



UNIVERSIDAD NACIONAL DEL COMAHUE

FACULTAD DE INGENIERÍA

---

PROYECTO INTEGRADOR PROFESIONAL

**INGENIERÍA CONCEPTUAL DE POLIDUCTO DE TRANSPORTE DE  
NGLs**

---

AUTOR

Josefina Crespo Romero

Ingeniería Química

Legajo N° ING 2956

---

DIRECTORES

Directora Externa: Ing. Mariana Ballesteros

Directora Académica: Dra. Florencia Toschi

---

NOVIEMBRE 2023



## RESUMEN

---

El presente trabajo se desarrolla en base a los meses de trabajo cumplidos dentro de la estructura de Ingeniería de Diseño de Procesos en Techint Ingeniería & Construcción (Techint E&C). El lugar de trabajo es la Oficina Comercial Neuquén. La misma trabaja principalmente en la Ingeniería básica y de detalle de proyectos EPC locales (siglas correspondientes a *Engineering, Procurement, Construction*).

El siguiente informe presenta el desarrollo de la ingeniería conceptual para el diseño de un ducto que transporta una mezcla de hidrocarburos líquidos a una Planta de fraccionamiento, donde se separan y se despachan los diferentes productos comerciales. El enfoque está principalmente en los resultados de los cálculos hidráulicos y de *flow assurance* dentro del marco de la Ingeniería de Procesos.

El primer capítulo es introductorio al proceso de extracción, tratamiento y transporte del gas natural y sus líquidos, conocidos como NGLs (por sus siglas en inglés, *Natural Gas Liquids*) y al proyecto en particular en el que se desarrolla este trabajo. Sobre este último punto también se nombran las funciones principales del Ingeniero de Procesos en estos tipos de proyectos.

Los siguientes capítulos se enfocan en las bases de diseño, los criterios planteados y los resultados obtenidos, para los cuales fue necesario aplicar conocimientos específicos de la carrera de Ingeniería Química a la industria del petróleo y de la ingeniería y construcción también. Para ello, se utilizaron conceptos adquiridos en materias como “Operaciones Unitarias I”, “Fenómenos de Transporte para Ingeniería Química” y “Diseño y Simulación de Procesos Asistidos por Computadora”.

Finalmente, se expone el análisis de los resultados a modo de conclusión para brindar al cliente las herramientas necesarias para la evaluación de la continuación del proyecto y el diseño de ducto apropiado para el mismo.



---

## ABSTRACT

---

This work is developed based on the months of work within the Process Design Engineering structure at Techint Engineering & Construction. The place of work is the Neuquén Commercial Office. It works mainly on the Basic and Detailed Engineering of local EPC projects (acronym for *Engineering, Procurement, Construction*).

The following report aims to present the development of the Conceptual Engineering for the design of a pipeline, which transports a hydrocarbon liquid mixture to a Fractionation Plant, where the different commercial products are separated and shipped. The focus is mainly on the hydraulic and flow assurance calculations within the framework of Process Engineering.

The first chapter is introductory to the process of extraction, treatment and transportation of natural gas and its liquids, known as NGLs, and the particular project where this work is developed. Regarding this last point, the main functions of the Process Engineer in these types of projects are also named.

The following chapters are focused on the design basis, proposed criteria and the results obtained, for which it was necessary to apply specific knowledge from the Chemical Engineering career to the oil and engineering & construction industries. For this matter, concepts acquired in subjects such as “Unit Operations I”, “Transport Phenomena for Chemical Engineering” and “Computer-Aided Design and Simulation of Process” were used.

Finally, an analysis of the results is presented as a conclusion to provide the client with the necessary tools for the evaluation of the continuation of the project and the appropriate pipeline design for it.



## AGRADECIMIENTOS

---

A mi familia, primero y principal, por su apoyo incondicional. A mis papás, todo es por y para ellos.

A mis amigas y amigo de siempre, que festejaron cada logro como si fuese suyo.

A Florencia y Mariana, que le dedicaron su tiempo a este PIP y me dieron una mano inmensa para hacerlo posible.

A la Universidad Pública, por la posibilidad y el privilegio de elegir.

A esos profesores y profesoras que me enseñaron con vocación y empatía, y me mostraron el tipo de profesional que me gustaría ser.

A los amigos y amigas que me encontré en el camino. Son lo más valioso que me dejó esta carrera.

A Julián, que se sumó hacia el final del recorrido, pero fue la compañía que necesitaba para cerrar esta etapa.



## **ÍNDICE**

1.	INTRODUCCIÓN.....	7
1.1.	GENERAL.....	7
1.2.	MARCO TEÓRICO.....	7
1.2.1.	FUNDAMENTOS DEL GAS NATURAL.....	7
1.2.2.	CARACTERÍSTICAS DEL GAS NATURAL DE VACA MUERTA.....	14
1.2.3.	LÍQUIDOS DEL GAS NATURAL .....	15
1.2.4.	TEORÍA DEL TRANSPORTE DE FLUIDOS POR DUCTOS .....	20
1.2.4.1.	ANÁLISIS DE LA HIDRÁULICA DE DUCTOS .....	20
1.2.4.2.	BOMBAS .....	22
1.2.4.3.	DUCTOS .....	23
1.2.4.4.	LÍQUIDOS NO IDEALES .....	27
1.2.4.5.	TASA DE CORROSIÓN .....	29
1.1.	INTRODUCCIÓN AL PROYECTO.....	30
1.1.1.	FUNCIONES DEL INGENIERO EN DISEÑO DE PROCESOS.....	30
1.1.2.	DESCRIPCIÓN GENERAL .....	31
1.1.3.	OBJETIVO .....	34
1.1.4.	GLOSARIO Y ABREVIATURAS.....	34
2.	BASES DE DISEÑO .....	36
2.1.	UBICACIÓN GEOGRÁFICA .....	36
2.2.	ELEVACIÓN DE SITIO .....	36
2.3.	CONDICIONES AMBIENTALES RELEVANTES.....	36
3.	ESCENARIOS DE DISEÑO .....	38
3.1.	CASOS DE DISEÑO .....	38
3.2.	PROPIEDADES DEL FLUIDO .....	39
3.3.	CRITERIOS DE DISEÑO .....	41
3.3.1.	ESTACIÓN DE BOMBEO DE CABECERA .....	42
3.3.2.	ESTACIONES DE BOMBEO INTERMEDIAS .....	43
4.	CÁLCULOS HIDRÁULICOS .....	44
4.1.	CASO C .....	45
4.1.1.	DUCTO DE 20”.....	45
4.1.2.	DUCTO DE 24”.....	52



**UNIVERSIDAD NACIONAL DEL COMAHUE**  
**Facultad de Ingeniería**  
**Departamento de Química**

**“INGENIERÍA CONCEPTUAL DE POLIDUCTO DE TRANSPORTE DE NGLS”**

---

4.2.	CASO B .....	58
4.2.1.	DUCTO DE 20” .....	58
4.2.2.	DUCTO DE 24” .....	64
4.3.	CASO A .....	70
4.3.1.	DUCTO DE 20” .....	70
4.3.2.	DUCTO DE 24” .....	76
5.	VERIFICACIÓN DE LA TASA DE CORROSIÓN .....	83
6.	VERIFICACIÓN DE FORMACIÓN DE HIDRATOS .....	85
7.	ANÁLISIS ECONÓMICO .....	89
8.	CONFIGURACIONES DE DISEÑO FINALES .....	92
9.	CONCLUSIONES .....	93
10.	BIBLIOGRAFÍA.....	95
10.1.	GENERAL.....	95
10.2.	ESTÁNDARES, CÓDIGOS Y NORMAS DE APLICACIÓN .....	95



## 1. INTRODUCCIÓN

### 1.1. GENERAL

La Formación Vaca Muerta forma parte de la Cuenca Neuquina que es, desde el punto de vista de la producción de hidrocarburos, la cuenca más importante de Argentina. Se posiciona segunda en el mundo como recurso no convencional de gas y cuarta como recurso no convencional de petróleo [1] .

Dado el enorme potencial de este recurso, sumado a una serie de medidas importantes para incentivar y facilitar la exploración y producción de hidrocarburos, el interés de las empresas locales e internacionales en invertir en el desarrollo de los yacimientos pertenecientes a la Cuenca Neuquina ha aumentado de manera exponencial en los últimos años.

Naturalmente, dicho desarrollo viene aparejado de proyectos de gran envergadura para la construcción de infraestructura que acompañe la extracción de petróleo y gas: plantas de tratamiento para refinar y procesar el combustible y ductos para distribuir y vender los productos finales.

En Argentina, los hidrocarburos producidos en Vaca Muerta se distribuyen a través de una red de cañerías o tuberías que serán denominadas de acuerdo con el fluido que transporte. Cuando el líquido transportado es petróleo crudo, se utiliza el término oleoducto. Cuando el fluido transportado es gas natural, el término adecuado es gasoducto. Un poliducto es aquél destinado al transporte de una mezcla de hidrocarburos o productos terminados.

Para que el gas producido ingrese en los sistemas de transporte y distribución debe cumplir con determinadas especificaciones de calidad de gas. Para ello, es necesario incluir una etapa de remoción de los hidrocarburos pesados de la corriente de gas natural antes de que llegue al consumidor. Para agregar valor a la producción, se comercializan los líquidos de gas natural o NGLs (*Natural Gas Liquids*): los líquidos de propano y butano se utilizan como combustibles líquidos mientras que el etano se vende como materia prima para plantas petroquímicas.

### 1.2. MARCO TEÓRICO

#### 1.2.1. FUNDAMENTOS DEL GAS NATURAL

El gas natural es el combustible fósil más eficiente, ofreciendo importantes beneficios de ahorro energético en comparación al petróleo y el carbón. Se espera que su popularidad como fuente de energía crezca substancialmente en el futuro dado que el gas natural puede

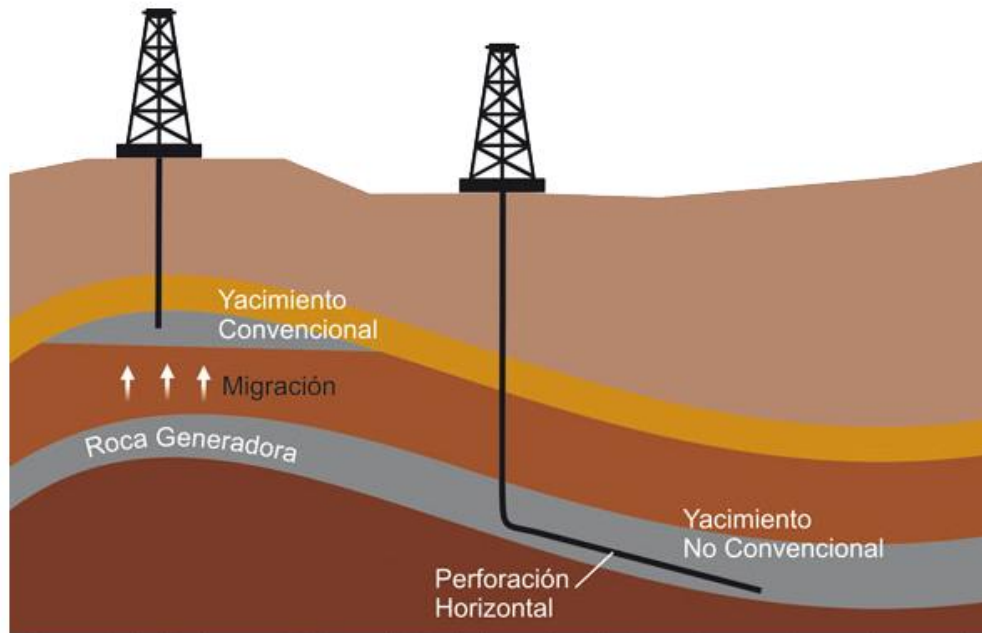


contribuir a alcanzar dos importantes metas energéticas del siglo XXI: proveer suministros y servicios de energía sustentables necesarios para el desarrollo económico - social y reducir los impactos ambientales adversos en el medio ambiente.

Al igual que el resto de los hidrocarburos, el gas natural tiene su origen en la diagénesis de materia orgánica atrapada en capas de sedimentos muy finos en la corteza terrestre. A medida que la materia orgánica se fue depositando junto con esos sedimentos, y sufriendo transformaciones a lo largo de las diferentes eras geológicas, donde la materia orgánica fue sometida a condiciones de elevada presión y temperatura resultando en lo que hoy conocemos como gas y petróleo.

El gas natural proviene de formaciones geológicas, denominadas reservorios, tanto “convencionales” como “no convencionales”, las cuales observarse de forma simplificada en la Figura 1. Los hidrocarburos convencionales son aquéllos que se han generado en lo que se conoce como roca madre y han migrado a lo largo del tiempo y formaciones geológicas, hasta toparse con una roca impermeable llamada sello. La roca porosa donde queda alojado el petróleo, gas y agua se denomina roca reservorio. Estos hidrocarburos son de más fácil acceso y, por lo tanto, más fáciles de producir, pero con la alta demanda y consecuente explotación de los recursos petroleros, hoy en día altamente explotados y menos rentable de producir. En el caso de hidrocarburos no convencionales, el proceso de formación es prácticamente el mismo. La diferencia radica en que, en este último caso, los hidrocarburos se extraen directamente de la roca generadora. La baja permeabilidad de esta roca lleva a métodos más complejos para poder extraer los hidrocarburos de la formación. En este tipo de yacimientos (los no convencionales) se suele llevar a cabo la fractura hidráulica de la roca para aumentar la permeabilidad de la misma y que así el reservorio aporte el fluido al pozo petrolero.





**Figura 1.** Distinción entre Yacimientos Convencionales y No Convencionales. [3]

El gas natural es una mezcla compleja de hidrocarburos y compuestos inorgánicos y existe como gas en condiciones atmosféricas. Principalmente contiene metano ( $\text{CH}_4$ ) pero puede incluir cantidades significativas de etano ( $\text{C}_2\text{H}_6$ ), propano ( $\text{C}_3\text{H}_8$ ), butano ( $\text{C}_4\text{H}_{10}$ ), pentano ( $\text{C}_5\text{H}_{12}$ ) y trazas de hexano ( $\text{C}_6\text{H}_{14}$ ) e hidrocarburos más pesados. Muchas cuencas se caracterizan por presentar también otros compuestos como nitrógeno ( $\text{N}_2$ ), dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ), ácido sulfhídrico ( $\text{H}_2\text{S}$ ) y otros compuestos azufrados como mercaptanos ( $\text{R-SH}^1$ ), sulfuro de carbonilo ( $\text{COS}$ ) y disulfuro de carbono ( $\text{CS}_2$ ).

De acuerdo con la proporción de hidrocarburos más pesados que el metano que estén presentes en el gas natural, este se puede clasificar como “seco”, que se considera casi metano puro, o “húmedo”, que presenta una fase líquida a condiciones de superficie debido a la presencia de hidrocarburos más pesados (también puede ser agua). El gas “condensado” es aquel que contiene un alto porcentaje de componentes pesados y forma una fase líquida en el reservorio durante la producción, a causa de la pérdida de presión.

Siguiendo esta línea, los gases pueden ser considerados “pobres” o “ricos” haciendo referencia a la potencial cantidad de líquidos recuperables. Para cuantificar el contenido de líquidos se utiliza la medida GPM o galones de líquido recuperable por 1000 metros cúbicos estándar. Los gases pobres serán aquellos con un contenido líquido menor a 2 GPM mientras que los ricos presentarán valores por encima de 2 GPM. [5]

<sup>1</sup> R simboliza un grupo orgánico como el metil, etil, propil u otros.



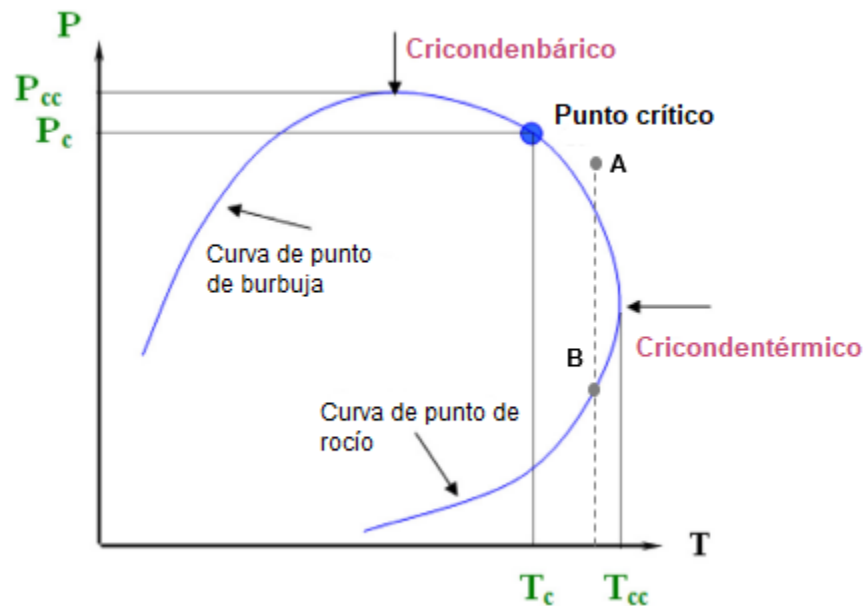
Otra forma de clasificar los gases es de acuerdo al contenido de componentes ácidos presentes en la mezcla. Los gases “dulces” contienen cantidades despreciables de  $H_2S$  o  $CO_2$  mientras que los gases “ácidos” tienen un contenido inaceptable de ellos. Por lo general, el límite está determinado por la legislación de cada país. En Argentina, el contenido de  $H_2S$  debe ser menor a  $3 \text{ mg/m}^3$  (de acuerdo a la norma NAG-602). El dióxido de carbono, en cambio, se tolera a mayores niveles, siendo el límite máximo 2% molar. En algunos países, se permite hasta un 3-4% molar, siempre y cuando el poder calorífico del gas de venta no se vea afectado. [5]

La importancia de esta distinción radica en el comportamiento de ambos gases con el agua. Los gases ácidos admiten mayor contenido de agua debido a la mayor afinidad de esta sustancia con los componentes ácidos. Conocer el contenido de estos componentes en una mezcla permite:

- Definir la necesidad de una etapa de deshidratación dentro del tratamiento del gas natural y dimensionar los equipos necesarios.
- Conocer el comportamiento del gas respecto a la formación de hidratos y a la corrosión.

A su vez, resulta esencial conocer cómo se comportará la mezcla gaseosa en un amplio rango de presión y temperatura, particularmente en términos volumétricos y termofísicos, magnitudes necesarias para la simulación de yacimientos, el pronóstico de producción, el diseño de producción e instalaciones de tratamiento y transporte.

Para esto se confecciona un diagrama de fases, un gráfico de presión versus temperatura que determina si a una presión y temperatura dadas el fluido presentará una fase o dos, gas y líquida. A una composición dada, el gas natural típicamente muestra un diagrama como el ejemplificado en la Figura 2 a continuación.



**Figura 2.** Diagrama de presión-temperatura para una mezcla típica de gas natural.

Dentro de la envolvente de fase se encuentra la región bifásica. Hacia la izquierda de la curva de punto de burbuja la mezcla estará en estado líquido mientras que, a la derecha de la curva de punto de rocío, será una sola fase gaseosa. Ambas curvas se intersectan en el punto crítico, ( $T_c$ ,  $P_c$ ), en el que la distinción entre las propiedades de líquido y vapor desaparecen. La máxima presión a la que pueden coexistir vapor y líquido se conoce como cricondenbárico ( $P_{cc}$ ), mientras que la máxima temperatura a la que esta coexistencia sucede se conoce como cricodontérmico ( $T_{cc}$ ).

La línea AB representa un proceso típico de lo que se conoce como “condensación retrógrada”. Al disminuir la presión e ingresar a la zona bifásica, se formará líquido. Sin embargo, a medida que se acerca la presión a la curva de punto de rocío, se observará menor contenido de líquido hasta que, por debajo del punto B, la mezcla presentará una sola fase gaseosa. Este proceso es el que normalmente ocurre en reservorios de gas condensado.

