M. “Helium: A byproduct of the natural gas industry”, Geology.com. Disponible en Internet: <https://geology.com/articles/helium/>, consultado el 24 de marzo de 2019.

[6] National Research Council. “The Impact of Selling the Federal Helium Reserve”. Washington, DC. The National Academies Press (2000) Disponible en Internet: <https://www.nap.edu/read/9860/chapter/6#27>, consultado el 24 de marzo de 2019.

[7] Enagas. 2013. Ficha de datos de seguridad: gas natural licuado. Disponible en Internet: <http://www.ecosmep.com/cabecera/upload/fichas/8164.PDF>, consultado el 24 de marzo de 2019.

[8] Ramos, M. A. “Refino de petróleo, gas natural y petroquímica”, Fundación Fomento Innovación Industrial, Madrid, pp. 58-61 (1997).

[9] Heinz-Wolfgang, H., ed. lit. “Industrial Gases Processing”, Wiley-VCH, Darmstadt, Germany, pp. 125-134 (2008).

[10] International Energy Agency. Natural Gas Statistics: Detailed and comprehensive annual data on natural gas supply, demand and trade. Disponible en Internet: <https://www.iea.org/statistics/naturalgas/>, consultado el 24 de marzo de 2019.

[11] BP. Natural Gas. Disponible en Internet: <https://www.bp.com/en/global/corporate/energy-economics/energy-outlook/demand-by-fuel/natural-gas.html>, consultado el 24 de marzo de 2019.

[12] Sedigas. Informe anual 2017: El gas en Europa y en el mundo. Disponible en Internet: <http://www.sedigas.es/informeanual/2017/wp-content/uploads/2018/06/Informe-anual-2017-EL-GAS-EN-EUROPA-Y-MUNDO.pdf>, consultado el 24 de marzo de 2019.

[13] EPCM Holdings. Process technologies for helium recovery from natural gas: a review. Disponible en Internet: <https://epcmholdings.com/process-technologies-for-helium-recovery-from-natural-gas-a-review/>, consultado el 24 de marzo de 2019.

[14] Agrawal, R., Herron, D. M., Rowles, H. C., y Kinard, G. E. "Cryogenic technology" en: Kirk-Othmer, Ed lit., Encyclopedia of Chemical Technology, Vol. 8, John Wiley & Sons, Hoboken, NJ, pp. 40-65 (2003).

[15] Häussinger, P., Glatthaar, R., Rhode, W., Kick, H., Benkmann, Ch., Web, J., Wunschel, H-J., Stenke, V., Leicht, E., y Stenger, H. "Noble gases" en: G Walter, Ed lit., Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, Wiley-VCH Weinheim, Baden-Württemberg, Germany, pp. 392-438 (2005).

[16] Grynia, E., y Griffin, P. J. *The Journal of Natural Gas Engineering*, 2019, 1 (2), pp. 163-215. Disponible en Internet: <https://www.degruyter.com/view/journals/jnge/1/2/article-p163.xml>, consultado el 24/05/2020.

[17] Saudi, N. "Helium production in the world". *Al Jazeera*. 26 de julio de 2017. Disponible en Internet: <https://www.aljazeera.com/indepth/interactive/2017/07/helium-production-world-170726095826950.html>, consultado el 24 de marzo de 2019.

[18] National Research Council. "Selling the Nation's Helium Reserve". Washington, DC. The National Academies Press (2010) Disponible en Internet: <https://www.nap.edu/read/12844/chapter/7#72>, consultado el 24 de marzo de 2019.

[19] Mohr, S. y Ward, J. "Helium Production and Possible Projection" *Minerals*, 2014, 4, pp. 130-144.

[20] QatarGas. Ras Laffan Helium. Disponible en Internet: <http://www.qatargas.com/english/operations/ras-laffan-helium>, consultado el 24 de marzo de 2019.

[21] IHS Markit, 2016. Helium: Chemical Economics Handbook. Disponible en Internet: <https://ihsmarkit.com/products/helium-chemical-economics-handbook.html>, consultado el 24 de marzo de 2019.

[22] A look at rising helium prices. *W&G Today*. 2012, 30 April. <http://www.weldingandgases.today.org/index.php/2012/04/a-look-at-rising-helium-prices/>, consultado el 24 de marzo de 2019.

[23] Clarke, R. H. The global Helium supply. 2014. Disponible en Internet: [https://www.b2match.eu/system/cryoineurope/files/4F05\\_Notes\\_STFC\\_EU\\_Cryo\\_Day\\_29may14\\_RHClarke\\_'helium\\_supply'.pdf?1402044097](https://www.b2match.eu/system/cryoineurope/files/4F05_Notes_STFC_EU_Cryo_Day_29may14_RHClarke_'helium_supply'.pdf?1402044097), consultado el 24 de marzo de 2019.