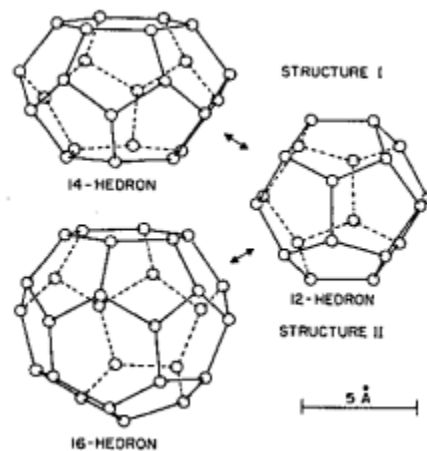
El diagrama de fases es una función muy dependiente de la composición y el contenido de  $C_6+$ <sup>2</sup>: cuanto mayor sea el contenido de hidrocarburos pesados, mayor será el área de la zona bifásica debido a la creciente diferencia de propiedades entre el metano y los hidrocarburos más pesados.

<sup>2</sup>  $C_6+$  es una terminología utilizada en la ingeniería del gas natural que refiere al grupo de hidrocarburos pesados a partir del hexano incluido, como heptano, octano, nonano, etc.

El cálculo de estos diagramas en programas de simulación se realiza a través de distintas correlaciones que tienen incorporadas ecuaciones de estado. Las ecuaciones de estado describen la relación entre presión, volumen y temperatura para fluidos. La ecuación más utilizada en estos programas para este tipo de fluidos es la de Peng – Robinson, dada por la ecuación cúbica [12] :  $Z = \frac{V}{V-b} - \frac{aV}{RT(V^2+2bV-b^2)}$ , donde:

- ✓  $Z$  es el factor de compresibilidad.
- ✓  $V$  es el volumen molar.
- ✓  $a$  y  $b$  son coeficientes a calcular dependientes de las condiciones críticas y el factor acéntrico de la mezcla de gas.
- ✓  $T$  es la temperatura absoluta.
- ✓  $R$  es la constante ideal de los gases.

Una función fundamental del diagrama de fases es que puede solaparse con la curva de formación de hidratos y obtener las condiciones en las que se esperaría su generación. Los hidratos de gas son sólidos cristalinos con apariencia de hielo llamados clatratos, que es cualquier compuesto en el que moléculas huésped quedan atrapadas en una estructura de jaula (Figura 3) compuesta por moléculas anfitrionas, en este caso, de agua. Esto sucede a determinadas temperaturas y presiones y las jaulas deben estar lo suficientemente ocupadas para estabilizar el enrejado. Las moléculas huésped más comunes son metano, etano, propano, isobutano, n-butano, nitrógeno, dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno, de los cuales el metano resulta el más propenso a formar hidratos en la naturaleza. Los hidratos de los butanos son muy inestables y no son tan relevantes en sí, pero la presencia de butano en una mezcla de hidrocarburos más livianos, favorece la formación de hidratos más estables.



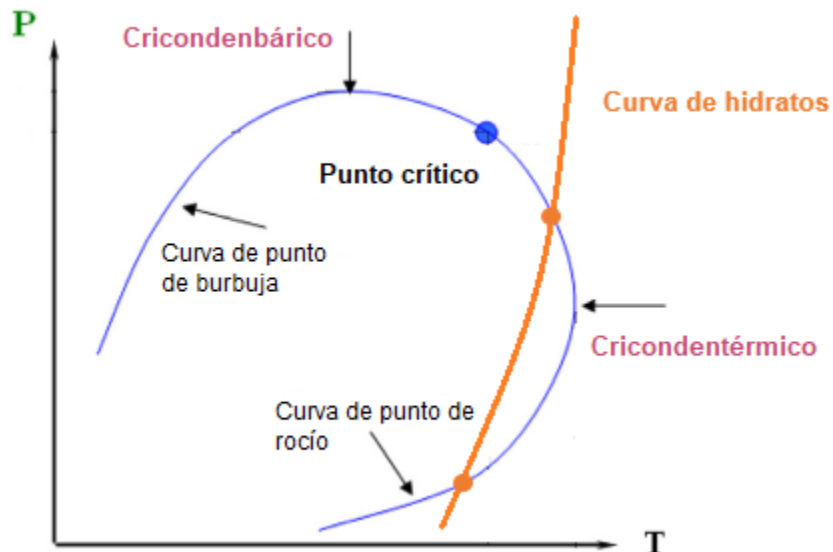
**Figura 3.** Estructura esquemática de diferentes tipos de hidratos.

Las condiciones de “enjaulamiento” se consideran satisfactorias cuando el agregado tiene la menor energía potencial posible. Una vez formado, no se podrá romper a menos que las fuerzas se encuentren tan desbalanceadas que excedan la fuerza del puente de hidrógeno. Para que se formen hidratos, son necesarios cinco elementos que deben coexistir:

- Baja temperatura.
- Alta presión.
- Presencia de gases de bajo peso molecular.
- Contenido de agua (gas en o por debajo del punto de rocío al agua).
- Tiempo suficiente.

En menor medida también afectan la turbulencia (especialmente en válvulas e intercambiadores por los cambios de presión y temperatura) y la presencia de sólidos (ya que actúan como puntos de nucleación).

La temperatura y presión exactas de formación de hidratos dependen de la composición del gas y el contenido de agua. En la Figura 4, se muestra una curva esquemática típica de formación de hidratos para una mezcla de gas natural.



**Figura 4.** Características generales de formación de hidratos de una mezcla de gas natural.

Para cualquier composición de gas a una presión dada, existe una temperatura por encima de la cual los hidratos no se formarán. Como regla general, la tendencia a formar hidratos se incrementa al aumentar la presión o al disminuir la temperatura.

La formación de hidratos es crítica en la industria del gas y petróleo ya que representa un problema operacional severo. Los cristales se pueden depositar y acumular formando

grandes tapones que pueden bloquear completamente cañerías y frenar la producción. Por otra parte, si estos casquetes se aceleran debido a un gradiente de presión, pueden causar daños considerables en las instalaciones de producción. Por estas razones, tanto el tratamiento como el transporte del gas natural están diseñados para evitar la formación y deposición de hidratos.

### 1.2.2. CARACTERÍSTICAS DEL GAS NATURAL DE VACA MUERTA

La Formación Vaca Muerta se distribuye de manera amplia sobre la Cuenca Neuquina. Esta cuenca alcanza una extensión de 150000 km<sup>2</sup> aproximadamente y se encuentra distribuida en el subsuelo de las provincias de Neuquén, Mendoza, Rio Negro y La Pampa. Constituye desde el punto de vista de la producción de hidrocarburos la cuenca más importante del país, concentrando el 42% de la producción de petróleo y el 55% de gas en Argentina. [6]

En Vaca Muerta, debido a su extensión y espesor, existen zonas con diferente grado de avance o “madurez” de los procesos de generación de gas y petróleo. El estudio sobre las diferentes propiedades geológicas y petroquímicas ha permitido determinar diferentes franjas o ventanas de producción, dependiendo del tipo de hidrocarburo que se obtiene.

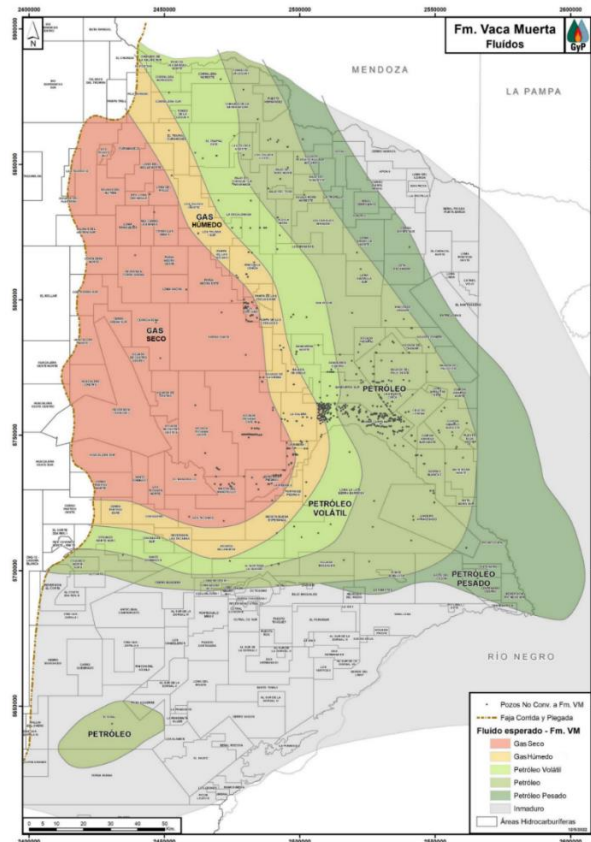


Figura 5. Ventanas de producción de Vaca Muerta. [9]

Como se puede observar en la Figura 5, dependiendo de la ubicación del yacimiento, producirá gas seco (zona oeste) o gas húmedo. El contenido de H<sub>2</sub>S es prácticamente nulo, mientras que presenta muy bajas concentraciones de CO<sub>2</sub>, ninguna lo suficientemente alta o fuera de especificación para ser considerado un gas ácido. Además, en mayor o menor medida el gas de Vaca Muerta viene con un contenido de agua.

### 1.2.3. LÍQUIDOS DEL GAS NATURAL

Para que el gas producido ingrese en los sistemas de transporte y distribución debe cumplir con determinadas especificaciones de calidad de gas. En Argentina, está regulado por la norma NAG-602, que reúne las condiciones necesarias en la siguiente tabla.

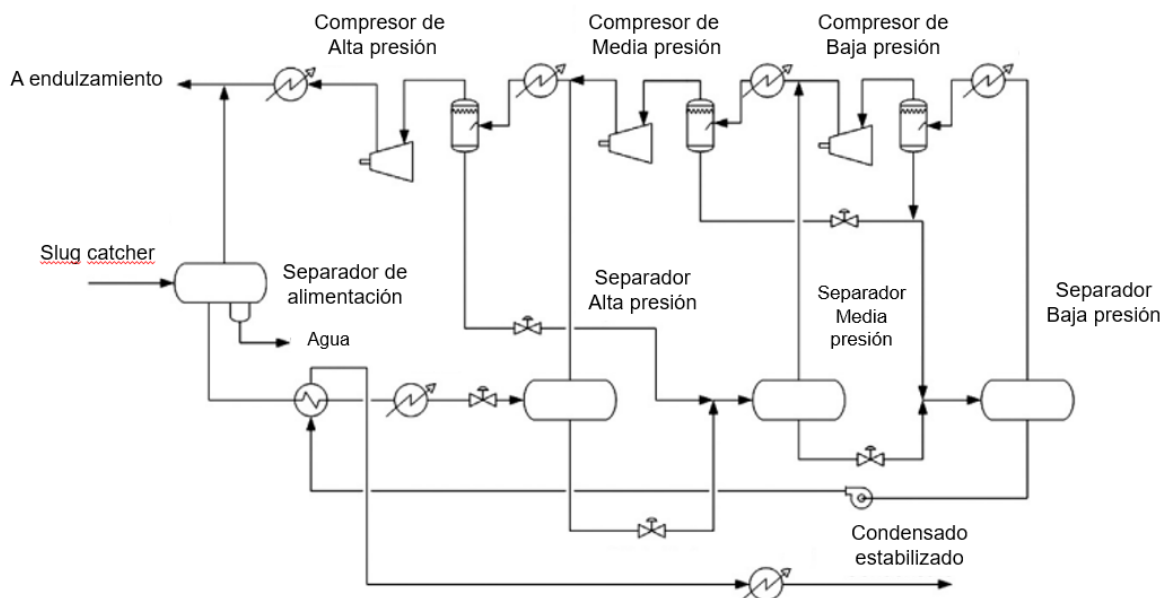
**Tabla 1.** Especificaciones principales de calidad de gas natural en condiciones básicas. [13]

Parámetro	Unidad	Condición básica	Referencial de control
Dióxido de carbono (CO <sub>2</sub> )	% molar	2	ASTM D1945 / GPA 2261 / IRAM-IAPG A 6862
Total de inertes (CO <sub>2</sub> + N <sub>2</sub> )	% molar	4	ASTM D1945 / GPA 2261 / IRAM-IAPG A 6862 / ISO 6976
Oxígeno (O <sub>2</sub> )	% molar	0.2	ASTM D1945 / GPA 2261 / IRAM-IAPG A 6862
Vapor de agua (H <sub>2</sub> O)	mg/m <sup>3</sup>	65	ASTM D1142 / IRAM-IAPG A 6856 / ISO 6327
Sulfuro de Hidrógeno (H <sub>2</sub> S)	mg/m <sup>3</sup>	3	GPA 2377 / IRAM-IAPG A 6860 / IRAM-IAPG A 6861
Azufre entero (S <sub>tot</sub> )	mg/m <sup>3</sup>	15	GPA 2377 / IRAM-IAPG A 6860 / IRAM-IAPG A 6861
Punto de rocío al hidrocarburo (PDRH)	°C	< -4 @ 5500 kPa	GPA 2286 / IRAM-IAPG A 6864 y Ecuación de Estado
Poder calorífico superior (PCS)	kcal/m <sup>3</sup>	8850 – 10200	GPA 2172 / ISO 6976 / IRAM-IAPG A 6854 / ASTM D3588



Como ya se mencionó anteriormente, una de las principales condiciones a cumplir es remover los componentes ácidos (para evitar problemas de corrosión, por ejemplo) y el contenido de agua (evitando la formación de hidratos). Para alcanzar las especificaciones de punto de rocío al hidrocarburo y poder calorífico superior, es necesario incluir una etapa de remoción de los hidrocarburos pesados de la corriente de gas natural antes de que llegue al consumidor.

Los hidrocarburos líquidos se pueden diferenciar en dos productos, el condensado (compuesto por  $C_5+$ ) y los líquidos de gas natural (NGLs, compuestos por  $C_2, C_3, C_4$ ). El condensado se separa en una unidad de estabilización en etapas tempranas de producción; la producción de los pozos se separa inicialmente en un *slug catcher* y se envía a las instalaciones de superficie correspondientes donde se terminan de separar los hidrocarburos más livianos hasta alcanzar la especificación de presión de vapor del condensado. A continuación, se pueden ver las unidades típicas de estabilización de condensado: cascada de flash (sucesivas etapas de reducción de la presión) o columna de destilación, como puede observarse en las Figura 6 y Figura 7 respectivamente..



**Figura 6.** Estabilización de condensado por cascada de flash. [5]





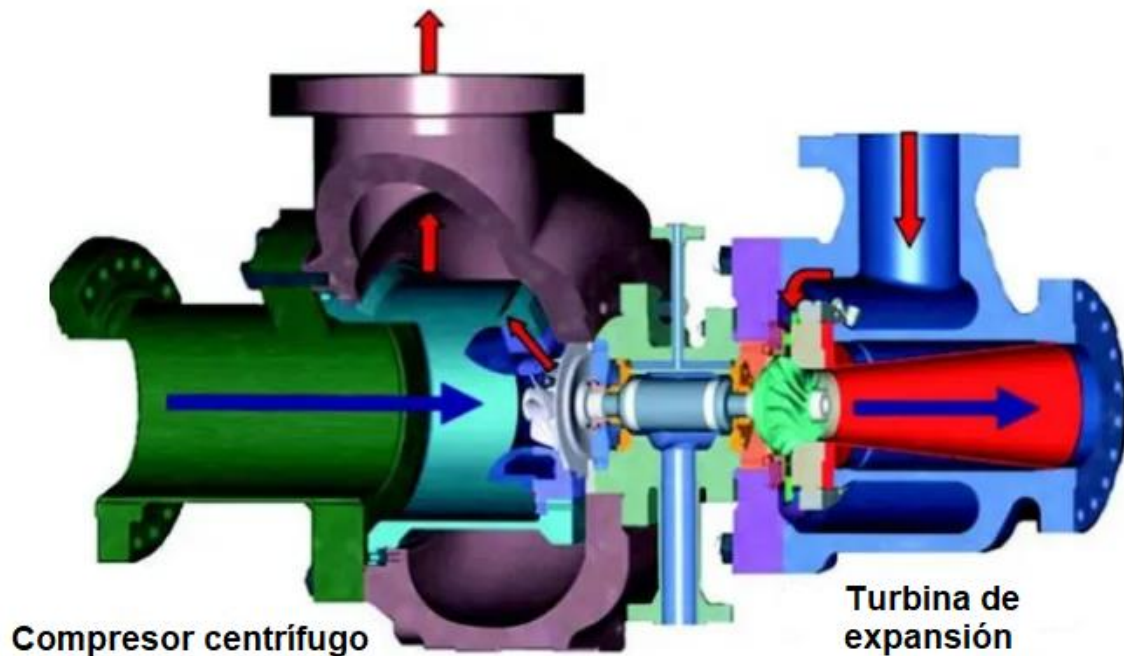
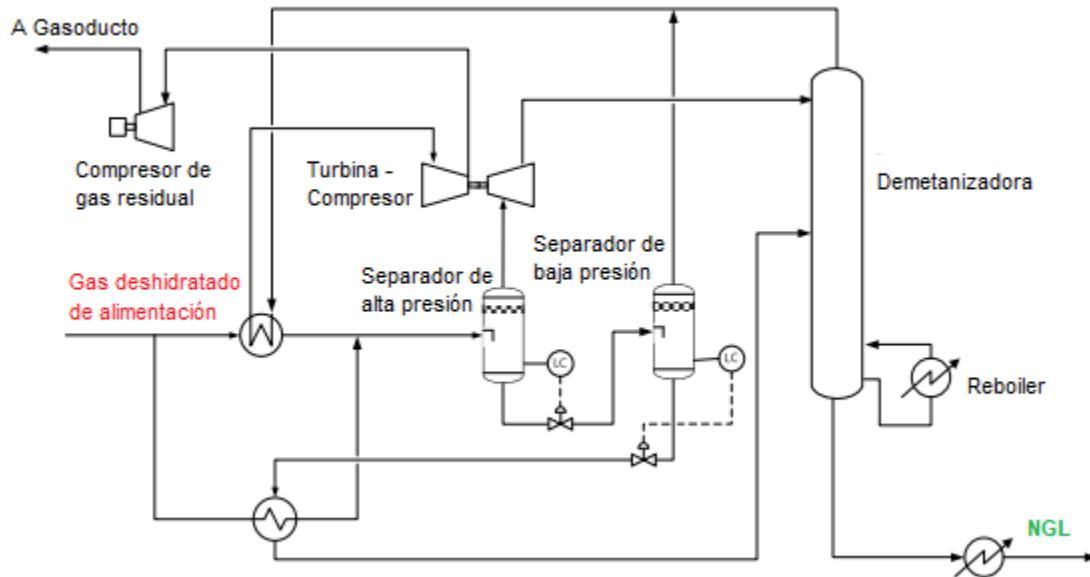


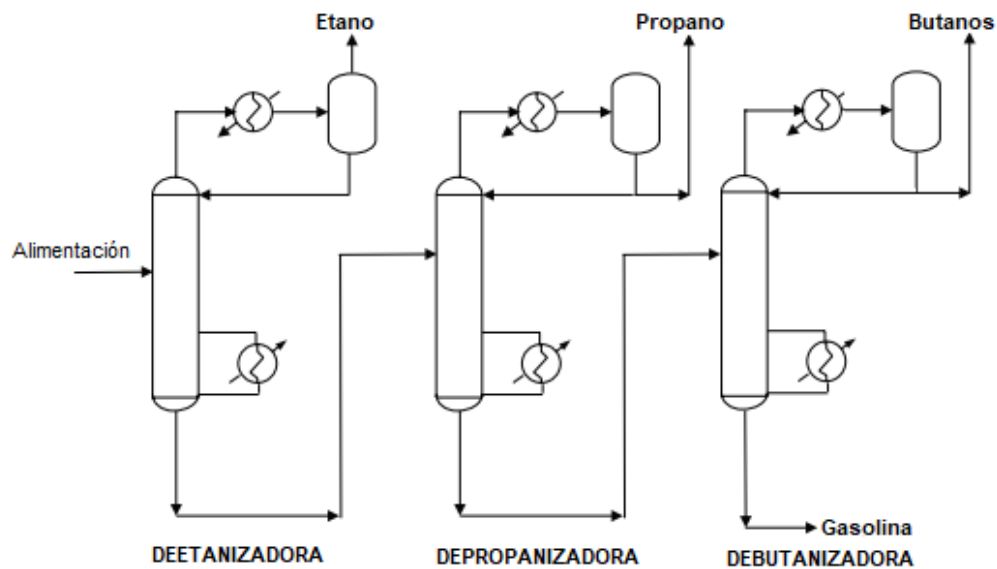
Figura 8. Corte transversal de una turboexpander. [10]

El uso de esta maquinaria permite procesos de recuperación de NGLs criogénicos, en los que combina dos funciones complementarias. Por un lado, la función principal es la de generar la refrigeración necesaria para enfriar el gas. Esto se realiza mediante una expansión isoentrópica en la que disminuye la entalpía de la corriente de alimentación gaseosa. Por el otro lado, el compresor eleva la presión del gas ya tratado para poder ser inyectado a la red de transporte. En la Figura 9, se puede ver un esquema del proceso llevado a cabo.



**Figura 9.** Esquema de flujo de proceso de una planta de turboexpansión. [5]

Para completar el tratamiento y la separación de los productos con valor comercial, aguas abajo de esta planta se suele adicionar un tren de columnas de destilación que operan cada vez a menor temperatura y presión, como se observa en la Figura 10.



**Figura 10.** Esquema de un tren de fraccionamiento. [5]

En el marco del proyecto presentado en este trabajo, la Planta de turboexpansión se encontrará en la zona de Vaca Muerta, en inmediaciones de los yacimientos, mientras que la Planta de fraccionamiento se diseña en zona de puerto. El poliducto transporta la alimentación a la planta de fraccionamiento, sumando a la corriente de NGLs (producidos en la Planta turboexpander) los condensados de las diferentes plantas de tratamiento de los yacimientos pertenecientes a los clientes.

#### 1.2.4. TEORÍA DEL TRANSPORTE DE FLUIDOS POR DUCTOS

##### 1.2.4.1. ANÁLISIS DE LA HIDRÁULICA DE DUCTOS

Con la hidráulica, se estudia el comportamiento de fluidos, líquidos y gases, tanto en reposo (hidrostática) como en movimiento (hidrodinámica). Sus principios se aplican al flujo en tuberías a presión o conductos abiertos.

Los principios físicos más útiles en las aplicaciones de la mecánica de fluidos son el balance de materia (o ecuación de continuidad), las ecuaciones del balance de cantidad de movimiento y el balance de energía mecánica. En su forma integrada, se aplican a un volumen o masa finitos de fluido como el que se muestra en la Figura 11.

Se considera un fluido en movimiento en un espacio referido a una terna cartesiana ortogonal  $\mathbf{e}_x$ ,  $\mathbf{e}_y$ ,  $\mathbf{e}_z$ . Se toma como referencia un recinto móvil  $V(t)$ , cuyos puntos de frontera  $S(t)$  se mueven con una velocidad  $\mathbf{v}_p(t)$  y  $\mathbf{n}$  representa al versor normal en cada punto de la frontera, dirigido hacia el exterior del recinto. [11]

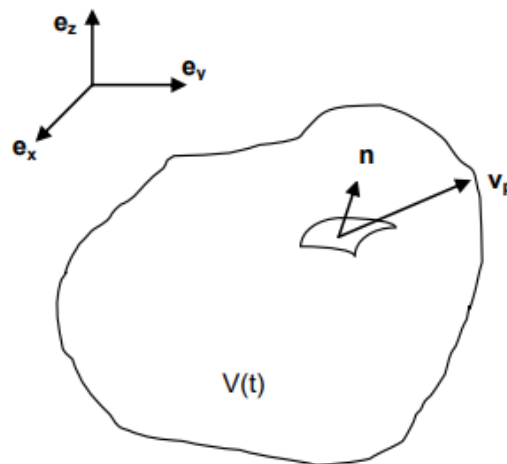


Figura 11. Elemento de volumen  $dV$  dentro de recinto móvil. [11]

Sobre el elemento de volumen, se desprenden las siguientes ecuaciones:

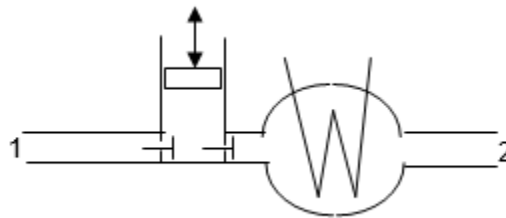
<sup>3</sup> Las magnitudes indicadas en “negrita” y “cursiva” refieren a magnitudes vectoriales.

Balance de masa 
$$\frac{d}{dt} \int_V \rho(x, y, z, t) dV = \int_S \rho(x, y, z, t) \vec{n} \cdot (-\vec{v}) dA \quad (1.1)$$

Balance de cantidad de movimiento 
$$\frac{d}{dt} \int_V \rho \vec{v} dV = \int_S \rho \vec{v} \vec{n} \cdot (-\vec{v}) dA + \sum \vec{F} e \quad (1.2)$$

Como se puede observar, la ecuación (1.1) es una clara aplicación del principio de conservación: *entrada – salida = acumulación*, pudiendo ser el lado derecho de la ecuación positivo y negativo dependiendo del ángulo formado entre la superficie S y el vector  $\vec{n}$ .

Para realizar el balance de energía se considera un recinto  $V(t)$  como el de la Figura 12, ocupado por el líquido que circula por un sistema de cañerías, desde una sección fija 1 hasta una sección fija 2, pasando, por ejemplo, por una bomba pistón, y un intercambiador de calor. El recinto tiene fronteras sólidas móviles en correspondencia con la bomba, fronteras sólidas fijas en las paredes de las cañerías, en el intercambiador y en la carcasa de la bomba, y dos fronteras líquidas fijas por donde entra y sale líquido del recinto. Esto se considera un sistema abierto. [11]



**Figura 12.** Sistema abierto. [11]

Las formas de energía a considerar en problemas hidráulicos son la energía interna por unidad de masa  $u$ , la energía cinética por unidad de masa  $v^2/2$ , y la energía potencial por unidad de masa  $gz$  debida al campo gravitatorio terrestre. No se considera la existencia de energía debida a campos electromagnéticos, tensión superficial, etc. Además, el trabajo realizado por el sistema material sobre superficies sólidas móviles se denomina *trabajo de circulación*  $Wc$  sobre superficies sólidas móviles.

Para un sistema abierto en régimen estacionario ( $\frac{d}{dt} = 0$ ), se obtiene la siguiente ecuación:

Balance de energía mecánica: 
$$\int_1^2 v dp + \frac{\Delta v^2}{2} + g \Delta z + \frac{Pc}{w} + \frac{Pf}{w} = 0 \quad (1.3)$$

Donde  $v$  es el volumen específico,  $v^2/2$  es la energía cinética por unidad de masa,  $gz$  es la energía potencial por unidad de masa,  $Pc$  es la potencia de circulación,  $Pf$  es la potencia de fricción y  $w$  es el caudal másico.

Para el caso particular en que el volumen específico ( $v = \frac{1}{\rho}$ ) puede considerarse aproximadamente constante en el sistema se habla de *flujo incompresible* (caso de líquidos a temperatura constante y sin variaciones extremas de presión). Así el balance de energía mecánica se simplifica a:

$$\left( \frac{p_2}{\rho g} + z_2 + \frac{v_2^2}{2g} \right) - \left( \frac{p_1}{\rho g} + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} \right) + \frac{P_c}{w g} + \frac{P_f}{w g} = 0$$

Introduciendo la siguiente nomenclatura:

- Altura de presión:  $H_p = \frac{p}{\rho g}$
- Altura de velocidad:  $H_v = \frac{v^2}{2g}$
- Altura piezométrica:  $H_z = H_p + z$
- Altura total:  $H_t = H_z + H_v$
- Altura de circulación:  $H_c = \frac{P_c}{w g}$
- Altura de fricción:  $H_f = \frac{P_f}{w g}$

Resulta la **Ecuación de Bernoulli generalizada**, donde todos los términos se expresan en unidades de longitud:

$$H_{t_2} = H_{t_1} - H_c - H_f \quad (1.4)$$

#### 1.2.4.2. BOMBAS

De la Ecuación de Bernoulli generalizada, aplicada entre las bridas de una bomba se tiene:

$$H = H_{t_2} - H_{t_1} = -H_c - H_f \quad (1.5)$$

Donde  $H$  es la *altura* de la bomba, es decir, la energía mecánica por unidad de peso adquirida por el fluido al atravesar la bomba. La ecuación (1.5) indica que la altura  $H$  es igual a la altura entregada por las superficies sólidas móviles dentro de la bomba ( $-H_c$ ) menos la altura perdida por fricción al atravesar la bomba.

Se define como *potencia hidráulica de la bomba* (o potencia útil) la energía mecánica por unidad de tiempo adquirida por el líquido al atravesarla:

$$P_H = w g H \quad (1.6)$$

La *potencia en el eje*  $P_e$  de la bomba es la potencia entregada al eje de la bomba por la máquina motriz y la *eficiencia* de la bomba se define como:

$$\eta = \frac{P_H}{P_e} \quad (1.7)$$

Tanto en bombas como en cañerías, si en un punto la presión se encuentra por debajo de la presión de vapor de líquido, pueden generarse burbujas de vapor. Esto puede acarrear problemas operacionales, como la erosión de paredes, en caso de que la presión suba nuevamente agua abajo y las burbujas imploten.

Un inconveniente similar se genera en la entrada de las bombas, cualquiera sea el tipo. Para el caso de las centrífugas, la fricción y aceleración al ingresar al rotor llevan a la aparición de un punto de presión mínima  $p_{MIN}$ . De igual manera, si esa presión mínima llega a caer por debajo de la presión de vapor del fluido ( $p_v$ ) y se forman burbujas, estas implotarán al circular por la bomba dañando el material, incurriendo también en una disminución de la altura y el rendimiento del equipo [11]. Este fenómeno se conoce como cavitación y es necesario evitar que ocurra para mantener la integridad del equipo y asegurar la seguridad del proceso.

Está claro que la condición para que esto no ocurra es asegurar  $p_{MIN} > p_v$ . Para disponer de valores más fáciles de medir, se divide la condición anterior por  $\rho g$  introduciendo la altura total en la brida de succión:

$$\frac{p_{MIN} - p_v}{\rho g} = \left( H_{t_s} - \frac{p_v}{\rho g} \right) - \left( H_{t_s} - \frac{p_{MIN}}{\rho g} \right) = ANPAD - ANPAR > 0 \quad (1.8)$$

El *ANPAD*, Altura Neta Positiva de Aspiración Disponible, es la altura propia del sistema, una medida de qué tan cerca está el fluido de la cavitación. Solo depende del caudal y de las características del sistema aguas arriba, pero no de la bomba. Por otro lado, el *ANPAR* o Altura Neta Positiva de Aspiración Requerida, es la altura necesaria que debe proveer la bomba para evitar la cavitación. Depende solamente del caudal y de la bomba.

La condición  $ANPAD > ANPAR$  asegura que la presión dentro del rotor se mantiene por encima de la presión de vapor, evitando la posibilidad de cavitación.

#### 1.2.4.3. DUCTOS

El diseño hidráulico en ductos considera el máximo caudal futuro y el máximo caudal inicial, a fin de ponderar las alternativas más rentables de crecimiento de la capacidad. En este caso, se hace la evaluación de alternativas complementando con estudios preliminares del valor presente neto de inversiones y costos operativos a lo largo de la vida útil proyectada.

Todos los análisis de ductos de líquidos se llevan a cabo utilizando como herramienta el gráfico denominado *línea piezométrica* o *gradiente hidráulico*, que representa la altura piezométrica, el nivel del eje del caño y la máxima altura piezométrica admisible (MAOH) en función de la longitud real de la cañería. La MAOH es la máxima altura piezométrica que puede tener el ducto sin superar la presión que resiste el caño por espesor y por calidad. Se puede visualizar un ejemplo de gradiente hidráulico en la Figura 13.

Este gráfico resulta de mucha utilidad para visualizar:

- Los cambios en las condiciones operativas desde el mínimo caudal de funcionamiento hasta el caudal de diseño.
- Los puntos donde pueden llegar a desprenderse burbujas de vapor.
- La cantidad y posibles ubicaciones de las estaciones intermedias, especialmente con el fin de utilizar el mismo modelo de bombas.
- La posibilidad de continuar la operación a menor caudal si una estación de bombeo intermedia sale de servicio y tiene línea de derivación en paralelo (“*bypass*”) con válvula de retención.

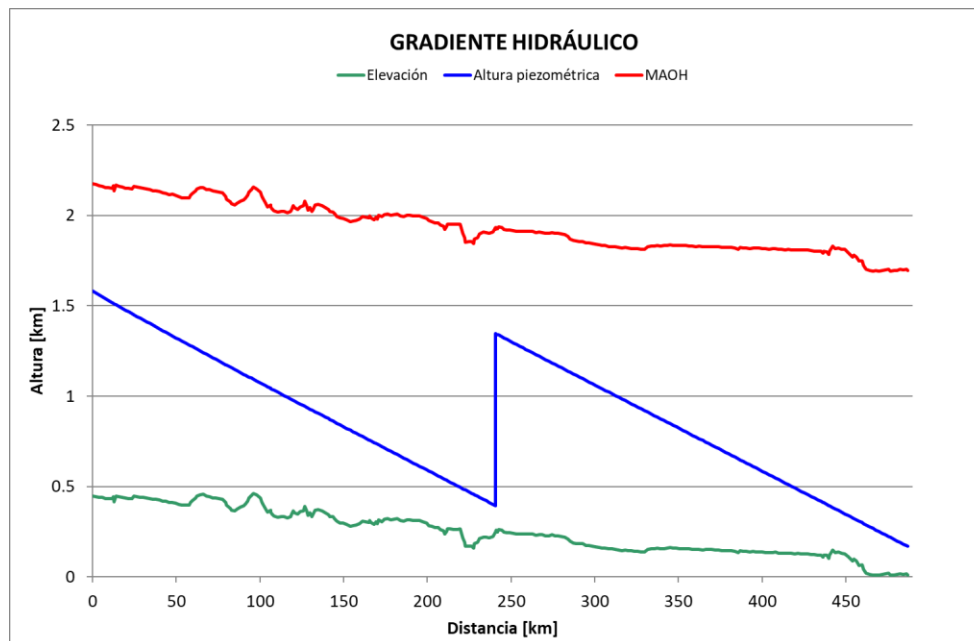


Figura 13. Ejemplo de un perfil piezométrico.

La gráfica azul corresponde al máximo caudal operativo, que es el que genera la necesidad de las mayores presiones de descarga en las estaciones de bombeo, es decir, la condición más exigente. El salto que se observa en esta gráfica en la Figura 13 representa la posición de una estación de bombeo intermedia.



La altura piezométrica debe encontrarse a lo largo de toda la traza por encima de la Elevación (para evitar la formación de burbujas de vapor) y por debajo de la MAOH (para evitar una condición insegura de operación). La distancia mínima a cada gráfica dependerá de los criterios de diseño que se adopten y de las normas correspondientes.

El Código ASME B31.4 fija la máxima presión interna de diseño (o presión interna de diseño disponible,  $pd_D$ ) mediante la fórmula de Barlow para la tensión en cilindros de paredes delgadas:

$$pd_D = \frac{2Sf F E(enom - c)}{Do} \quad (1.9)$$

Donde:

- ✓  $Sf$  es la mínima tensión de fluencia especificada para el material según las tablas del código. Se conoce con las siglas SYMS, *Specified Minimum Yield Strength*.
- ✓  $F$  es el factor de diseño igual a 0.72 para ASME B31.4.
- ✓  $E$  factor de soldadura.
- ✓  $enom$  es el espesor nominal del caño.
- ✓  $c$  es la suma de tolerancias por corrosión, roscado, incisiones e incrementos de espesor como protección por condiciones externas inusuales.
- ✓  $Do$  es el diámetro externo del caño.

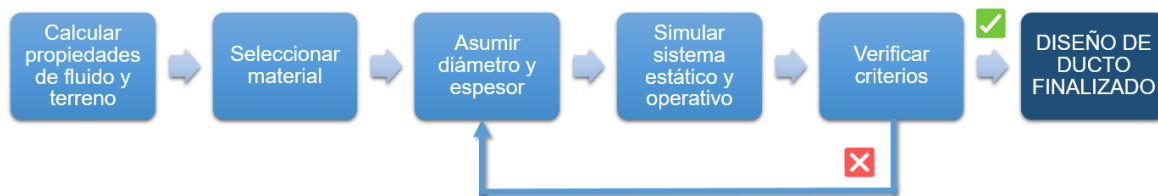
Para realizar el diseño del ducto, es necesario tener conocimiento de:

- Operación del sistema.
- Características del fluido.
- Condiciones de operación del sistema.
- Traza y perfil topográfico de las tuberías.
- Condiciones ambientales del sitio.
- Características de los caños disponibles o seleccionados (material, revestimiento).
- Medio donde será instalado el ducto (aire, tierra, agua) y sus características.

El material más utilizado en ductos es el acero con especificación API 5L. Dicha especificación cubre diferentes grados o estándares que corresponden a distintas tensiones de fluencia del material, relacionadas a la calidad del mismo. El Grado B tiene una tensión de fluencia de 35000 psi. Lo siguen el X42, X46, X50, X60, X65, X70 y X80, donde el número que sigue a la X indica la tensión de fluencia en miles de psi. Se suele indicar este parámetro con la sigla *SMYS* (*Specified Minimum Yield Strength*). El costo por kg aumenta ligeramente con la calidad.

Los diámetros y espesores comerciales para cañerías de acero según las normas americanas están resumidos en el Código ASME B36.10, que cubre diámetros nominales desde 0.125” hasta 80” y cubre los espesores correspondientes a la vieja clasificación estándar (std), reforzado (xs) y extrarreforzado (xxs), así como la de Schedule (Sch 5, Sch 10, Sch 20, Sch 30, Sch 40, Sch 60, Sch 80, Sch 100, Sch 120, Sch 140 y Sch 160). Espesores inferiores a 0.25” hacen más difícil el manejo del caño por la posibilidad de deformaciones y se vuelven más riesgosas las soldaduras para reparaciones de servicio.

El procedimiento de diseño es por ensayo y error. Una vez fijados el diámetro y espesor, se simula el sistema para determinar las máximas presiones operativas y las estáticas que resultan ante una detención brusca. En esta condición se asume el escenario en el que una estación de bombeo se detiene o se cierra una válvula: el tramo aguas arriba se “empaqueta” y sube la presión hasta que se toma la acción en la estación (aguas arriba) de detener el bombeo. Esto implica que la presión estática final corresponde a una presión en cabecera ligeramente superior a la máxima operativa. En la Figura 14 se ilustra el proceso de cálculo para realizar el diseño del ducto.



**Figura 14.** Procedimiento de cálculo hidráulico de ducto.

Para cumplir con los requerimientos del Código ASME B 31.4, es necesario realizar pruebas hidráulicas para verificar el diseño y la operación segura del ducto. Esta prueba consiste en llenar el ducto con agua y probarlo en condiciones estáticas, tomando un punto de control sobre el que se mide la presión. Se obtiene el perfil  $H_{z_D}$  (altura piezométrica mínima de prueba en cada punto), definida en base a la presión mínima de prueba:

$$H_{z_p} = \frac{P_p}{\rho_A g} + z \quad (1.10)$$

Una vez realizada la prueba, se adopta como presión interna de diseño en cada progresiva de la traza el mínimo de los siguientes valores:

$$pd(x) = \text{mínimo} \left[ \frac{\rho_A g (H_{z_p} - z(x))}{\alpha}, \quad pd_D(x) \right] \quad (1.11)$$

En el Reglamento Técnico para el Transporte por Ductos de Hidrocarburos Líquidos (RTDHL) se considera a esta presión como MAPO o MAOP (*Maximum Allowable*

*Operational Pressure*) que es la máxima presión operativa admisible validada por la prueba hidráulica y el diseño.

#### 1.2.4.4. LÍQUIDOS NO IDEALES

Para el transporte de hidrocarburos líquidos, es necesario tener en cuenta la influencia de la temperatura y la presión sobre las propiedades de la mezcla transportada.

Con respecto a la temperatura, a lo largo de un ducto enterrado el líquido circulante se calienta por fricción e intercambia calor con el terreno. Para la transferencia de calor entre la cañería y el terreno se toman en cuenta cuatro resistencias:

1. Convección dentro del caño  $R_c = \frac{1}{\pi D_i h_i}$
2. Pared del caño  $R_p = \frac{\ln(D_o / D_i)}{2\pi k_c}$
3. Revestimiento  $R_r = \frac{\ln(D_r / D_o)}{2\pi k_r}$
4. Terreno  $R_t = \frac{\text{Arg Ch}(2H / D_r)}{2\pi k_t}$

Donde  $D_i$  es el diámetro interior del caño;  $D_o$  es el diámetro externo;  $D_r$  es el diámetro exterior del revestimiento del caño;  $H$  es la distancia del eje del caño a la superficie del terreno;  $h_i$  es el coeficiente de convección del líquido dentro del caño y  $k_c$ ,  $k_r$  y  $k_t$  las conductividades térmicas del caño, revestimiento y terreno respectivamente.