[24] EDISON Investment Research. 2017. Helium- Macro View. Disponible en Internet: <https://www.edisoninvestmentresearch.com/?ACT=19&ID=20087&dir=sectorreports&field=19>, consultado el 24 de marzo de 2019.

[25] Trakimavičius, L. 2017. How helium shortages might burst Europe's security. EURACTIV. Disponible en Internet: <https://www.euractiv.com/section/energy/opinion/how-helium-shortages-might-burst-europes-security/>, consultado el 24 de marzo de 2019.

[26] European Chemicals Agency, ECHA Database. Helium, Disponible en Internet: <https://echa.europa.eu/es/substance-information/-/substanceinfo/100.068.331>, consultado el 24 de marzo de 2019.

[27] Sampson, J. 2017. Helium added to the EU Critical Raw Materials List. GASWORLD. Disponible en Internet: <https://www.gasworld.com/helium-added-to-the-eu-critical-raw-materials-list-/2013551.article>, consultado el 24 de marzo de 2019.

[28] Czapigo-Czapla, M., y Brzeziński, D. 2017. Mineral Resources of Poland, Helium. Polish Geological Institute, National Research Institute. Disponible en Internet: <http://geoportal.pgi.gov.pl/surowce/energetyczne/hel>, consultado el 24 de marzo de 2019.

[29] Piatkowski, M. Poland Is Europe's Growth Champion, can this continue? *The Globalist*. 2019, February 19. Disponible en Internet: <https://www.theglobalist.com/poland-economy-gdp-european-union/>, consultado el 24 de marzo de 2019.

[30] Instituto de Estudios Económicos. 2016. España ocupa el puesto 18 en el ranking nacional de costes laborales en 45 países. Disponible en Internet: <https://www.ieemadrid.es/2018/02/02/espana-ocupa-puesto-18-ranking-nacional-costes-laborales-45-paises/>, consultado el 24 de marzo de 2019.

[31] European Environment Agency. 2017. Poland country briefing – The European environment – state and outlook 2015. Disponible en Internet: <https://www.eea.europa.eu/soer-2015/countries/poland>, consultado el 24 de marzo de 2019.

[32] Municipio de Odolanów. 2018. En Wikipedia. Disponible en Internet: [https://es.wikipedia.org/wiki/Municipio\\_de\\_Odolan%C3%B3w](https://es.wikipedia.org/wiki/Municipio_de_Odolan%C3%B3w), consultado el 24 de marzo de 2019.

[33] Polish Oil and Gas Company, PGNiG. Odolanów Branch. Disponible en Internet: [http://www.wydawnictwo-gorscy.pl/pdf/3195\\_krio\\_folder\\_gb.pdf](http://www.wydawnictwo-gorscy.pl/pdf/3195_krio_folder_gb.pdf), consultado el 24 de marzo de 2019.

[34] Polish Oil and Gas Company, PGNiG. Integrated Annual Report 2017. Disponible en Internet: <http://en.pgnig2017.pl/>, consultado el 24 de marzo de 2019.

[35] EnergiNet and Gaz-System SA. Baltic pipe project. Disponible en Internet: <https://www.baltic-pipe.eu/the-project/>, consultado el 24 de marzo de 2019.

[36] Mukhopadyay, M. "Helium sources and recovery processes- with special reference to India". *Cryogenics*, 1980, 20, pp. 224-246. Disponible en Internet: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/0011227580900478>, consultado el 24 de mayo 2020.

[37] Cholast, K., Kociemba, A., Isalski, H., y Heath, J. "Improvements in Nitrogen Rejection Unit Performance with changing gas compositions". Gas Processor Association- Annual Conference, Varsovia 21-23 September 2005.

[38] Ciesielczyk, E., Rudnicki, J., y Kociemba, A. Determining the maximum LNG production rate by process simulation modelling of low temperature natural gas separation unit. IGU (International Gas Union). Disponible en Internet:

[http://members.igu.org/html/wgc2003/WGC\\_pdffiles/10162\\_1046126795\\_662\\_1.pdf](http://members.igu.org/html/wgc2003/WGC_pdffiles/10162_1046126795_662_1.pdf) , consultado el 24 de mayo 2020.

[39] MacKenzie, D., Cheta, I., y Burns, D. “Removing nitrogen” *Gas Liquid Engineering*, 2002, pp. 57-63. Disponible en Internet: [https://www.gasliquids.com/pdfs/2002\\_RemovingNitrogen.pdf](https://www.gasliquids.com/pdfs/2002_RemovingNitrogen.pdf), consultado el 24 de mayo de 2020.