La resistencia del terreno corresponde al modelo del cilindro de longitud infinita enterrado en un semiespacio con el plano superior y todos los puntos a gran profundidad mantenidos a una temperatura  $T_t$ . Ésta suele ser la temperatura media del terreno al nivel del eje del caño en puntos suficientemente alejados para no recibir su influencia.

La resistencia total resulta de la suma de todas las resistencias:  $R_{tot} = R_t + R_c + R_r + R_p$ . En general, la resistencia más importante es la del terreno. Los revestimientos seleccionados para protección catódica aportan muy poca capacidad aislante.

El calor transferido al caño en un diferencial de longitud  $dL$  será:

$$\delta q = \frac{T_t - T}{R_{tot}} dL \quad (1.12)$$

La temperatura de pared se calcula por iteración:

$$T_p = T - (T - T_i) \frac{Rc}{R_{tot}} \quad (1.13)$$

Al variar la temperatura del líquido, no se cumple la condición ideal de densidad constante. Para poder disponer de una expresión analítica de la densidad en función de la temperatura, se define el Módulo de Temperatura  $TM$ .

Módulo de Temperatura: 
$$TM = -v \left( \frac{\partial T}{\partial v} \right)_p = \rho \left( \frac{\partial T}{\partial \rho} \right)_p \quad (1.14)$$

Adoptando este parámetro constante a lo largo del ducto, se obtiene con suficiente aproximación la densidad en función de la temperatura a la presión de referencia (generalmente cercana a la atmosférica):

$$\rho(p_{ref}, T) = \rho(p_{ref}, T_{ref}) e^{\frac{T - T_{ref}}{TM}} = \rho_{ref} e^{\frac{T - T_{ref}}{TM}} \quad (1.15)$$

Con la viscosidad también se debe hacer una corrección dado el cambio de la misma a lo largo del ducto. Para crudo con viscosidad entre 2 y 20000000 cSt, se realiza mediante la siguiente fórmula:

$$\log \log(v_{T, p_{ref}} + 0,7) = A - B \log T \quad (1.16)$$

Donde  $v_{T, p_{ref}}$  es la viscosidad cinemática en cSt a temperatura  $T$  (absoluta en K) y presión de referencia  $p_{ref}$ .

Con respecto a la presión, es usual despreciar el efecto de la presión sobre la densidad, la viscosidad y la energía interna de un líquido cuando la presión se mantiene dentro de Clase 300 según ASME<sup>4</sup>. La tendencia actual en los ductos es a operar cerca del límite de Clase 600<sup>5</sup> o 900<sup>6</sup>, y a esas presiones elevadas es recomendable tener en cuenta el efecto de la presión. Para la densidad se define el Módulo de Presión  $PM$ :

Módulo de Presión: 
$$PM = -v \left( \frac{\partial p}{\partial v} \right)_T = \rho \left( \frac{\partial p}{\partial \rho} \right)_T \quad (1.17)$$

Adoptándolo constante en el rango de temperatura de operación, se obtiene con suficiente aproximación la densidad en función de la presión para cada temperatura:

$$\rho(p, T) = \rho(p_{ref}, T) e^{\frac{p - p_{ref}}{PM}} = \rho(p_{ref}, T_{ref}) e^{\frac{p - p_{ref}}{PM} + \frac{T - T_{ref}}{TM}} \quad (1.18)$$

---

<sup>4</sup> Para Clase 300, corresponde a presiones por debajo de 51 barg a 37,8°C.

<sup>5</sup> Para Clase 600, corresponde a presiones hasta 102 barg a 37,8°C.

<sup>6</sup> Para Clase 900, corresponde a presiones hasta 153 barg a 37,8°C.

#### 1.2.4.5. TASA DE CORROSIÓN

La corrosión es el deterioro de un material por reacciones electroquímicas con el medio en el que se encuentra. En el acero expuesto a la atmósfera, los átomos de hierro se oxidan y precipitan como hidróxido de hierro II.



Como se mencionó anteriormente, el material más utilizado en producción y transporte de hidrocarburos es el acero. La corrosión atmosférica puede prevenirse recubriendo la superficie externa, pero internamente está expuesto al ataque de diversas sustancias presentes en los hidrocarburos.

La corrosión más frecuente es originada por dióxido de carbono presente en los yacimientos, que al disolverse en agua libre forma ácido carbónico, que es un ácido débil.



Al producirse la corrosión, el acero metálico de la cañería se oxida a Al corroer la pared, el acero metálico se oxida a Fe+2 y en la solución se combina con los aniones carbonato.



La solubilidad del carbonato de hierro disminuye con la temperatura y el pH. La nucleación y el crecimiento de los cristales de carbonato necesarios para la precipitación son también función de la temperatura, por eso a bajas temperaturas la velocidad de precipitación es baja, y las soluciones habitualmente están sobresaturadas.

Para realizar la estimación de la velocidad de corrosión por CO<sub>2</sub> existen modelos teóricos, semiempíricos y empíricos. Para el diseño, en general, basta con tener una estimación del orden de magnitud de la corrosión para definir el tipo de material (acero al carbono, aleado, inoxidable), revestimientos (metálicos o plásticos), el sobreespesor de corrosión requerido o la necesidad de inhibidores de corrosión. [11]

Uno de estos modelos es el de Norsok M-506, que combina teoría con factores empíricos en base a las experiencias de compañías noruegas.

Está implícito en las ecuaciones del modelo que existe una fase acuosa que disuelve el CO<sub>2</sub>. En aplicaciones con poco o nada de agua, parece ser conservador.



El programa cuenta con 3 opciones para el cálculo de pH:

- Agua condensada
- Agua de formación
- Agua de formación saturada en  $Fe^{+2}$

Se recomienda para el siguiente rango de aplicación:

- Temperatura: 5-150 °C
- pH: 3,5-6,5
- $PCO_2$  0,1-10 bar
- Presión parcial de  $H_2S < 0,5$  bar y relación  $CO_2/H_2S < 20$

## 1.1. INTRODUCCIÓN AL PROYECTO

### 1.1.1. FUNCIONES DEL INGENIERO EN DISEÑO DE PROCESOS

La responsabilidad del sector de Procesos es asegurar que se cumpla con los valores de producción pedidos por el cliente, garantizando la operación en condiciones seguras dentro del rango de capacidad, de calidad de materias primas y productos, y de consumos previstos en el contrato.

En etapa de licitación, Procesos cubre las actividades siguientes:

- Análisis del pliego técnico (de ser necesario, consultas al cliente y a proveedores de tecnología).
- Completamiento de los datos de procesos solicitados por las especialidades.
- Comparación de ofertas de equipos e instrumentos de proveedores.
- Análisis de riesgos técnicos y de garantías.
- Estimación de horas.

En etapa de diseño:

- Desarrollo de la Ingeniería básica (limitada a operaciones unitarias que no requieren tecnología patentada, tales como ductos, estaciones de bombeo, estaciones compresoras, plantas de fraccionamiento, plantas de tratamiento de gas, servicios auxiliares, etc.), de detalle y EPCs (siglas en inglés correspondientes a *Engineering, Procurement, Construction*).
- Cálculos de diseño o verificación (hidráulicos, térmicos, de transferencia de masa, de dimensionamiento de equipos y elementos de seguridad) utilizando programas y planillas de uso comercial y/o de desarrollo interno.



- Completamiento de datos de proceso para hojas de datos, listados de líneas y demás documentación generada por las demás especialidades.
- Generación/actualización de bases de diseño, diagramas de bloques, diagramas de leyendas y símbolos, diagramas de proceso (PFD) y de cañerías e instrumentos (P&ID) hasta el conforme a obra (en caso de tratarse de un EPC).
- Desarrollo de la filosofía de control y de seguridad, realizada en paralelo con la matriz causa y efecto.
- Participación en las sesiones de estudio de riesgo tales como Hazop, LOPA, etc. Para el análisis de riesgos asociados a la operación y mantenimiento, dentro del marco del contrato.
- Elaboración de manuales de operación y dictado de cursos para operadores.
- Desarrollo de la especificación para la prueba de desempeño y protocolos de pruebas dentro de los requerimientos del contrato.
- Asistencia a pre-comisionado, comisionado, puesta en marcha y pruebas de garantía, según requiera cada contrato.

La dinámica de trabajo es por asignación a proyectos, ya sea en etapa de licitación o de diseño, por lo que las tareas principales del puesto quedan entonces supeditadas a la necesidad del proyecto, pero siempre dentro del marco de las funciones del área de Procesos: desarrollo de ingeniería conceptual, básica, de detalle o EPC, cálculos de diseño o verificación, elaboración de documentos técnicos y manuales de operación, asistencia a pre-comisionado, comisionado y puesta en marcha.

### **1.1.2. DESCRIPCIÓN GENERAL**

El proyecto de transporte y fraccionamiento de NGLs tiene como principal objetivo agregar valor a la producción de gas de Vaca Muerta, produciendo propano, butano, gasolina estabilizada y destilados medios. La corriente de NGLs podrá ser transportada junto a condensado estabilizado. Dentro del alcance de este desarrollo, se considerará al etano como un producto de interés que podría desarrollarse en el futuro.

Los objetivos principales del proyecto son:

- Desarrollar la Ingeniería conceptual de un ducto de NGLs (con sus instalaciones de bombeo) desde Punto A hasta Punto B, junto con una Planta de Fraccionamiento de NGLs con sus facilidades de recepción, procesamiento y almacenamiento y la infraestructura portuaria requerida para la exportación de los combustibles líquidos producidos.
- Elaborar una estimación de CAPEX Clase IV (contracción del inglés *capital expenditure*) para el desarrollo del proyecto.

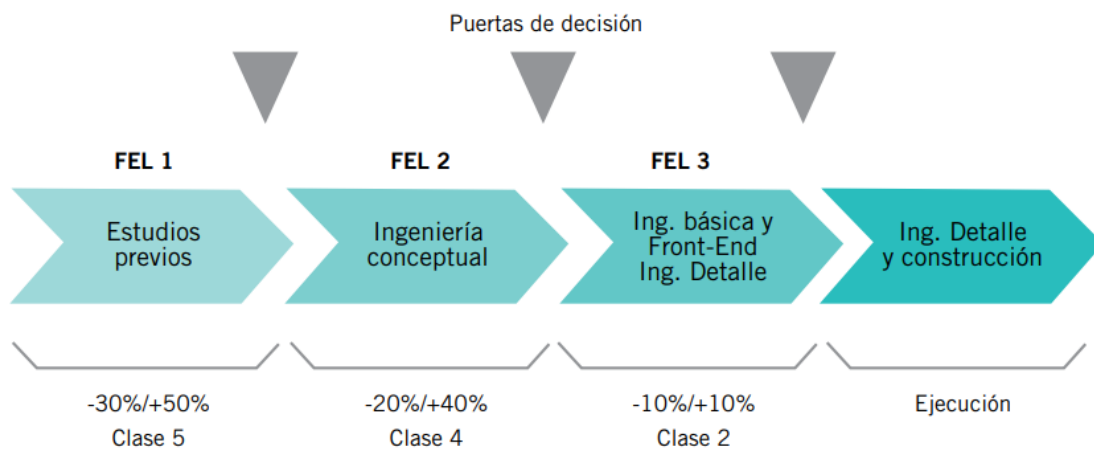
La planta fraccionadora de NGLs tendrá dos fases de desarrollo previendo un aumento de capacidad (asociado a la expansión de la Planta Turboexpander en Punto A) y dos posibles modos de operación: recuperación de propano e hidrocarburos más pesados ( $C_3+$ ) de NGLs con y sin condensados provenientes de los diferentes socios clientes. Cuando la corriente de alimentación de NGLs contiene condensado, se requiere un sistema de fraccionamiento de gasolina y se adiciona un producto, conocido como MDBS (siglas en inglés para *Medium Distilled Blend Stock*).

En etapas tempranas del proyecto, donde no se espera una demanda en el mercado de etano, la unidad trabajará solo con  $C_3+$ , produciendo propano, butanos, gasolina y destilados medios (MDBS). El propano y los butanos se exportarán refrigerados.

Cuando haya un alza significativa en la demanda en el mercado, también se fraccionará etano. A tal fin, se contempla la adición de instalaciones, incluyendo almacenamiento refrigerado y facilidades de exportación.

El alcance de la Ingeniería conceptual, se deriva de la metodología FEL. La FEL (*Front End Loading*) o metodología de gestión de proyectos de inversión permite acotar incertidumbres manteniendo los costos y plazos dentro de los rangos aceptables en la industria. Para ello, se utiliza el concepto de puertas de decisión, que definen instancias o etapas que, de aprobarse, permiten el pasaje a la siguiente etapa del desarrollo del proyecto.

En la Figura 15, se puede ver la relación entre las etapas FEL y su correspondencia con el nivel de desarrollo de Ingeniería asociado.



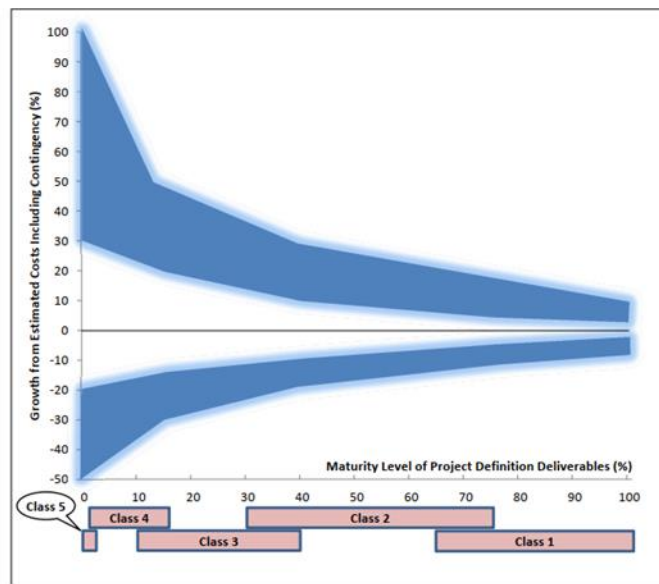
**Figura 15.** Etapas FEL y su correlación con el desarrollo de la Ingeniería. [2]

La Ingeniería conceptual, entonces, abarca aquellas tareas asociadas a la definición de los lineamientos generales del proyecto, con el objeto de realizar una evaluación técnica y económica preliminar, organizando los recursos necesarios para su concreción.



En esta línea y relacionado con el segundo objetivo del proyecto, la estimación de inversiones en bienes de capital o CAPEX se realiza conforme a la metodología *AACE International (Association for the Advancement of Cost Engineering)*, la cual propone una clasificación de estimaciones para la industria en general y, particularmente, para la industria de proceso. Esta clasificación se expone en la Figura 16.

Clase de estimado	Nivel de definición de proyecto (expresado como % de definición completa)	Uso final/ etapa (finalidad típica del estimado)	Metodología (método típico de estimación)	Rango de precisión esperado (intervalos típicos en rangos mínimo y máximo)
Clase 5	0% a 2%	visualización	Factores de capacidad, modelos paramétricos o analogías.	mín: -20% a -50% máx: +30% a 100%
Clase 4	1% a 15%	Estudios de factibilidad	Factorización de equipos o modelos paramétricos.	Mín: -15% a -30% Máx: +20% a 50%
Clase 3	10% a 40%	Estimado, autorización o control	Unidades de costos semi detalladas	Mín: -10% a -20% Máx: +10% a 30%
Clase 2	30% a 70%	Control u oferta	Unidades de costos detalladas con lista de materiales preliminar	Mín: -5% a -15% Máx: +5% a +20%
Clase 1	50% a 100%	Chequeo de estimado u oferta	Unidades de costos detalladas con lista de materiales preliminar	Mín: 3% a -10% Máx: +3% a +15%



**Figura 16.** Clasificación de estimados de costos. [2]

La clasificación se realiza en base al desarrollo de ingeniería y, consecuentemente, a la precisión que es posible alcanzar en cada fase. Las Clases 5 y 4, como se puede observar, representan las primeras etapas del proyecto. Un estimado de estas clases implica un



desarrollo acotado en el tiempo con información preliminar. El objetivo de este proyecto es poder realizar un CAPEX Clase IV para lograr una estimación de costo con el soporte de documentación que permita la descripción del mismo y facilite la evaluación de la inversión.

### 1.1.3. OBJETIVO

Realizar el desarrollo de la Ingeniería conceptual del proyecto *joint venture* “*Poliducto y Fraccionamiento de NGLs*” perteneciente a algunas de las empresas más importantes del Oil & Gas.

Este trabajo se enfoca particularmente en los cálculos hidráulicos en estado estacionario realizados para dimensionar el Poliducto y las estaciones de bombeo correspondientes. En el mismo se exponen tres posibles escenarios de transporte: diseño para el caso de mayor caudal y verificación de ese diseño para los dos casos restantes.

### 1.1.4. GLOSARIO Y ABREVIATURAS

RVP: *Reid Vapour Pressure*. Es una medida de la volatilidad de la gasolina y otros productos del petróleo. Se define en base a un ensayo empírico que mide la presión en psi ejercida por los vapores o componentes livianos del crudo o de un producto de petróleo, en un recipiente cerrado a una temperatura de 100°F (38°C).

Componentes hipotéticos: agrupamiento de varias especies químicas que se encuentran dentro de un corte de peso molecular o temperatura de ebullición y se caracterizan a una temperatura media de ebullición, densidad y peso molecular.

*Joint venture*: alianza estratégica de empresas para un objetivo o proyecto en común.

NGL: *Natural Gas Liquids*. Líquidos que se separan del Gas Natural al ajustar su punto de rocío.

EPC: *Engineering, Procurement, Construction*. Tipo de servicio en el que la misma empresa se encarga de desarrollar la ingeniería, los sumistros y la construcción.

CAPEX: contracción del inglés *capital expenditure*. Se refiere a todas las inversiones en capital que se realizan en un determinado proyecto.

OPEX: contracción del inglés *operational expenditure*. Costo permanente para mantener en funciones un determinado proyecto.

HAZOP: contracción del inglés *hazardous operation*. Es un método de análisis para la identificación de riesgos en plantas industriales dados por la operación y el proceso productivo.



**UNIVERSIDAD NACIONAL DEL COMAHUE**  
**Facultad de Ingeniería**  
**Departamento de Química**

**“INGENIERÍA CONCEPTUAL DE POLIDUCTO DE TRANSPORTE DE NGLS”**

---

**LOPA:** *Layer Of Protection Analysis*. Es una metodología de análisis de riesgos en plantas industriales que se basa en el análisis de la implementación de diferentes capas de protección que deben ser independientes entre sí para salvar el escenario.

**PFD:** *Process Flow Diagram*. Es un tipo de diagrama de flujo que ilustra de manera global y general un proceso industrial.

**P&ID:** *Piping & Instrument Diagram*. Es un tipo de documento que constituye un mapa del proceso que se diseña. Define en detalle todas las líneas de proceso y auxiliares, con su código correspondiente y las condiciones de diseño.

## 2. BASES DE DISEÑO

### 2.1. UBICACIÓN GEOGRÁFICA

Como ya se mencionó anteriormente, para el punto de partida del ducto se considera una futura planta de tratamiento de gas en Vaca Muerta (Punto A) y como punto final la zona costera del país (Punto B). Para las corridas hidráulicas se considera un trazado de 573 km aproximadamente. Se establecerán en el estudio, las posibles estaciones de bombeo y su ubicación.

En caso de requerirse una estación de bombeo intermedia en el poliducto, se tendrá en cuenta como ubicación preferencial el sitio donde se encuentra alguna estación compresora ya existente que pertenezca al *joint venture* (Punto C).

### 2.2. ELEVACIÓN DE SITIO

La Figura 17 muestra un esquema general de la altimetría del poliducto entre el Punto A y el Punto B.

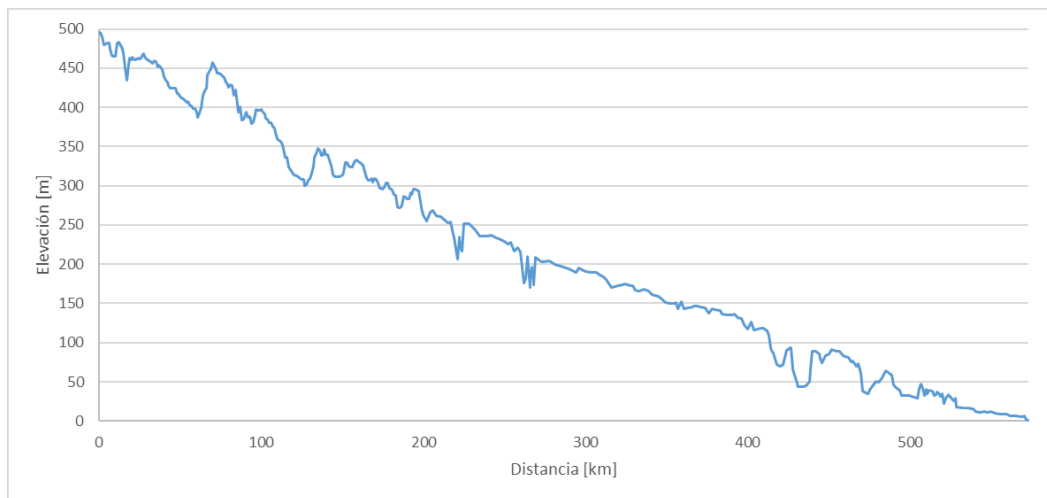


Figura 17. Altimetría de la traza del ducto.

### 2.3. CONDICIONES AMBIENTALES RELEVANTES

La Tabla 2 muestra los datos relevantes y las condiciones climáticas de sitio para los puntos de partida y llegada del poliducto, así como para una posible estación de bombeo intermedia en Punto C.

**Tabla 2. Condiciones climáticas de los puntos más relevantes**

<b>Parámetro</b>	<b>Unidad</b>	<b>Punto A</b>	<b>Punto C</b>	<b>Punto B</b>
País	-	Argentina	Argentina	Argentina
Temperatura máxima registrada	°C	40,0	43,0	42,8
Temperatura máxima promedio (verano)	°C	31,0	32,9	35,0
Temperatura mínima promedio (invierno)	°C	1,0	1,5	2,0
Temperatura mínima registrada	°C	-17,0	-11,0	-6,8
Humedad relativa (promedio verano)	%	-	38	68
Velocidad del viento máxima permanente	km/h	19,8	120,0	-
Velocidad del viento máxima excepcional	km/h	214,7	140,0	-
Velocidad del viento promedio	km/h	-	-	20
Acumulación nieve (Altura máxima)	m	-	-	-
Cuadrante predominante	-	Oeste	Oeste	N-NO
Radiación solar (viento 2 m/s)	W/m <sup>2</sup>	1000	1000	1000
Altura sobre el nivel del mar	msnm	447	196	15
Condiciones sísmicas (CIRSOC)	-	Grado 1	Grado 0	Grado 0

Datos suministrados por el Servicio Meteorológico Nacional (SMN).

### 3. ESCENARIOS DE DISEÑO

#### 3.1. CASOS DE DISEÑO

Los casos a estudiar son:

- Caso A: NGLs (C<sub>3+</sub>) procesando 47,1 MMSm<sup>3</sup>/d de gas en Punto A, sin condensado.
- Caso B: NGLs (C<sub>3+</sub>) procesando 47,1 MMSm<sup>3</sup>/d de gas en Punto A, con 9931 Sm<sup>3</sup>/d de condensado.
- Caso C: NGLs (C<sub>2+</sub>) procesando 47.1 MMSm<sup>3</sup>/d de gas en Punto A pero recuperando etano, con 9931 Sm<sup>3</sup>/d de condensado.

La construcción final del ducto dependerá de cómo sea el modo de funcionamiento de la Planta de Separación en Punto A y la evaluación económica de la producción de etano. Así, se define un solo diámetro para el poliducto de tal forma que el Caso C (mayor caudal) sea el dimensionante. Se verifican en ese mismo ducto los Casos A y B, teniendo en cuenta las estaciones de bombeo fijadas para el caso de mayor caudal. De esta manera, se irán agregando las potencias necesarias a medida que el aumento de caudal lo requiera, respetando el mismo diámetro inicialmente calculado.

Los caudales considerados para cada aporte y total se detallan en la Tabla 3.

**Tabla 3.** Corrientes correspondientes a cada caso.

Caudales		Caso A	Caso B	Caso C
Condensado 1	Sm <sup>3</sup> /d	0	3377	3377
Condensado 2	Sm <sup>3</sup> /d	0	2681	2681
Condensado 3	Sm <sup>3</sup> /d	0	3873	3873
NGLs Punto A	Sm <sup>3</sup> /d	15005	15005	27269
<b>Caudal ducto</b>	<b>Sm<sup>3</sup>/d</b>	<b>15005</b>	<b>24936</b>	<b>37200</b>

Los caudales de diseño del poliducto serán los mismos que se consideren para la estación de bombeo de cabecera y las estaciones de bombeo intermedias, en caso de ser necesarias.

### 3.2. PROPIEDADES DEL FLUIDO

Las composiciones correspondientes a cada Caso se exponen en la Tabla 4.

**Tabla 4.** Composición de casos de diseño.

<b>Caso</b>	<b>Caso A</b>	<b>Caso B</b>	<b>Caso C</b>
N <sub>2</sub>	0,00%	0,00%	0,00%
CO <sub>2</sub>	0,00%	0,00%	0,29%
C1	0,00%	0,00%	0,43%
C2	0,88%	0,61%	38,86%
C3	57,38%	39,72%	24,15%
iC4	11,20%	9,33%	5,67%
nC4	16,53%	14,66%	8,91%
iC5	4,53%	5,33%	3,24%
nC5	3,76%	4,67%	2,84%
C6*	2,95%	6,23%	3,79%
C7*	1,57%	6,08%	3,70%
C8*	0,87%	6,69%	4,07%
C9*	0,22%	2,51%	1,53%
C10*	0,10%	1,48%	0,90%
C11*	0,00%	0,86%	0,52%
C12*	0,00%	0,58%	0,35%
C13*	0,00%	0,44%	0,26%
C14*	0,00%	0,28%	0,17%
C15*	0,00%	0,18%	0,11%
C16*	0,00%	0,12%	0,07%
C17*	0,00%	0,08%	0,05%
C18*	0,00%	0,05%	0,03%
C19*	0,00%	0,04%	0,02%
C20*	0,00%	0,06%	0,04%

La tabla a continuación (Tabla 5) muestra las propiedades de los componentes hipotéticos utilizados para las simulaciones.

**Tabla 5.** Propiedades de componentes hipotéticos.

	Peso Molecular	Punto de ebullición normal [°C]	Densidad líquido ideal [kg/m <sup>3</sup> ]	Temperatura crítica [°C]	Presión crítica [kg/cm <sup>2</sup> g]	Volumen específico [m <sup>3</sup> /kgmol]	Acentricidad
<b>C6*</b>	84,0	68,73	672,67	234,75	29,88	0,37	0,30
<b>C7*</b>	96,0	98,43	709,01	267,01	26,87	0,43	0,35
<b>C8*</b>	107,0	125,67	731,59	295,45	24,43	0,49	0,40
<b>C9*</b>	121,0	150,82	750,25	321,45	22,42	0,54	0,45
<b>C10*</b>	134,0	174,15	764,00	344,45	20,46	0,60	0,49
<b>C11*</b>	147,0	195,89	774,80	365,15	19,00	0,66	0,54
<b>C12*</b>	161,0	216,28	785,61	385,15	17,63	0,71	0,56
<b>C13*</b>	175,0	235,43	796,41	402,65	16,54	0,78	0,62
<b>C14*</b>	190,0	253,51	807,21	420,85	15,49	0,83	0,68
<b>C15*</b>	206,0	270,62	817,03	433,85	14,43	0,88	0,71
<b>C16*</b>	222,0	286,79	823,90	443,85	13,45	0,94	0,76
<b>C17*</b>	237,0	302,15	831,76	460,22	12,40	1,01	0,77
<b>C18*</b>	251,0	316,71	836,67	472,11	11,34	1,07	0,80
<b>C19*</b>	263,0	330,65	841,58	482,78	10,36	1,13	0,83
<b>C20*</b>	356,7	343,78	889,17	494,85	10,80	1,19	0,91

Los parámetros utilizados para los cálculos hidráulicos de cada caso se detallan a continuación. Todos fueron calculados utilizando el programa *Aspen HYSYS* a excepción de los Módulos de Presión y Temperatura (ver ecuaciones (1.14) y (1.17)), para los cuales se utilizó el software *CrudeProp*, desarrollo interno de la empresa de ingeniería.

- **Caso A:** recuperación de C<sub>3+</sub> sin condensado.
  - Temperatura de referencia: 15.56 °C
  - Presión de referencia: 30 bar
  - Densidad: 563,1 kg/m<sup>3</sup> @30 bar
  - Cp: 2442 J/kgK @30 bar
  - Conductividad térmica: 0.0859 kcal/hm°C
  - Módulo de Presión: 361.3 MPa
  - Módulo de Temperatura: -561.5 °C
  - Contenido de compuestos azufrados: 4,3 ppm
  - Contenido de mercurio: <0,10 ppb
  - Presión de vapor: 8.9 kg/cm<sup>2</sup>g @40°C



- **Caso B:** recuperación de C<sub>3</sub>+ con condensado.
  - Temperatura de referencia: 15.56 °C
  - Presión de referencia: 30 bar
  - Densidad: 622.4 kg/m<sup>3</sup> @30 bar
  - Cp: 2333 J/kgK @30 bar
  - Conductividad térmica: 0.0906 kcal/hm°C
  - Módulo de Presión: 501.8 MPa
  - Módulo de Temperatura: -631 °C
  - Contenido de compuestos azufrados: 4,3 ppm
  - Contenido de mercurio: <0,10 ppb
  - Presión de vapor: 6.1 kg/cm<sup>2</sup>g @40°C
  
- **Caso C:** recuperación de C<sub>2</sub>+ con condensado.
  - Temperatura de referencia: 15.56 °C
  - Presión de referencia: 30 bar
  - Densidad: 496.6 kg/m<sup>3</sup> @30 bar
  - Cp: 2445 J/kgK @30 bar
  - Conductividad térmica: 0.0798 kcal/hm°C
  - Módulo de Presión: 366.8 MPa
  - Módulo de Temperatura: -521.2 °C
  - Contenido de compuestos azufrados: 4,3 ppm
  - Contenido de mercurio: <0,10 ppb
  - Presión de vapor: 27.8 kg/cm<sup>2</sup>g @40°C

### 3.3. CRITERIOS DE DISEÑO

- El factor de diseño para este poliducto es 0.72.
- El grado del material (se utiliza acero API 5L) es X70.
- Se utiliza una rugosidad absoluta de 46 µm, típica para el acero al carbono.
- La conductividad de la cañería es 45 W/(mK) y del recubrimiento, 0.42 W/(mK).
- Se considera 1 m de profundidad, siendo la conductividad del terreno 1.5 W/(mK).



- Se consideran 10°C como temperatura del suelo a la profundidad indicada (caso invierno).
- Se considera un 5% de sobre espesor de corrosión.
- Los cálculos hidráulicos estacionarios se realizan usando un programa de desarrollo interno.
- Se considera una temperatura inicial de 40°C, para evitar vaporización a lo largo del ducto.
- Se establece 3 bar por encima de la presión de equilibrio en toda la traza para evitar vaporización.
- En la medida de lo posible, se prefiere espesor constante a lo largo de toda la traza del ducto. Como mínimo, se adoptará espesor 0.25”.
- La presión de descarga de las estaciones de bombeo está limitada por la presión máxima fijada por la serie de cañería (600 lb ASME 16.34), que es de 102 barg.

Para realizar los cálculos hidráulicos se preseleccionaron tres diámetros potenciales de 18”, 20” y 24” y se consideró en primera medida las condiciones operativas del caso dimensionante (Caso C con etano), ya que este es el de mayor caudal y presión de equilibrio del fluido. Los diámetros se preseleccionaron en base a experiencias en proyectos similares.

Para lograr cumplir con las presiones de equilibrio de diseño (presión de equilibrio más 3 bar) en toda la traza del poliducto, se van incorporando estaciones de bombeo intermedias dispuestas en los lugares adecuados para tal fin. Las presiones máximas en toda la traza no deben superar la presión de diseño del ducto.

Una vez definidas las estaciones intermedias de bombeo se verifica su estado estacionario a caudal cero, estableciendo como criterio que la presión de operación (de descarga de las bombas) más 7 bar no supere la presión de diseño del ducto.

### **3.3.1. ESTACIÓN DE BOMBEO DE CABECERA**

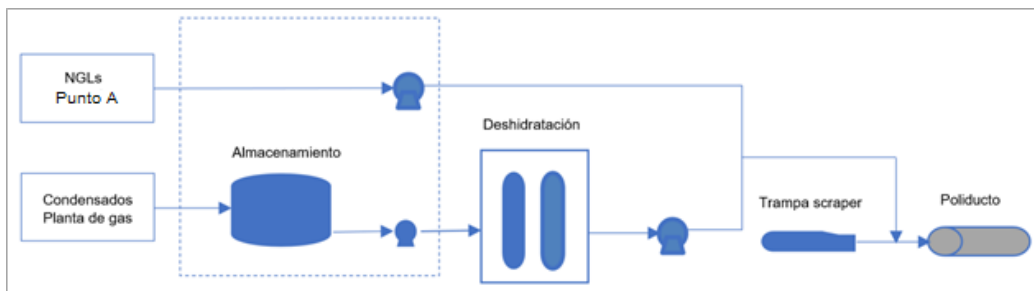
La estación de bombeo de cabecera se diseñará de manera tal que se respeten los límites de presión establecidos a lo largo de todo el recorrido del poliducto. El almacenamiento de NGLs estará fuera del alcance del proyecto siendo estos equipos provistos en instalaciones de Punto A, diseñándose para un tiempo de residencia de 6 hs.

Se prevé recibir condensados de compañías involucradas en el proyecto para ser almacenados en tanques atmosféricos con una capacidad equivalente a 14 hs de producción.

Por otro lado, se evaluará en el presente estudio la necesidad o no de contar con deshidratación del condensado, para evitar la corrosión en el ducto por la presencia de CO<sub>2</sub>

en los NGLs. En caso de ser necesario, se preverá la instalación de tamices de adsorción (como se indica en la Figura 18), que permitan reducir el contenido de agua a 1 ppmv.

Se prevé instalar trampas de *scraper*.



**Figura 18.** Esquema de estación de bombeo de cabecera (en caso de incluir una etapa de deshidratación de condensado).

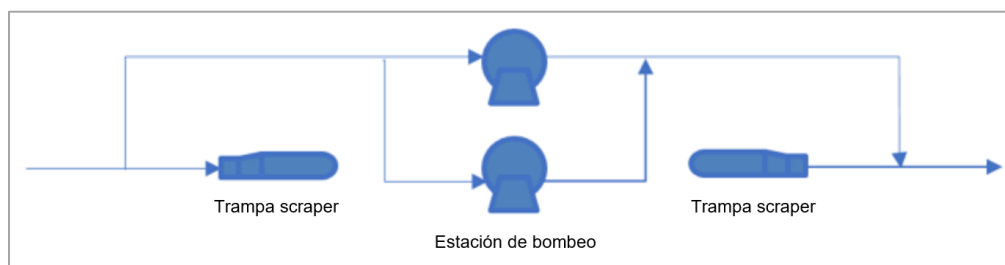
### 3.3.2. ESTACIONES DE BOMBEO INTERMEDIAS

En caso de requerirse una estación de bombeo intermedia en el poliducto, se tendrá en cuenta como ubicación preferencial el Punto C antes mencionado.

En cada estación de bombeo intermedia, se instalarán PSV<sup>7</sup> en la descarga de las bombas para proteger el ducto aguas abajo ante un posible bloqueo de *line break*<sup>8</sup> o falla. Se contará con venteo abierto a atmósfera.

Cada estación de bombeo deberá definir los servicios necesarios para su correcto funcionamiento.

La estación contará con trampas de *scraper* tanto de recepción como de envío.



**Figura 19.** Esquema de estación de bombeo intermedia.

<sup>7</sup> Las Válvulas de Seguridad de Presión o PSV (*Pressure Security Valve*) son válvulas que normalmente se instalan en equipos o recipientes a presión como barrera de seguridad ante la sobrepresión.

<sup>8</sup> Las válvulas Line Break son válvulas de corte que se utilizan para reducir el impacto ambiental de una posible fuga en la línea o ducto.

## 4. CÁLCULOS HIDRÁULICOS

Como se mencionó anteriormente, el diseño del ducto se realizó para el Caso C y se verificó para los Casos A y B, preseleccionando los diámetros de 18”, 20” y 24”.

Una vez realizados los cálculos para el diámetro de 18”, se definió descartar esta opción debido a la elevada cantidad de estaciones de bombeo intermedias necesarias para alcanzar los parámetros de transporte, lo que se traduciría en un elevado incremento del OPEX (ver Tabla 6).

**Tabla 6.** Resultados de los cálculos hidráulicos para diferentes espesores, con diámetro de 18”.

CASO C		Ducto 18"		
		Espesor 0.25"	Espesor 0.281"	Espesor 0.321"
Cantidad de estaciones intermedias	#	5	5	5
Presión Cabecera	kg/cm2	80	90	90
Presiones intermedias	kg/cm2	80	90	90
		80	90	90
		82	90	90
		80	90	90
		78	35	41
Ubicaciones EBI	km	95.300	119.000	115.000
		192.000	228.000	225.000
		290.000	341.000	336.000
		388.000	452.000	448.000
		483.000	566.000	556.000
Potencia Cabecera	kW	2307	2772	2772
Potencia intermedias	kW	2254	2761	2762
		2298	2720	2752
		2379	2728	2750
		2279	2718	2760
		2140	177	385
Velocidad	m/s	2.60	2.61	2.63
$\Delta P_f/L$	$\Delta \text{bar/km}$	0.55	0.56	0.57
<b>Tonelaje</b>	<b>tn</b>	<b>40413</b>	<b>45345</b>	<b>50259</b>
<b>Potencia total</b>	<b>kW</b>	<b>13657</b>	<b>13876</b>	<b>14180</b>

En las próximas secciones se presentan los resultados para los diámetros 20” y 24” para cada Caso de transporte, en el siguiente orden:

- Tabla de propiedades del Caso correspondiente.
- Tabla resumen de tonelaje y potencia total necesarios.
- Perfil piezométrico del ducto a caudal operativo.
- Perfil piezométrico del ducto a caudal cero para verificación de diseño.
- Perfil de presiones del ducto a caudal operativo.
- Perfil de temperatura del ducto a caudal operativo.

#### 4.1. CASO C

##### 4.1.1. DUCTO DE 20”

A continuación, se presentan los resultados para el caso de 20” con los criterios descritos anteriormente.