[40] Jones, J. K., y Stacey, J. M. “The recovery and liquefaction of helium from natural gas in Poland”. *Cryogenics*, 1974, Vol. 14, pp. 198-202. Disponible en Internet: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/0011227574901878>, consultado el 24 de mayo 2020.

[41] Carlson, E.C. “Don’t gamble with physical properties for simulations”. *Chemical Engineering Progress*, Nueva York, pp. 35-46 (1996).

[42] Henley, E. J., y Seader, J. D. “Operaciones de separación por etapas de equilibrio en ingeniería química”, 1ª edición. Reverté, Barcelona, pp. 467-548 (2013).

[43] Poling, B., Prausnitz, J., y O’Connell, J. “The properties of Gases and Liquids”, 5ª edición. McGraw Hill, Nueva York (2001).

[44] Gómez, A., Font, A., y Blanes, Mª J. Métodos aproximados para el cálculo de operaciones de separación multicomponente. Universidad de Alicante. Disponible en Internet: <http://iq.ua.es/MetAprox/index.html> , consultado el 24 de mayo 2020.

[45] Henley, E. J., y Seader, J. D. “Operaciones de separación por etapas de equilibrio en ingeniería química”, 1ª edición. Reverté, Barcelona, pp. 530-577 (2013).

[46] National Institute of Standards and Technology (NIST). Libro del Web de Química del NIST. Disponible en Internet: <https://webbook.nist.gov/> , consultado el 15 de septiembre de 2020.

[47] Aguilera, M. E., González-Mendizabal, D., López de Ramos, A., Matamoros, L., y Oronel, C. “Estimación de propiedades de transporte: viscosidades”. Universidad Simón Bolívar. Departamento de Termodinámica y Fenómenos de Transporte. Caracas, Venezuela (2005). Disponible en Internet: [http://gecousb.com.ve/guias/GECO/Fen%C3%B3menos%20De%20Transporte%201%20\(TF-1221\)/Material%20Te%C3%B3rico%20\(TF-1221\)/TF-1221%20Estimaci%C3%B3n%20de%20Viscosidades.pdf](http://gecousb.com.ve/guias/GECO/Fen%C3%B3menos%20De%20Transporte%201%20(TF-1221)/Material%20Te%C3%B3rico%20(TF-1221)/TF-1221%20Estimaci%C3%B3n%20de%20Viscosidades.pdf) , consultado 24 de mayo 2020.

[48] Towler, G., y Sinnott, R. “Chemical Engineering Desing. Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design” 2ª edición. Elsevier Science &Technology, Amsterdam, pp. 807-935 (2012).

[49] Baasel, W. D. “Preliminary chemical engineering plant design”, 2ª edición. Van Nostrand Reinhold, Nueva York, pp. 115-116 (1990).

[50] Sinnott, R., y Towler, G. “Diseño en ingeniería química”, 5ª edición. Reverté, Barcelona, pp. 720-762 (2012).

[51] Al-Haj Ibrahim, H. Desing of Fractionation Columns. IntechOpen. 8 de septiembre de 2014. Disponible en Internet: <https://www.intechopen.com/books/matlab-applications-for-the-practical-engineer/design-of-fractionation-columns>, consultado el 24 de mayo de 2020

[52] Wankat, P. C. “Equilibrium Staged Separations”. Prentice-Hall. 1ª edición. Indiana. Cap. 3. (1998).

[53] Bonsfills, A., Dorado, T., Lao, C., Gamisans, X., y Solé, M. Planta piloto de absorción de gases. Escola Politècnica Superior d'Enginyeria de Manresa. Disponible en Internet: [http://lacova.upc.es/~plantapilot/castella/model%20matematic\\_2.3.1.html](http://lacova.upc.es/~plantapilot/castella/model%20matematic_2.3.1.html), consultado el 24 de mayo de 2020

[54] ASME Boiler & Pressure Vessel Code, Sección VIII, División 1 “Rules for Construction of Pressure Vessels”.

[55] Committee on Stainless Steel Products. Design Guidelines for the Selection and use of Stainless Steel. *Designer's Handbook Series*. Specialty Steel Industry of the United States (1993).

[56] Couper, J. R., Penney, W. R., Fair, J. R., y Wallas, S. M. “Chemical process equipment- Selection and design”, 2ª edición. Elsevier Science & Technology, Ámsterdam, pp 641-662 (2009).

[57] Costa, E. “Ingeniería Química. Flujo de fluidos”, 1ª edición. Alhambra, Madrid, pp. 3941-410 (1985).

[58] Barber Nichols. Cryogenics pumps. Disponible en Internet: <https://www.barber-nichols.com/products/pumps/cryogenic-pumps/>, consultado el 24 de mayo de 2020.