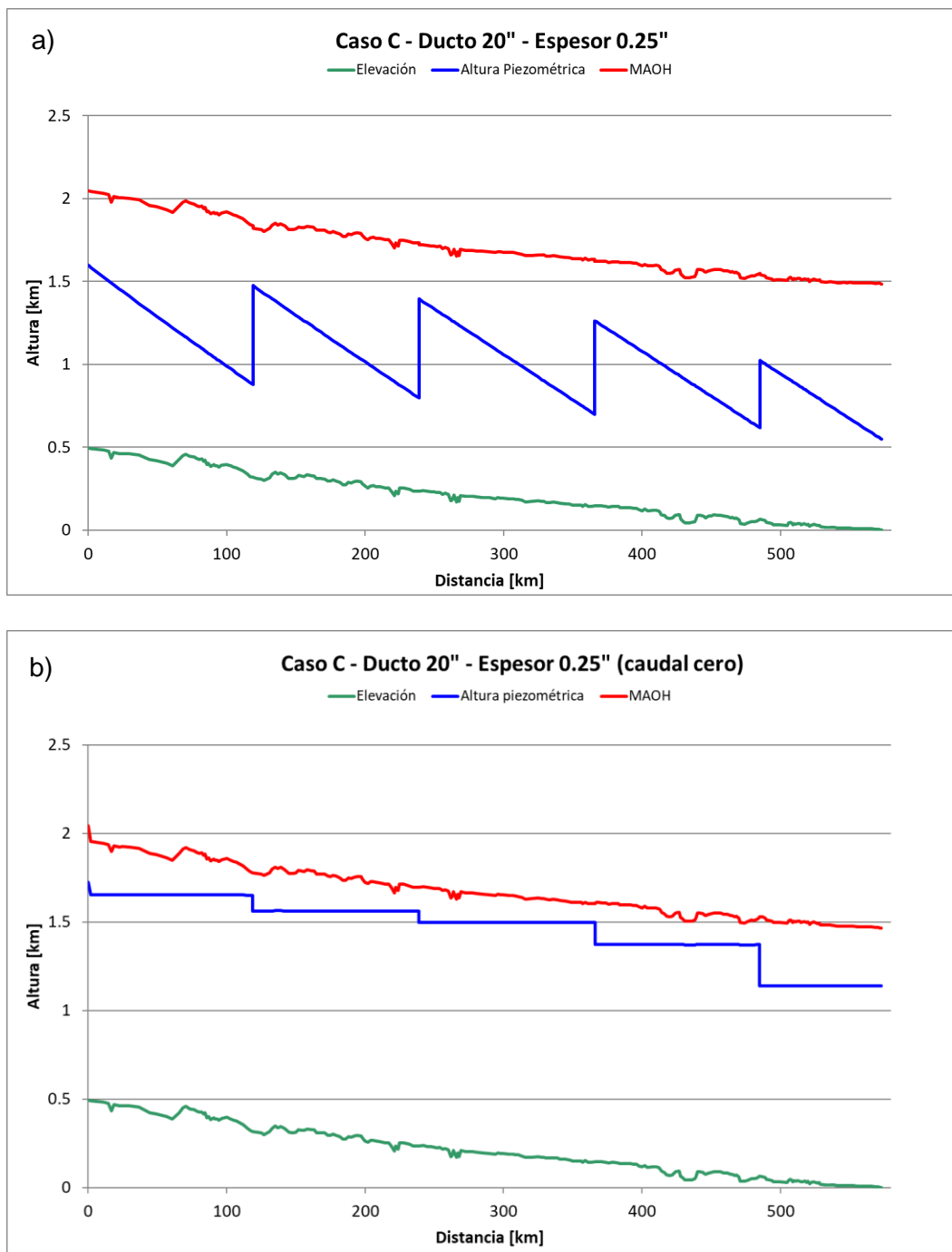
##### 4.1.1.1. Espesor 0.25”

**Tabla 7.** Propiedades de Caso C y condiciones de llegada para el ducto de 20” y espesor 0.25”.

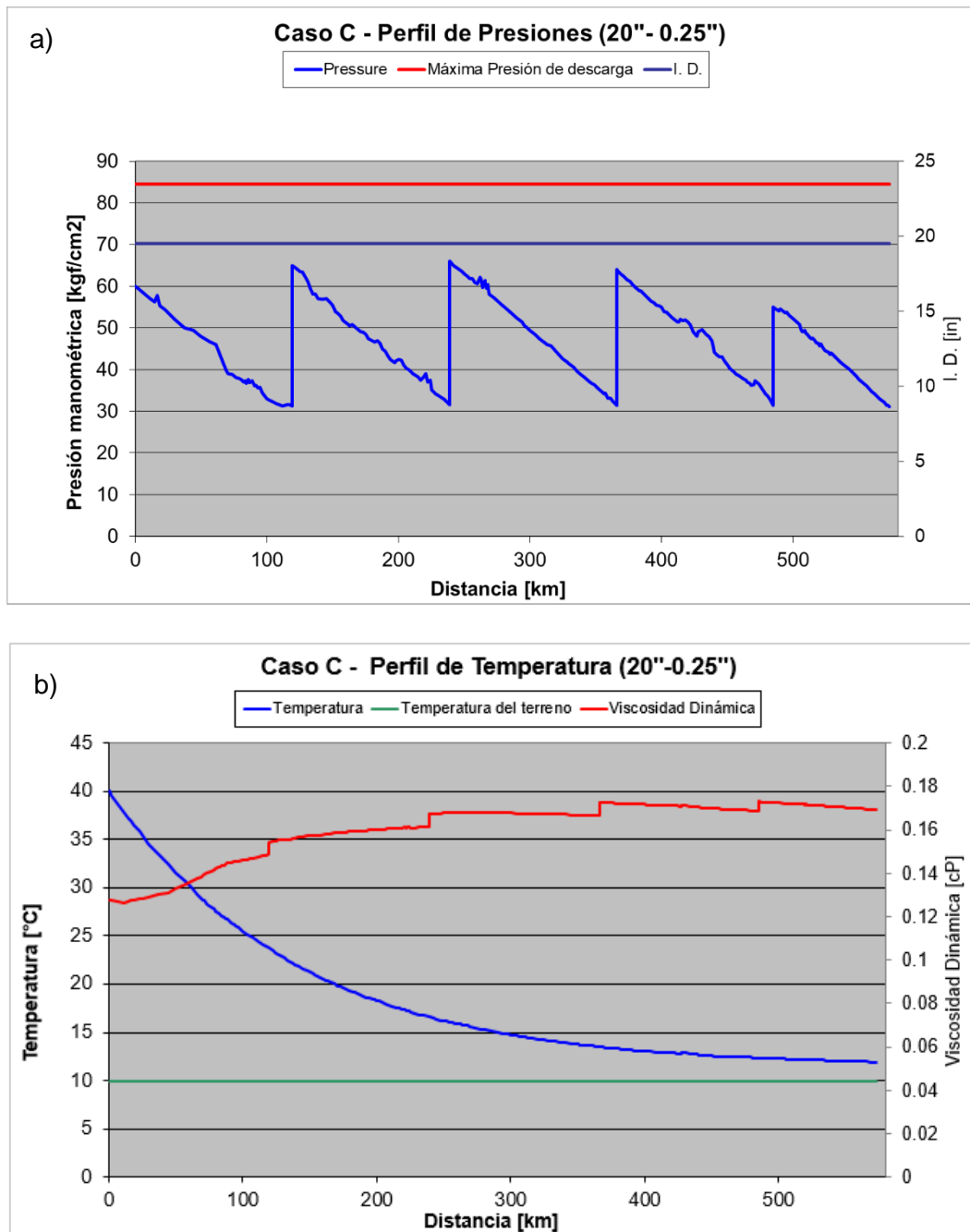
<b>CASO C - Ducto 20" - Espesor 0.25"</b>						
<b>Caudal total</b>	<b>Caudal de condensados</b>	<b>Presión de vapor a 40°C</b>	<b>Mínima Presión requerida</b>	<b>Condiciones de llegada</b>		<b>MAOP</b>
<b>Sm<sup>3</sup>/d</b>	<b>Sm<sup>3</sup>/d</b>	<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>	<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>	<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>	<b>°C</b>	<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>
37200	9931	27.8	30.8	31.1	11.9	84.5

**Tabla 8.** Resultados de potencia y tonelaje para el Caso C, ducto de 20” y espesor 0.25”.

<b>CASO C - Ducto 20" - Espesor 0.25"</b>										
<b>Cañerías</b>						<b>Estaciones de bombeo</b>				
<b>Distancia</b>	<b>OD</b>	<b>Espesor</b>	<b>SMYS</b>	<b>Longitud</b>	<b>Masa</b>	<b>Estaciones de bombeo</b>	<b>Presión de entrada</b>	<b>Presión de salida</b>	<b>Potencia</b>	
<b>km</b>	<b>in</b>	<b>in</b>	<b>psi</b>	<b>km</b>	<b>t</b>		<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>	<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>		
0.000	119.000	20	0.250	70300	119.0	9339	Cabecera (PS-1)	31.0	60.0	1373
119.000	239.000	20	0.250	70300	120.0	9417	PS-2	31.3	65.0	1595
239.000	366.000	20	0.250	70300	127.0	9966	PS-3	31.6	66.0	1626
366.000	485.000	20	0.250	70300	119.0	9339	PS-4	31.4	64.0	1543
485.000	573.000	20	0.250	70300	88.0	6906	PS-5	31.5	55.0	1117
<b>TOTAL</b>						<b>44967</b>	<b>TOTAL</b>		<b>7254</b>	



**Figura 20.** Perfil piezométrico para el Caso C, ducto de 20" y espesor 0.25": a) caudal operativo y b) caudal cero.

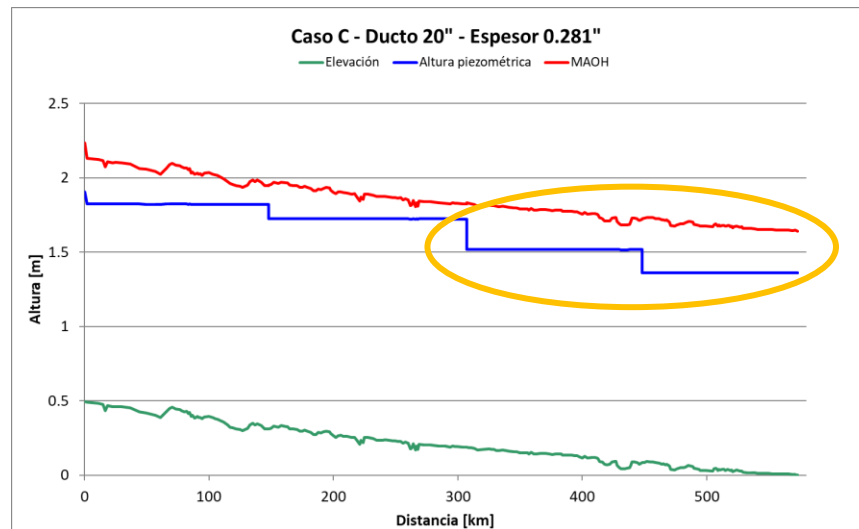


**Figura 21.** Para Caso C, ducto 20" y espesor 0.25", perfil de: a) presiones y b) temperatura.

Como se puede observar, con esta configuración de diámetro y espesor, se obtienen como mínimo para no superar la MAOH cuatro estaciones de bombeo intermedias (más la estación cabecera), con un consumo de potencia total de 7254 kW y una masa total de cañería de 44967 toneladas.

#### 4.1.1.2. Espesor 0.25"/0.281”

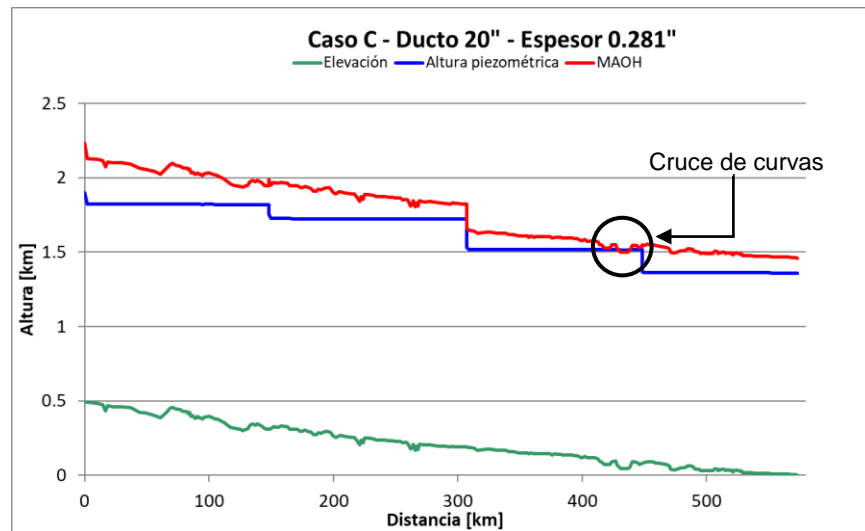
Con el objetivo de reducir la cantidad de estaciones de bombeo necesarias para el transporte del fluido, se aumenta el espesor en toda la traza del poliducto. Una vez obtenido el perfil, se observó que, aguas abajo de la segunda estación de bombeo intermedia (PS-2), se podía optimizar el diseño y reducir el espesor (manteniendo siempre el beneficio de menor potencia). Esto se puede visualizar en la Figura 22, en el tramo mencionado, donde la Altura piezométrica (azul) se encuentra considerablemente por debajo de la MAOH (roja), lo que implica un ducto sobredimensionado que resiste presiones mayores a las que realmente debe soportar durante la operación.



**Figura 22.** Perfil piezométrico del ducto de 20" de diámetro con espesor 0.281" constante a lo largo de toda la traza. En amarillo se indican las zonas en las que, *a priori*, se podría optimizar el diseño.

Al reducir el espesor aguas debajo de la PS-3, se observa que solamente el último tramo del poliducto admite un espesor menor. Alrededor de los 430 km, se observa el cruce de las gráficas piezométrica y la correspondiente a la MAOH, lo que es incompatible con una condición segura de operación (ver Figura 23).





**Figura 23.** Perfil piezométrico del ducto de 20" de diámetro con cambio de espesor a partir de los 307 km.

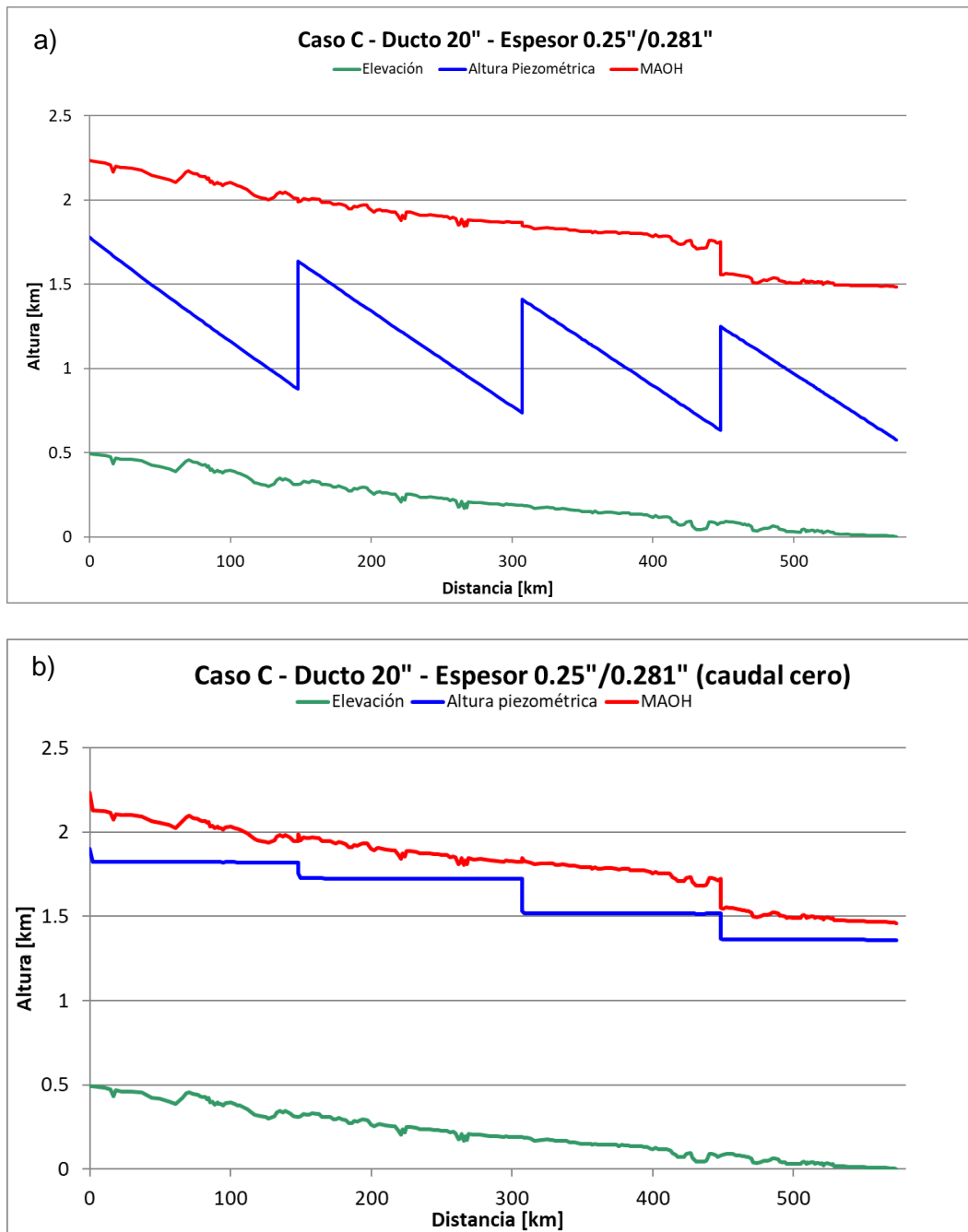
De esta manera, se opta por un diseño con espesores combinados, 0.281" desde 0 a 448 km y 0.25" hasta el final de la traza.

**Tabla 9.** Propiedades de Caso C y condiciones de llegada para el ducto de 20" y espesor 0.25"/0.281".

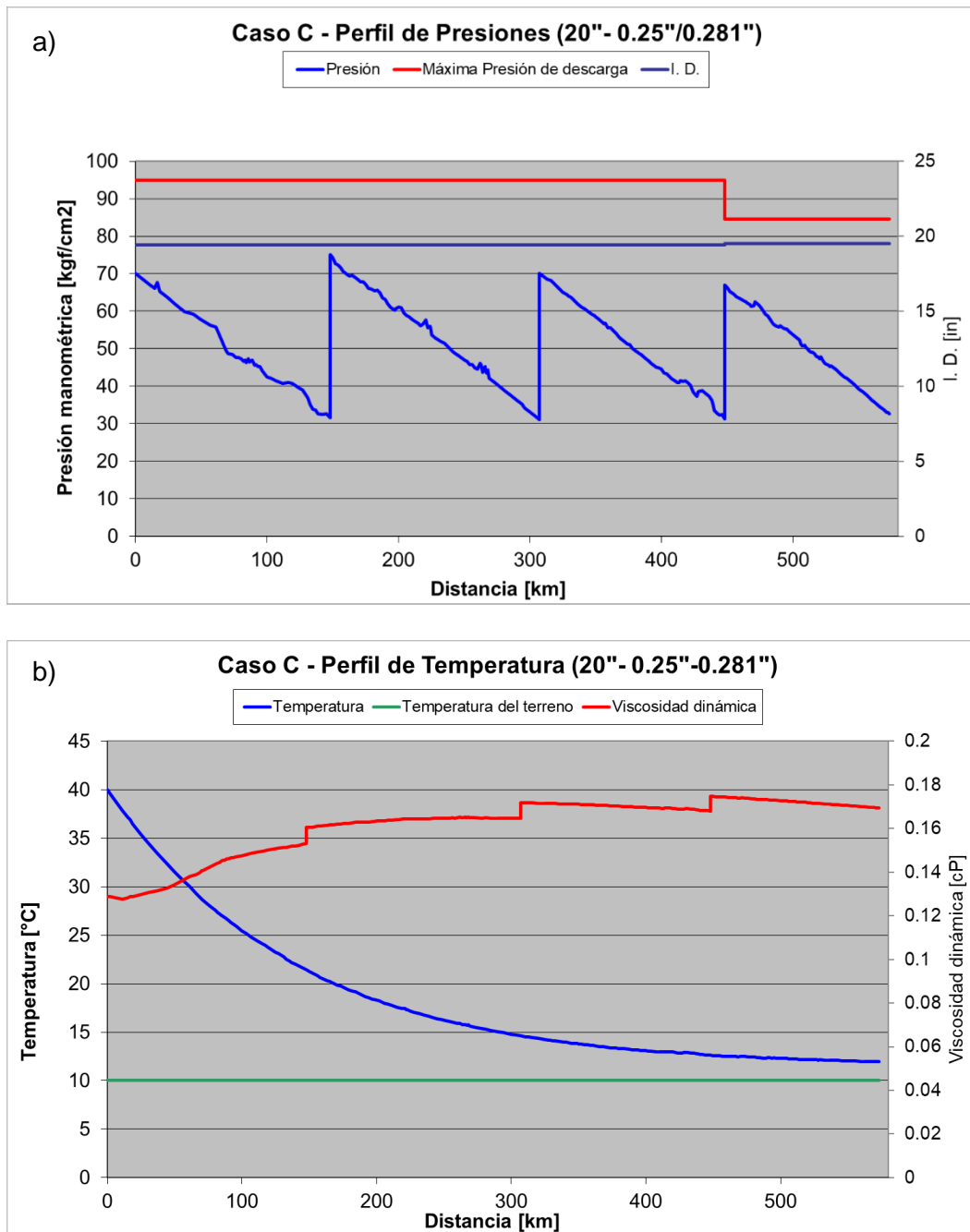
<b>CASO C - Ducto 20" - Espesor 0.25"/0.281"</b>						
Caudal total	Caudal de condensados	Presión de vapor a 40°C	Mínima Presión requerida	Condiciones de llegada		MAOP
Sm <sup>3</sup> /d	Sm <sup>3</sup> /d	kg/cm <sup>2</sup> g	kg/cm <sup>2</sup> g	kg/cm <sup>2</sup> g	°C	kg/cm <sup>2</sup> g
37200	9931	27.8	30.8	32.7	11.4	84.5/95.0

**Tabla 10.** Resultados de potencia y tonelaje para el Caso C, ducto de 20" y espesor 0.25"/0.281".

<b>CASO C - Ducto 20" - Espesor 0.25"/0.281"</b>										
<b>Cañerías</b>						<b>Estaciones de bombeo</b>				
Distancia	OD	Espesor	SMYS	Longitud	Masa	Estaciones de bombeo	Presión de entrada	Presión de salida	Potencia	
km	in	in	psi	km	t		kg/cm <sup>2</sup> g	kg/cm <sup>2</sup> g		
0.000	148.000	20	0.281	70300	148.0	13034	Cabecera (PS-1)	31.0	70.0	1840
148.000	307.000	20	0.281	70300	159.0	14003	PS-2	31.7	75.0	2042
307.000	448.000	20	0.281	70300	141.0	12418	PS-3	31.1	70.0	1838
448.000	573.000	20	0.250	70300	125.0	9809	PS-4	31.3	67.0	1688
<b>TOTAL</b>						<b>49264</b>	<b>TOTAL</b>			<b>7408</b>



**Figura 24.** Perfil piezométrico para el Caso C, ducto de 20" y espesor 0.25"/0.281": a) caudal operativo y b) caudal cero.



**Figura 25.** Para Caso C, ducto 20" y espesor 0.25"/0.281", perfil de: a) presiones y b) temperatura.

Como se puede observar, con esta configuración de diámetro y espesores, se obtienen como mínimo para no superar la MAOH tres estaciones de bombeo intermedias (más la estación cabecera), con un consumo de potencia total de 7408 kW y una masa total de cañería de 49264 toneladas.

#### 4.1.2. DUCTO DE 24”

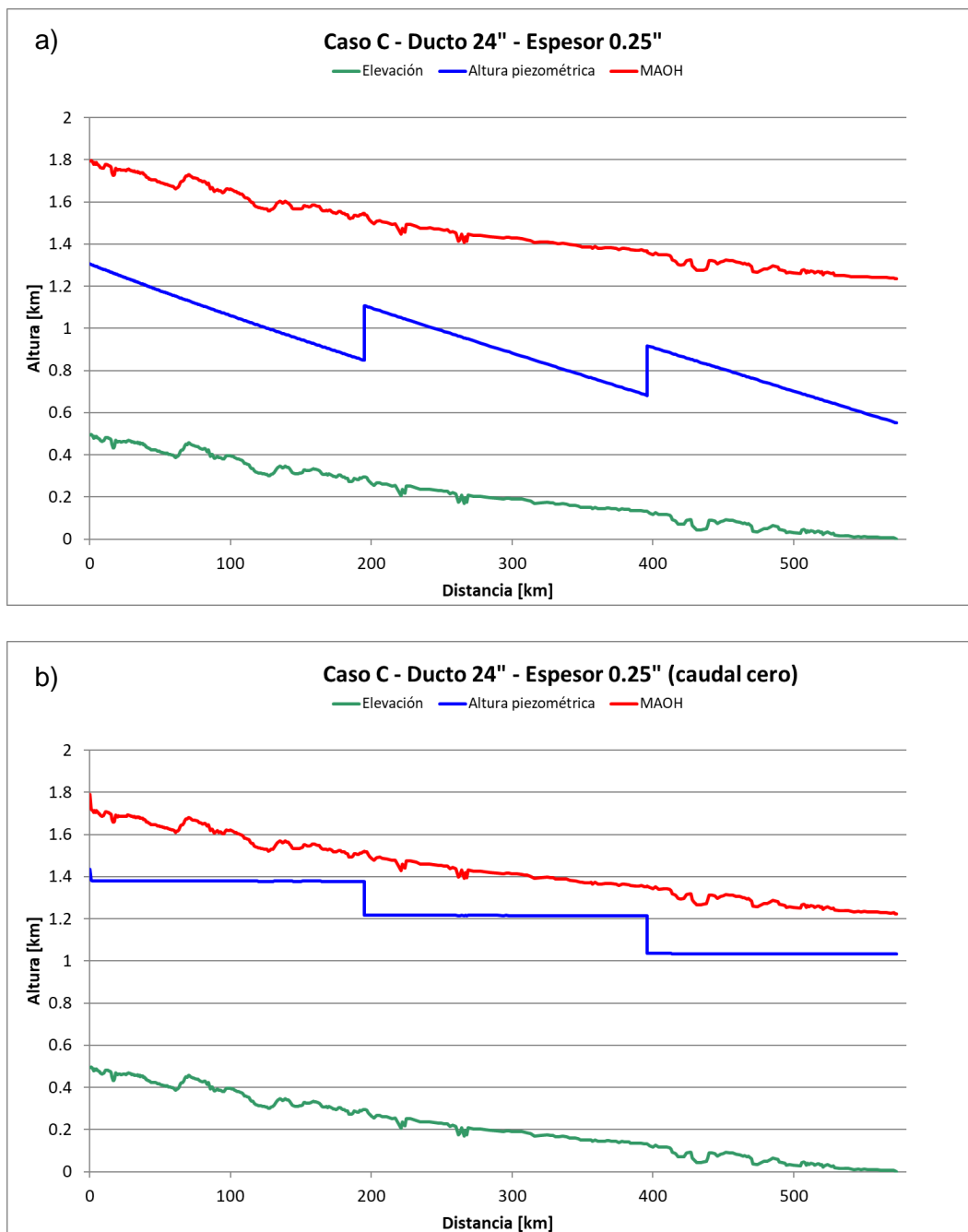
##### 4.1.2.1. Espesor 0.25”

**Tabla 11.** Propiedades de Caso C y condiciones de llegada para el ducto de 24” y espesor 0.25”.

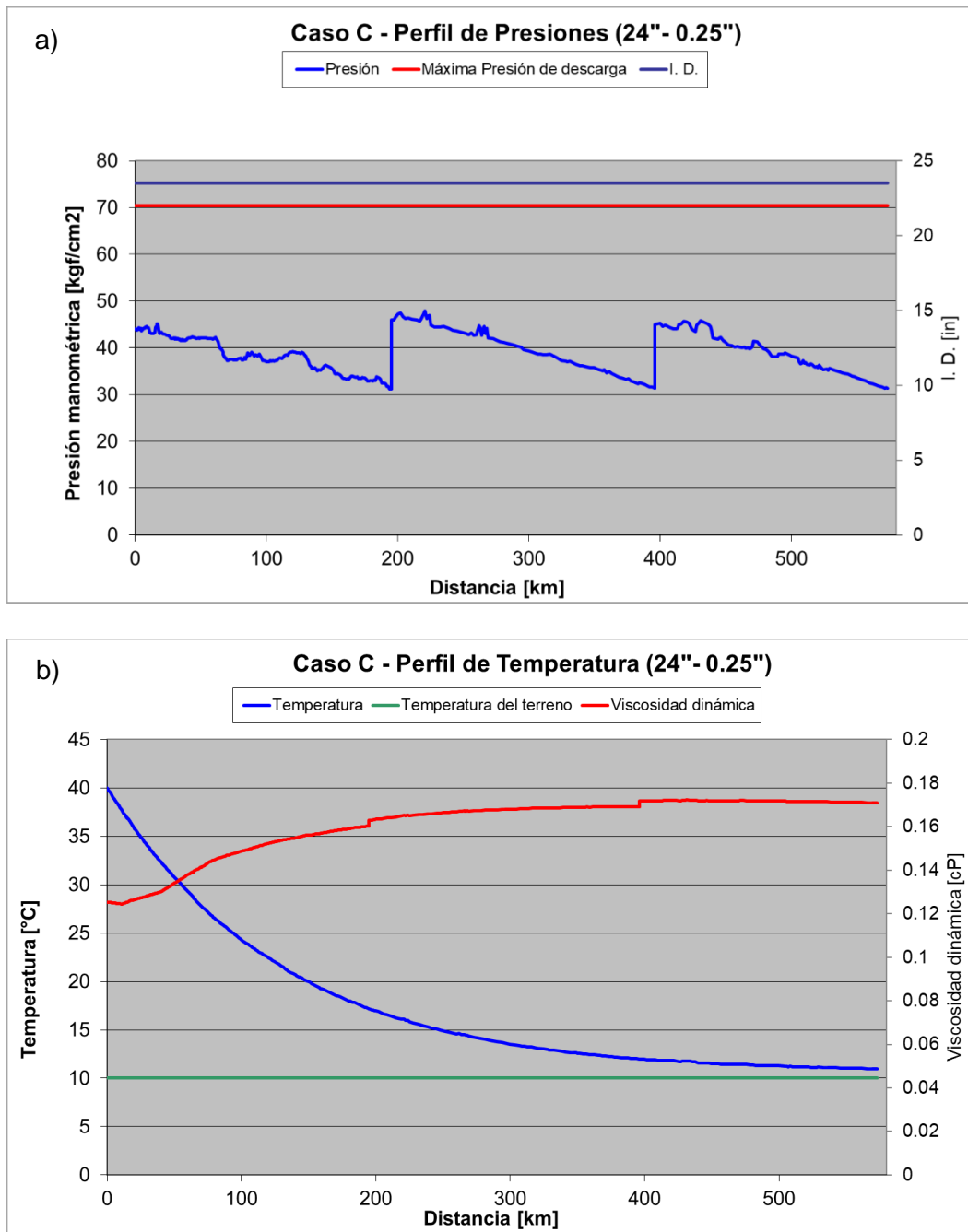
<b>CASO C - Ducto 24" - Espesor 0.25"</b>						
<b>Caudal total</b>	<b>Caudal de condensados</b>	<b>Presión de vapor a 40°C</b>	<b>Mínima Presión requerida</b>	<b>Condiciones de llegada</b>		<b>MAOP</b>
<b>Sm<sup>3</sup>/d</b>	<b>Sm<sup>3</sup>/d</b>	<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>	<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>	<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>	<b>°C</b>	<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>
37200	9931	27.8	30.8	31.4	11.0	70.4

**Tabla 12.** Resultados de potencia y tonelaje para el Caso C, ducto de 24” y espesor 0.25”.

<b>CASO C - Ducto 24" - Espesor 0.25"</b>										
<b>Cañerías</b>						<b>Estaciones de bombeo</b>				
<b>Distancia</b>	<b>OD</b>	<b>Espesor</b>	<b>SMYS</b>	<b>Longitud</b>	<b>Masa</b>	<b>Estaciones de bombeo</b>	<b>Presión de entrada</b>	<b>Presión de salida</b>	<b>Potencia</b>	
<b>km</b>	<b>in</b>	<b>in</b>	<b>psi</b>	<b>km</b>	<b>t</b>		<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>	<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>		
0.000	195.000	24	0.250	70300	195.0	18402	Cabecera (PS-1)	31.0	44.0	622
195.000	396.000	24	0.250	70300	201.0	18968	PS-2	31.2	46.0	709
396.000	573.000	24	0.250	70300	177.0	16703	PS-3	31.4	45.0	650
<b>TOTAL</b>						<b>54074</b>	<b>TOTAL</b>		<b>1981</b>	



**Figura 26.** Perfil piezométrico para el Caso C, ducto de 24" y espesor 0.25": a) caudal operativo y b) caudal cero.



**Figura 27.** Para Caso C, ducto 24" y espesor 0.25", perfil de: a) presiones y b) temperatura.

Como se puede observar, con esta configuración de diámetro y espesor, se obtienen como mínimo para no superar la MAOH dos estaciones de bombeo intermedias (más la estación cabecera), con un consumo de potencia total de 1981 kW y una masa total de cañería de 54074 toneladas.

#### 4.1.2.2. Espesores 0.25"/0.281"

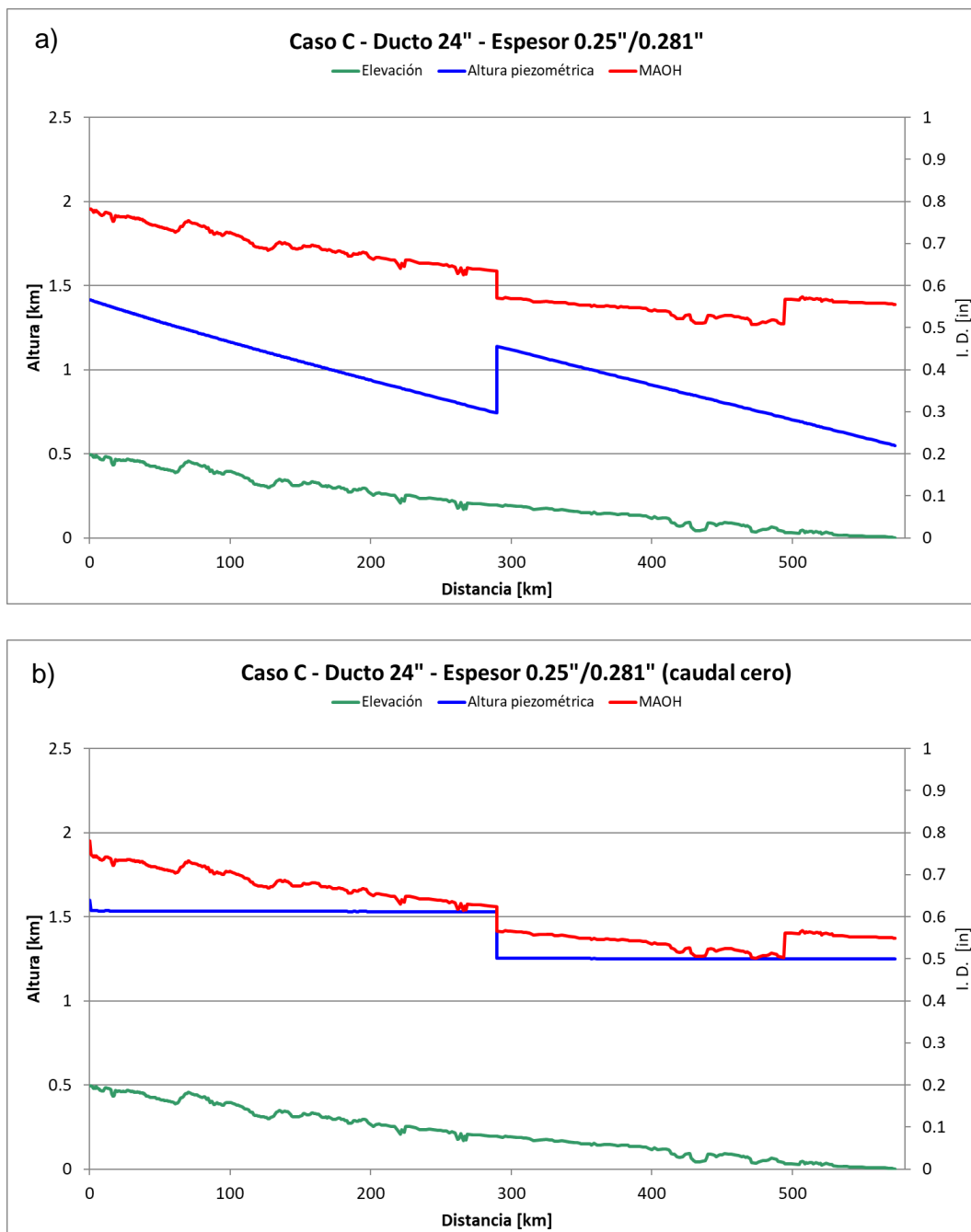
Se realiza el mismo análisis para este diámetro que para el de 20", obteniéndose un tramo en que se reduce el espesor para optimizar el diseño y generar un ahorro en el tonelaje final, manteniendo el beneficio de menor potencia con respecto al diseño anterior.

**Tabla 13.** Propiedades de Caso C y condiciones de llegada para el ducto de 24" y espesores 0.25"/0.281".

CASO C - Ducto 24" - Espesor 0.25"/0.281"						
Caudal total	Caudal de condensados	Presión de vapor a 40°C	Mínima Presión requerida	Condiciones de llegada		MAOP
Sm <sup>3</sup> /d	Sm <sup>3</sup> /d	kg/cm <sup>2</sup> g	kg/cm <sup>2</sup> g	kg/cm <sup>2</sup> g	°C	kg/cm <sup>2</sup> g
37200	9931	27.8	30.8	31.3	11.0	70.4/79.2

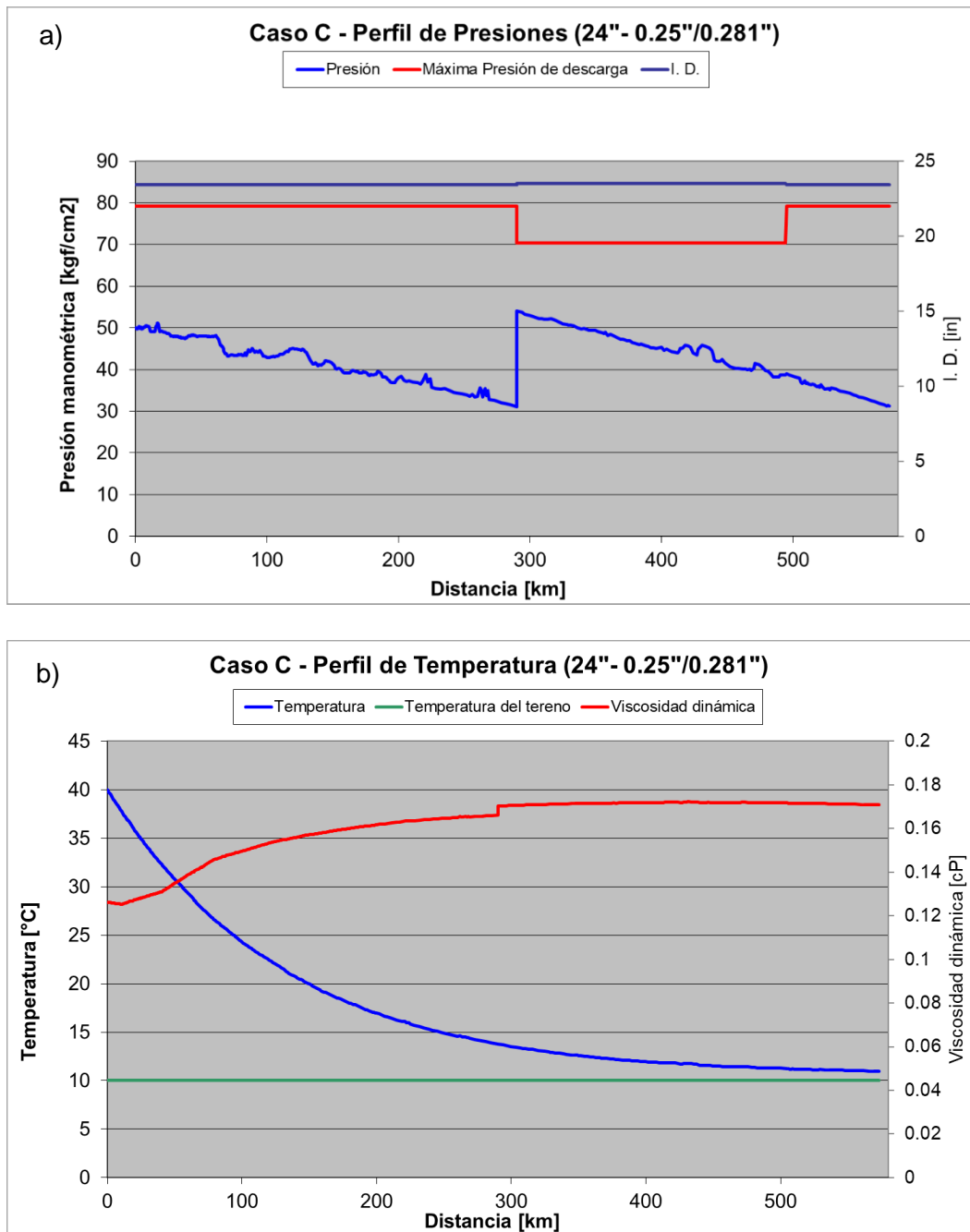
**Tabla 14.** Resultados de potencia y tonelaje para el Caso C, ducto de 24" y espesores 0.25"/0.281".