[59] Flynn, T. M. “Cryogenic Engineering”, 2ª edición. Marcel Dekker, Nueva York, pp. 672-695 (2005).

[60] Weikl, M.C, Braun, K., y Weiss, J. “Coil-wound Heat Exchangers for Molten Salt Applications”. *Energy Procedia*, Vol. 49, pp. 1054-1060 (2014).

[61] Air Products and Chemicals, Inc. Air Products' MCR, coil-wound heat exchangers: the heart of your facility (2013).

[62] Kinard, G. E., Liu, Y.N., y Truong, T. Coil wound heat exchanger. UE, Patent No. 1367350A1, 2003-12-03.

[63] Towler, G., y Sinnott, R. “Chemical Engineering Design. Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design” 2ª edición. Elsevier Science &Technology, Amsterdam, pp. 709-756 (2012).

[64] Barron, R. F., y Nellis, G. F. “Cryogenic heat transfer”, 2ª edición. CRC Press, Londres, pp. 497-606. (2016)

[65] Crawley, F., y Tyler, B. “HAZOP”, 3ª edición, Elsevier Science &Technology, Amsterdam (2015).

[66] Towler, G., y Sinnott, R. “Chemical Engineering Design. Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design” 2ª edición. Elsevier Science &Technology, Amsterdam, pp. 194-245 (2012).

[67] AspenTech, “Piping and instrumentation drawings”, Cambridge, MA (2000).

[68] Flynn, T. M. “Cryogenic Engineering”, 2ª edición. Marcel Dekker, Nueva Work, pp. 633-638, 773-871 (2005).

[69] Air Products. INFRA S.A. Ficha de seguridad. Helio gas (2011). Disponible en Internet: <http://www3.uacj.mx/IIT/CICTA/Documents/Gases/helio.pdf> , consultado 20 de junio de 2020.

[70] Linde. Ficha de seguridad. Helio líquido (2015). Disponible en Internet: [https://www.linde-gas.es/es/images/FDS-10021826-02-00-ES\\_tcm316-89415.pdf](https://www.linde-gas.es/es/images/FDS-10021826-02-00-ES_tcm316-89415.pdf) , consultado 20 de junio de 2020.

[71] Air Products. INFRA S.A. Ficha de seguridad. Nitrógeno gas (2011). Disponible en Internet: <http://www3.uacj.mx/IIT/CICTA/Documents/Gases/nitrogeno.pdf> , consultado 20 de junio de 2020.

[72] Air Liquide, Healthcare. Ficha de seguridad. Nitrógeno líquido (2015). Disponible en Internet: [https://www.airliquidehealthcare.es/sites/alh\\_es/files/sds/2016/09/28/nitrogeno\\_liquido\\_medicinal\\_089b-2\\_1.pdf](https://www.airliquidehealthcare.es/sites/alh_es/files/sds/2016/09/28/nitrogeno_liquido_medicinal_089b-2_1.pdf) , consultado 20 de junio de 2020.

[73] Praxair. Ficha de seguridad. Metano gas (2009). Disponible en Internet: <http://www.praxair.com.mx/-/media/corporate/praxair-mexico/documents/safety-data-sheets/metano-hds-p4618f-2009.pdf?rev=56a897a149db466ba7075e60ca63d0b0> , consultado 20 de junio de 2020.

[74] Gallego, A., González, I., y Sánchez, B. “Contaminación atmosférica”. Universidad Nacional de Educación a Distancia, UNED, Madrid, pp. lix (2012).

[75] Pérez, A. “Prevención de fugas n instalaciones (I): seguridad en proyecto”. Ministerio de Trabajo y Asuntos Sociales. Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo. España (1996). Disponible en Internet: [https://www.insst.es/documents/94886/326827/ntp\\_363.pdf/bfebc086-0894-4bfc-812a-1e980e8872f1](https://www.insst.es/documents/94886/326827/ntp_363.pdf/bfebc086-0894-4bfc-812a-1e980e8872f1) , consultado 20 de junio de 2020.

[76] Manahan, S. E. “Introducción a la química ambiental”, 1ª edición. Reverté S.A, México D.F., pp. 323-325 (2007).

[77] Donoso, A. Activo inmovilizado. *Economipedia*. Disponible en Internet: <https://economipedia.com/definiciones/activo-inmovilizado.html> , consultado el día 26 de agosto de 2020.

[78] Towler, G., y Sinnott, R. “Chemical Engineering Desing. Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design” 2ª edición. Elsevier Science &Technology, Amsterdam, pp. 307-354 (2012).

[79] Couper, J. R., Penney, W. R., y Fair, J. R. “Chemical Process Equipment: Selection and Design” 3ª edición. Elsevier Science & Technology, Amsterdam, pp. 731-741 (2012).

[80] Peters, M. S., Timmerhaus, K. D., y West, R. E. Equipment Costs: Plant Design and Economics for Chemical Engineers. 5ª edición. Disponible en Internet: <http://www.mhhe.com/engcs/chemical/peters/data/>, consultado el 15 de septiembre de 2020.

[81] Chemical Engineering. Chemical Engineering Plant Cost Index: 2019 Annual Value. Disponible en Internet: <https://www.chemengonline.com/2019-chemical-engineering-plant-cost-index-annual-average/>, consultado el 26 de agosto de 2020.

[82] Norwegian University of Science and Technology. Índice CEPCI. Disponible en Internet: [http://folk.ntnu.no/magnehi/cepci\\_2011\\_py.pdf](http://folk.ntnu.no/magnehi/cepci_2011_py.pdf), consultado el 26 de agosto de 2020.

[83] Salary Explorer. 2020. Industrial Engineer Average Salary in Poland 2020. Disponible en Internet: <http://www.salaryexplorer.com/salary-survey.php?loc=173&loctype=1&job=481&jobtype=3>, consultado el día 26 de agosto de 2020.

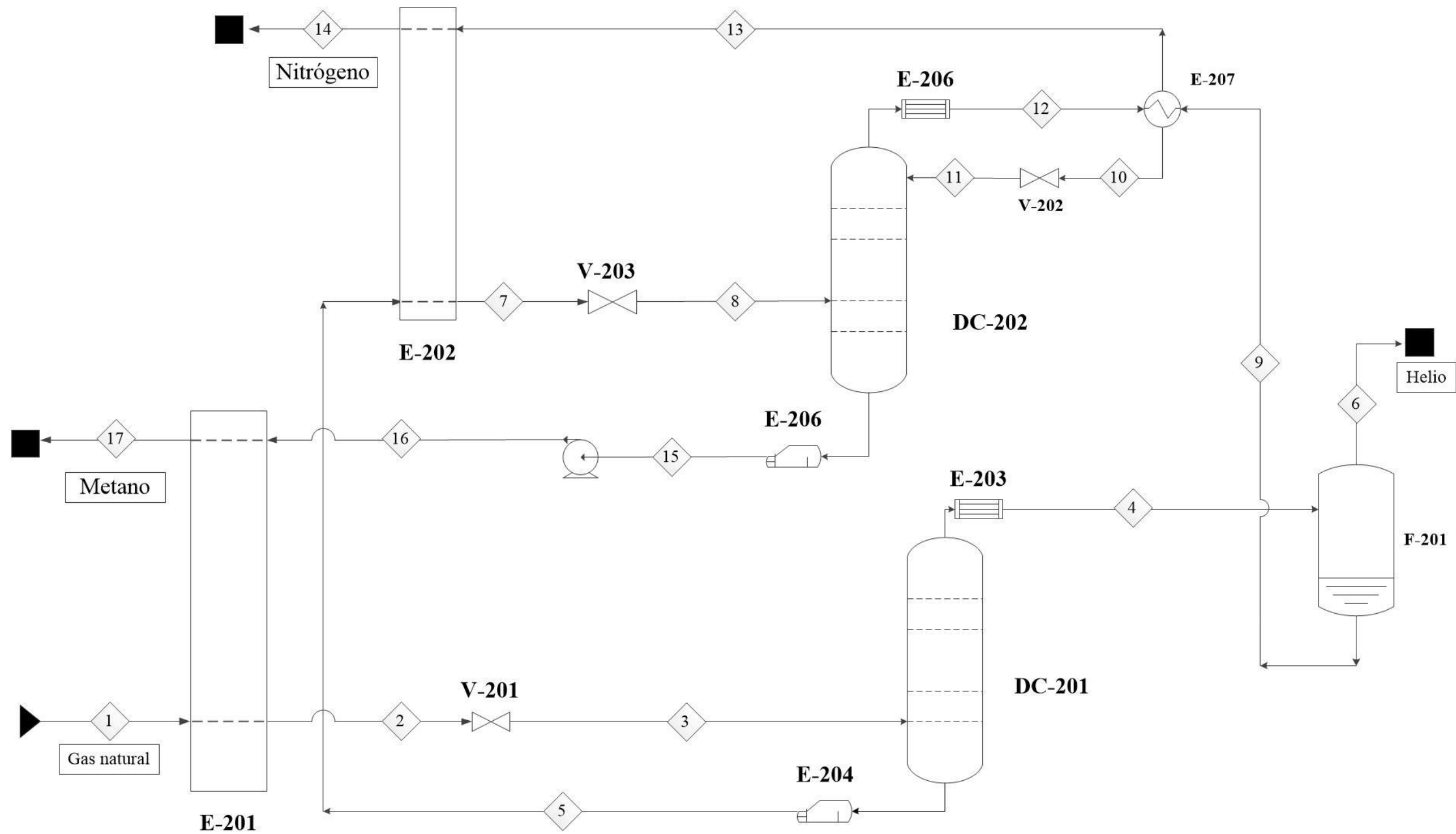
[84] Global Petrol Prices. 2020. Poland electricity prices. Disponible en Internet: [https://www.globalpetrolprices.com/Poland/electricity\\_prices/](https://www.globalpetrolprices.com/Poland/electricity_prices/), consultado el 26 de agosto de 2020.


[85] University of Arkansas. Liquid Nitrogen Price List. Disponible en Internet: <https://procurement.uark.edu/e-procurement/liquid-nitrogen-price-list.php>, consultado el 26 de Agosto de 2020.

[86] Kramer, D. Helium Users Grapple with Supply Crunch. *Physics Today*, 2019, 34. Disponible en Internet: <https://www.aip.org/fyi/2019/helium-users-grapple-supply-crunch>, consultado el 26 de agosto de 2020.

[87] Macro trends. 2020. Natural Gas Prices- Historial Chart. Disponible en Internet: <https://www.macrotrends.net/2478/natural-gas-prices-historical-chart>, consultado el 26 de agosto de 2020.

Anexo I. Diagrama de flujo.



DC-201/202 Columnas de destilación	E-201/207 Intercambiadores de calor	V-201/203 Válvulas de Joule-Thomson	F-201 Recipiente flash	P-201A/B Bomba	 UNIVERSIDAD COMPLUTENSE DE MADRID Facultad de Ciencias Químicas Proyecto: Diseño de la unidad de destilación criogénica para la obtención de helio	
						Alumna: Jimena Dobado Palafox
						Fecha: 15/06/2018
						Rev: 0

## Anexo II. Balances de materia y energía.

**Tabla II. 1.** Balances de materia y energía.

<b>Corriente</b>	1	2	3	4	5 <sup>4</sup>	6	7	8
<b>Presión (bar)</b>	56	53	27	27	28,7	27	20	1,5
<b>Temperatura (°C)</b>	-51	-151	-150,8	-180	-132,5	-222,9	-150,2	-177,4
<b>Caudal másico (kg/h)</b>	245,5	245,5	245,5	0,469	245,02	0,172	245,02	245,02
<b>Entalpía (kJ/mol)</b>	-45,76	-53,87	-53,87	-4,92	-52,82	-5,159	-53,58	-53,58
<b>Fracción molar</b>								
<b>He</b>	0,0041	0,0041	0,0041	0,8	0,00041	0,9995	-	-
<b>N<sub>2</sub></b>	0,4311	0,4311	0,4311	0,196	0,432	0,000488	0,432	0,432
<b>CH<sub>4</sub></b>	0,5648	0,5648	0,5648	0,0031	0,567	4,72·e <sup>-8</sup>	0,567	0,567

4 Las corrientes implicadas en la columna DC-102 el contenido en helio es tan pequeño que se ha considerado que la corriente solo es nitrógeno y metano.

**Tabla II. 2.** Balances de materia y energía. Continuación.

<b>Corriente</b>	9	10	11	12	13	14	15	16	17
<b>Presión (bar)</b>	27	24	1	1	1	1	1,5	18	18
<b>Temperatura (°C)</b>	-222,9	-153,7	-195,5	-195,7	-195,7	-132,4	-158,5	-157,4	-162,5
<b>Caudal másico (kg/h)</b>	0,296	0,296	0,296	138,59	138,59	138,59	106,44	106,44	106,44
<b>Entalpía (kJ/mol)</b>	-14,62	-10,35	-10,35	-12,19	-12,76	-12,56	-88,34	-88,24	-88,03
<b>Fracción molar</b>									
<b>He</b>	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>N<sub>2</sub></b>	0,934	0,984	0,984	0,998	0,998	0,998	0,00757	0,998	0,998
<b>CH<sub>4</sub></b>	0,0151	0,0159	0,0159	0,00132	0,00132	0,00132	0,992	0,00132	0,00132

### Anexo III. Análisis HAZOP. Línea L1

Palabra guía	Desviación	Causas	Consecuencias	Acciones a tomar
<b>NO</b>	Caudal	Fallo en equipos previos Paro del proceso Rotura de la línea	No se consigue la producción de diseño	Revisión y mantenimiento de los equipos previos Planificación y mantenimiento Lazo de control para regular el caudal
	Presión	Fallo en equipos previos Sobrepresión del compresor Fallo en sellado de juntas	Daños mecánicos en el equipo No se consigue la producción de diseño	Indicador de presión conectado lazo de control Revisión periódica de sellado de juntas
<b>MÁS</b>	Temperatura	Fallo en equipos previos Puntos calientes	No se consigue la producción de diseño Daños mecánicos en el equipo y tuberías	Indicador de temperatura conectado a lazo de control
	Caudal	Presión de descarga demasiado elevada Fugas Fallo en la regulación de caudal	Inundación de la columna Aumento de la presión Falta de capacidad en la caldera	Válvulas de alivio Corriente de drenaje de líquido Control de caudal de salida Control de nivel en la columna
<b>MENOS</b>	Presión	Fallo en el sellado Rotura de línea Paro en el proceso Fallo en equipos previos	Disminución del punto de ebullición Separación defectuosa	Indicador de presión conectado a lazo de control Peligro de explosión o incendio
	Temperatura	Fallo en equipos previos Disminución de la eficacia de la caldera	No se consigue la producción de diseño	Indicador de temperatura conectado a lazo de control
	Caudal	Fallo de equipos previos Rotura de línea Fugas	No se consigue la producción de diseño	Lazo de control de flujo Control de nivel en la columna
<b>PARTE DE</b>	Impurezas	Mal acondicionamiento de materias primas	Presencia de impurezas en el producto	Control de calidad de materias primas

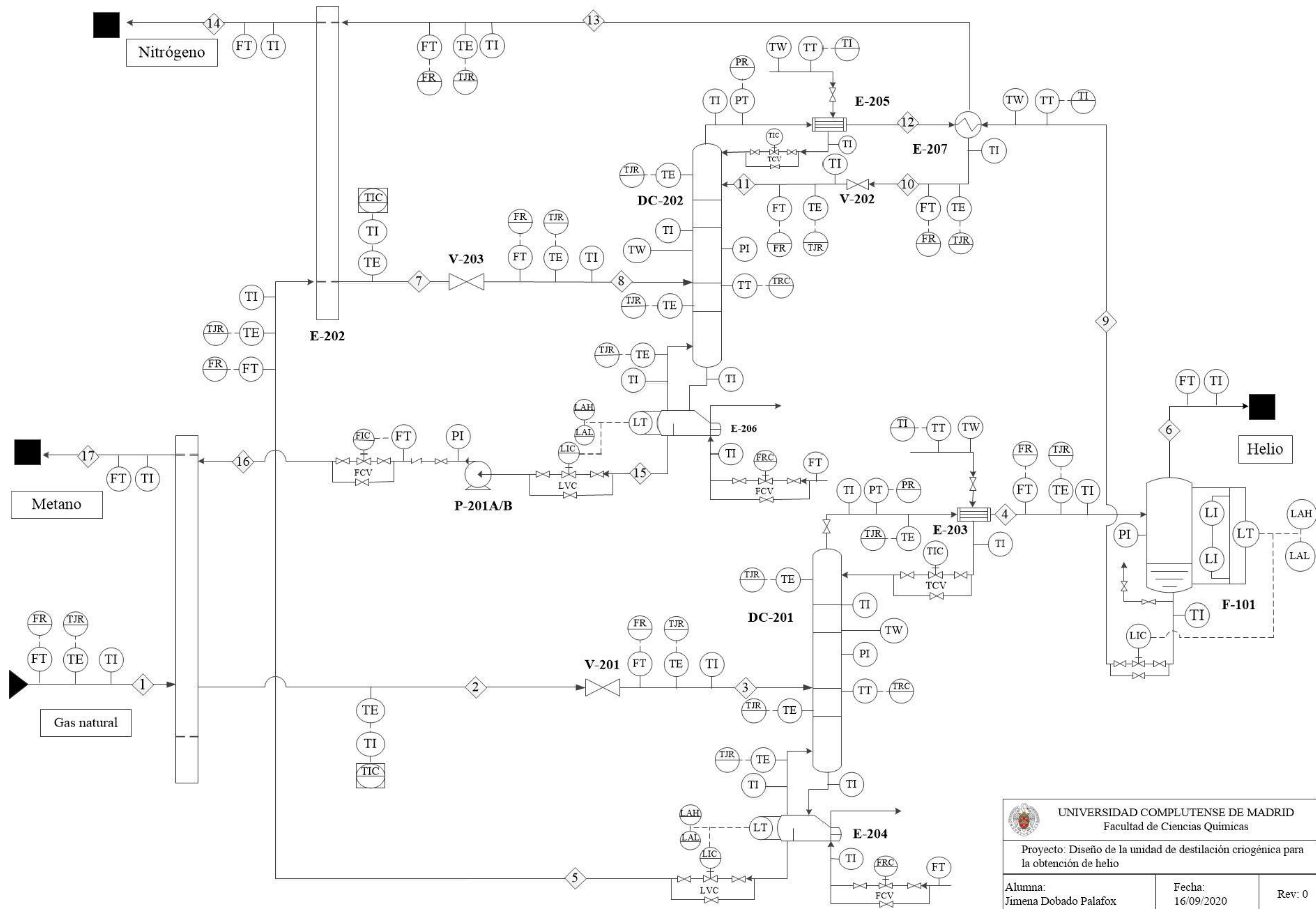
## Anexo III. Análisis HAZOP. Línea L2


Palabra guía	Desviación	Causas	Consecuencias	Acciones a tomar
NO	Caudal	Fallo en la columna Fallo en la corriente de entrada	No se consigue la producción de diseño Frenado del proceso	Instalación de válvulas anti retorno Lazo de control de flujo
	Presión	Fallo en la columna Aumento del caudal L1	Daños mecánicos en el equipo Fallo en equipos posteriores Aumento de presión	Indicador de presión conectado a lazo de control
MÁS	Temperatura	Fallo en la columna Fallo en el condensador Cambio condiciones de entrada	Daños mecánicos en el equipo Destilado y reflujo insuficientes Calentamiento del acumulador	Indicador de temperatura conectado a un lazo de control
	Caudal	Fallo en la columna	Anegamiento No se consigue la producción de diseño Explosión	Corriente de drenaje de líquido Lazo de control de caudal Control de nivel en la columna
MENOS	Presión	Fallo en la columna Paro en el proceso	No se consigue la producción de diseño Destilado y reflujo insuficientes	Indicador de presión conectado a un lazo de control
	Temperatura	Fallo en la columna Variación de las condiciones de entrada Paro en el proceso	Fallo en los equipos posteriores Posibles fallos mecánicos No se consigue la producción de diseño	Medidor de temperatura conectado a un lazo de control
	Caudal	Fallo en la columna Cambio en las condiciones de alimentación	No se consigue la producción de diseño	Lazo de control unido a medidor de nivel Control de corrientes de entrada en función de corrientes de salida
PARTE DE	Impurezas	Mal acondicionamiento de materias primas Mal sellado de equipos	Presencia de impurezas en el producto	Control de calidad de materias primas

## Anexo III. Análisis HAZOP. Línea L3

Palabra guía	Desviación	Causas	Consecuencias	Acciones a tomar
<b>NO</b>	Caudal	Fallo en la columna/ caldera/ corriente de entrada	No se consigue la producción de diseño Frenado del proceso	Instalar válvula anti retorno Alarma
<b>MÁS</b>	Presión	Fallo en la columna Cambio en las condiciones de la corriente de alimentación	Daños mecánicos en el equipo No se consigue la producción de diseño	Indicador de presión conectado a lazo de control
	Temperatura	Fallo en la caldera Cambio en las corriente de alimentación	Fallo en los equipos posteriores Calentamiento de la columna No se consigue la producción de diseño	Indicador de temperatura conectado a lazo de control
	Caudal	Fallo en la columna/caldera Fallo en el sistema de regulación del caudal Incremento del nivel de líquido en la columna	Anegamiento de la columna No se consigue la producción de diseño Fallo en equipos posteriores Peligro de explosión	Alarma de nivel en la columna Corriente de drenaje Regulación de caudal de salida conectado a lazo de control
<b>MENOS</b>	Presión	Paro en el proceso Mal sellado	No se consigue la producción de diseño	Indicador de presión conectado a lazo de control
	Temperatura	Fallo en la caldera Cambio en las condiciones de la corriente de alimentación Paro en el proceso	Fallo en los equipos posteriores Menor caudal de reflujo Peor separación No se consigue la producción de diseño	Indicador de temperatura conectado a lazo de control
	Caudal	Fallo en la columna/caldera Cambio en la corriente de alimentación Fugas en corrientes previas	No se consigue la producción de diseño Menor caudal de reflujo Peor separación	Control de nivel en la columna Control de corrientes de entrada en función de corrientes de salida
<b>PARTE DE</b>	Impurezas	Mal acondicionamiento de materias primas	Presencia de impurezas en el producto	Control de calidad de materias primas

Anexo IV. Diagrama P&ID.



 UNIVERSIDAD COMPLUTENSE DE MADRID Facultad de Ciencias Químicas		
Proyecto: Diseño de la unidad de destilación criogénica para la obtención de helio		
Alumna: Jimena Dobado Palafox	Fecha: 16/09/2020	Rev: 0