CASO C - Ducto 24" - Espesor 0.25"/0.281"										
Cañerías						Estaciones de bombeo				
Distancia	OD	Espesor	SMYS	Longitud	Masa	Estaciones de bombeo	Presión de entrada	Presión de salida	Potencia	
							kg/cm <sup>2</sup> g	kg/cm <sup>2</sup> g		kW
km	in	in	psi	km	t					
0.000	290.000	24	0.281	70300	290.0	30720	Cabecera (PS-1)	31.0	50.0	905
290.000	494.000	24	0.250	70300	204.0	19251	PS-2	31.1	54.0	1086
494.000	573.000	24	0.281	70300	79.0	8369	-	-	-	-
<b>TOTAL</b>					<b>58341</b>	<b>TOTAL</b>			<b>1991</b>	



**Figura 28.** Perfil piezométrico para el Caso C, ducto de 24" y espesores 0.25"/0.281": a) caudal operativo y b) caudal cero.





**Figura 29.** Para Caso C, ducto 24" y espesores 0.25"/0.281", perfil de: a) presiones y b) temperatura.

Como se puede observar, con esta configuración de diámetro y espesores, se obtiene como mínimo para no superar la MAOH una estación de bombeo intermedia (más la estación

cabecera), con un consumo de potencia total de 1991 kW y una masa total de cañería de 58341 toneladas.

#### 4.2. CASO B

Se presentan a continuación los resultados de los cálculos realizados para la verificación de cada poliducto calculado para el Caso B.

##### 4.2.1. DUCTO DE 20”

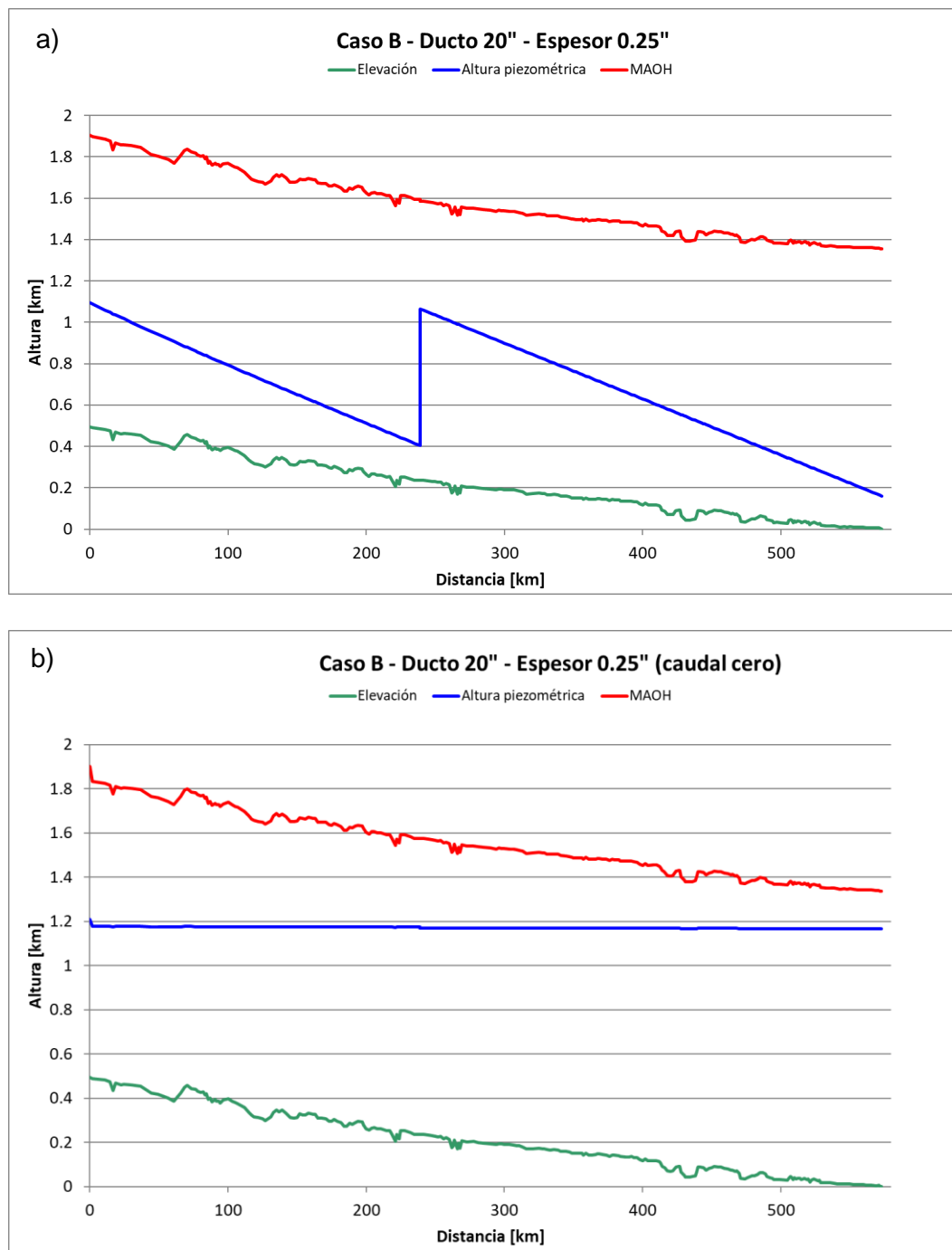
##### 4.2.1.1. Espesor 0.25”

**Tabla 15.** Propiedades de Caso B y condiciones de llegada para el ducto de 20” y espesor 0.25”.

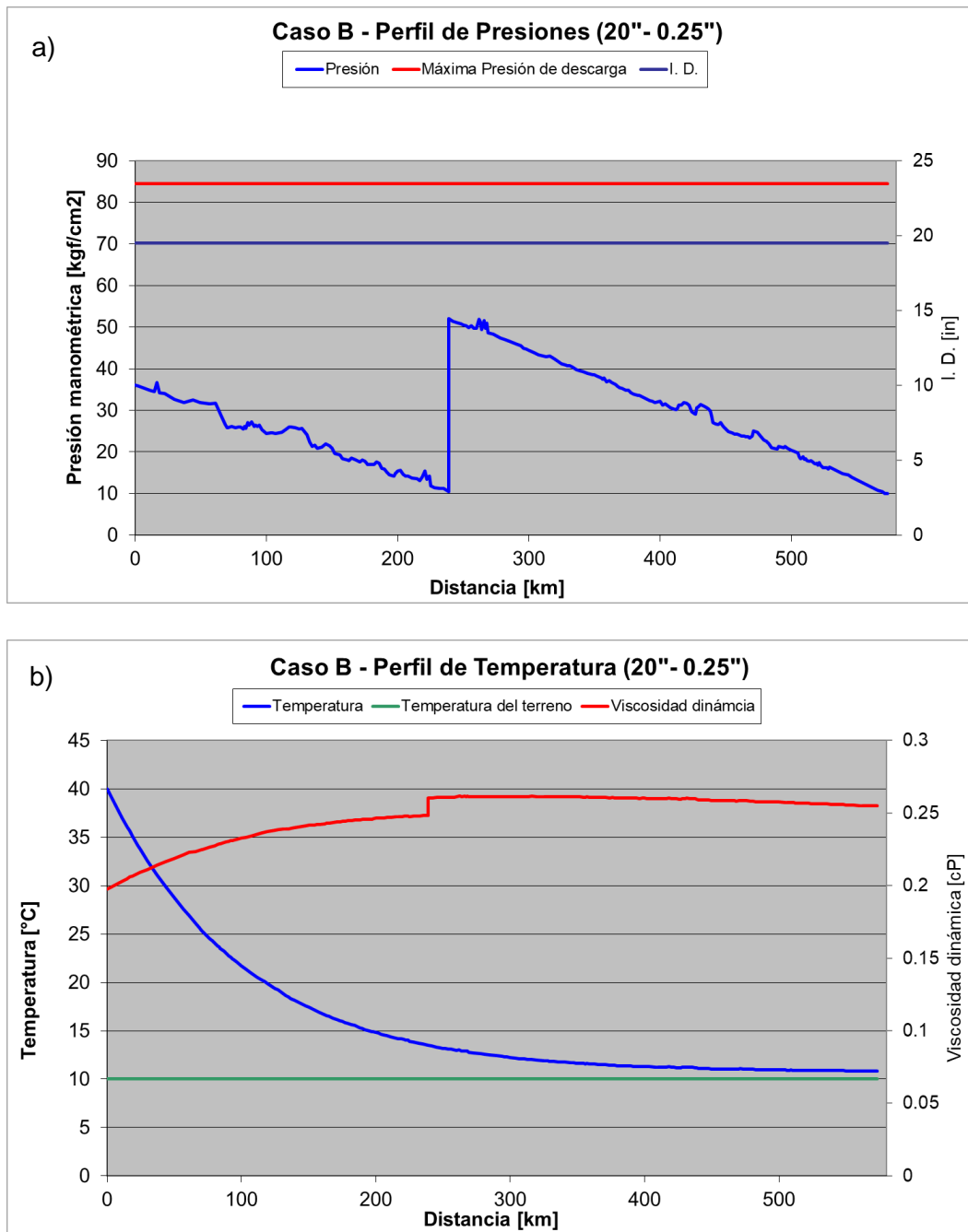
CASO B - Ducto 20" - Espesor 0.25"						
Caudal total	Caudal de condensados	Presión de vapor a 40°C	Mínima Presión requerida	Condiciones de llegada		MAOP
Sm <sup>3</sup> /d	Sm <sup>3</sup> /d	kg/cm <sup>2</sup> g	kg/cm <sup>2</sup> g	kg/cm <sup>2</sup> g	°C	kg/cm <sup>2</sup> g
24936	9931	6.1	9.1	9.9	10.8	84.5

**Tabla 16.** Resultados de potencia y tonelaje para el Caso B, ducto de 20” y espesor 0.25”.

CASO B - Ducto 20" - Espesor 0.25"									
Cañerías						Estaciones de bombeo			
	OD	Espesor	SMYS	Longitud	Masa	Estaciones de bombeo	Presión de entrada	Presión de salida	Potencia
							kg/cm <sup>2</sup> g	kg/cm <sup>2</sup> g	
km	in	in	psi	km	t				kW
0.000	239.000	20	70300	239.0	18756	Cabecera (PS-1)	9.2	36.0	920
239.000	573.000	20	70300	334.0	26211	PS-2	10.5	52.0	1418
<b>TOTAL</b>					<b>44967</b>	<b>TOTAL</b>			<b>2338</b>



**Figura 30.** Perfil piezométrico para el Caso B, ducto de 20" y espesor 0.25": a) caudal operativo y b) caudal cero.



**Figura 31.** Para Caso B, ducto 20" y espesor 0.25", perfil de: a) presiones y b) temperatura.

Como se puede observar, con esta configuración de diámetro y espesor, se requiere una estación de bombeo intermedia (más la estación cabecera), con un consumo de potencia total de 2338 kW y una masa total de cañería de 44967 toneladas.

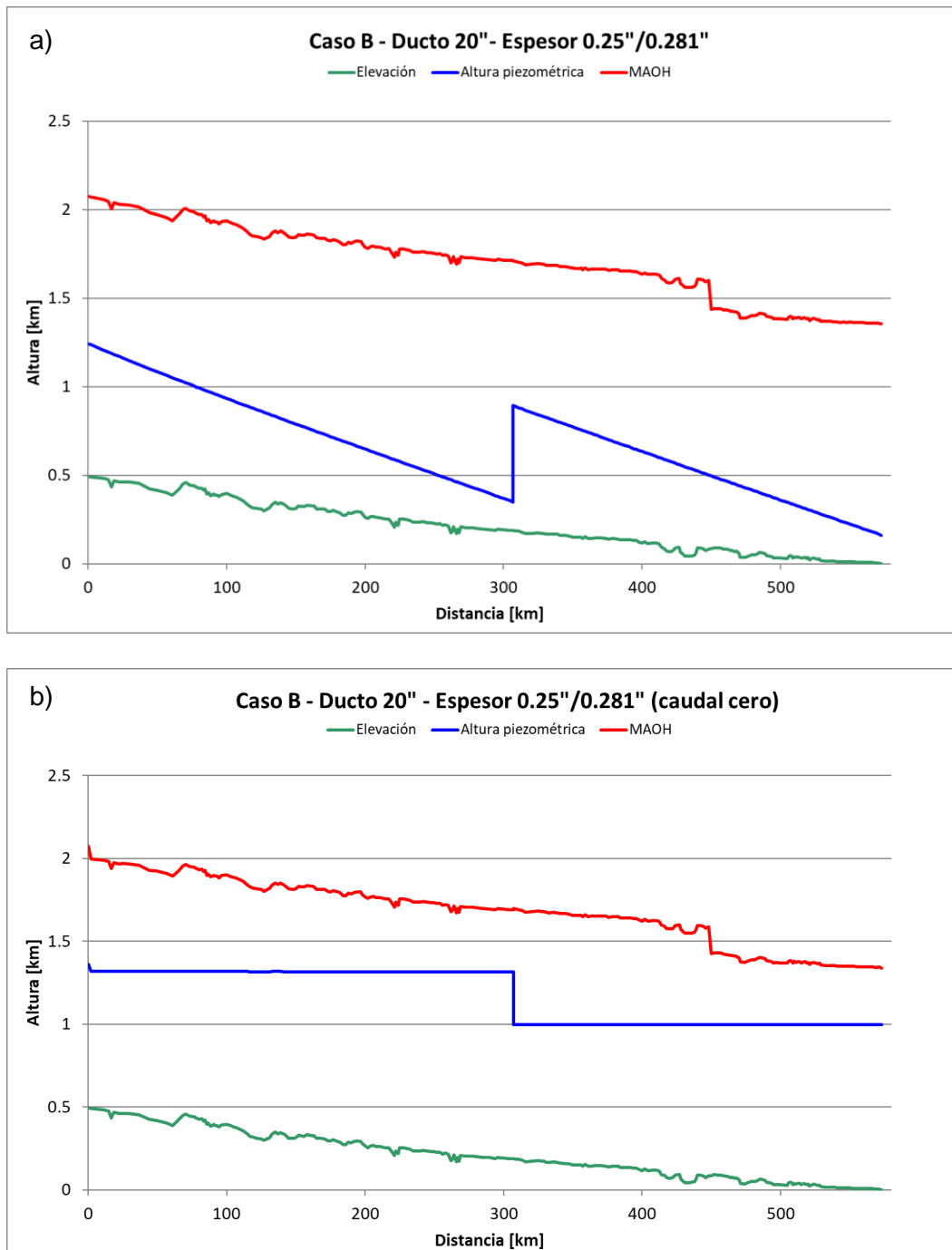
#### 4.2.1.2. Espesor 0.25"/0.281”

**Tabla 17.** Propiedades de Caso B y condiciones de llegada para el ducto de 20” y espesor 0.25"/0.281”.

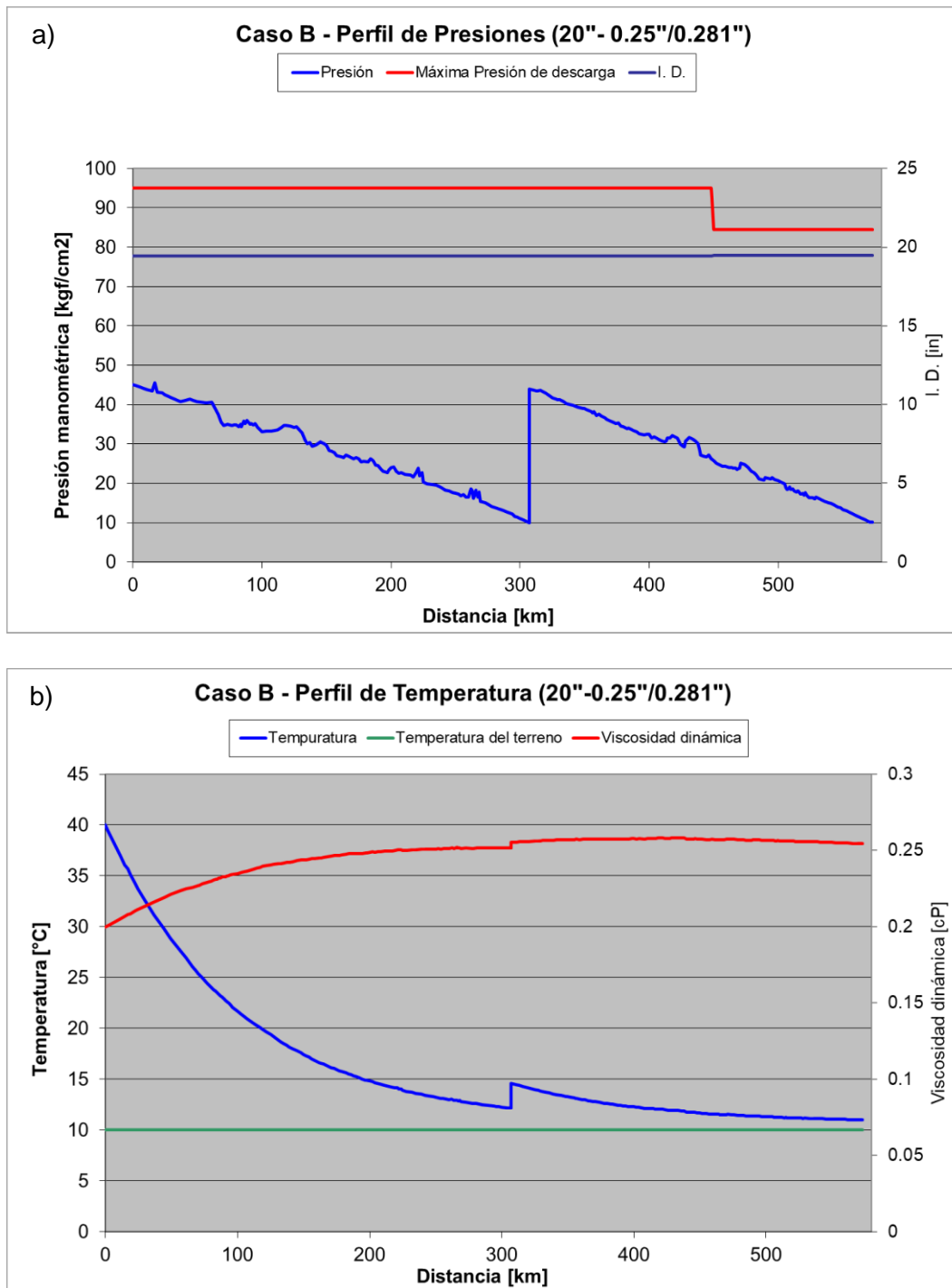
<b>CASO B - Ducto 20" - Espesor 0.25"/0.281"</b>						
<b>Caudal total</b>	<b>Caudal de condensados</b>	<b>Presión de vapor a 40°C</b>	<b>Mínima Presión requerida</b>	<b>Condiciones de llegada</b>		<b>MAOP</b>
<b>Sm<sup>3</sup>/d</b>	<b>Sm<sup>3</sup>/d</b>	<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>	<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>	<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>	<b>°C</b>	<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>
24936	9931	6.1	9.1	10.1	11.0	84.5/95.0

**Tabla 18.** Resultados de potencia y tonelaje para el Caso B, ducto de 20” y espesor 0.25"/0.281”.

<b>CASO B - Ducto 20" - Espesor 0.25"/0.281"</b>										
<b>Cañerías</b>						<b>Estaciones de bombeo</b>				
<b>Distancia</b>	<b>OD</b>	<b>Espesor</b>	<b>SMYS</b>	<b>Longitud</b>	<b>Masa</b>	<b>Estaciones de bombeo</b>	<b>Presión de entrada</b>	<b>Presión de salida</b>	<b>Potencia</b>	
<b>km</b>	<b>in</b>	<b>in</b>	<b>psi</b>	<b>km</b>	<b>t</b>		<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>	<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>		
0.000	307.000	20	0.281	70300	307.0	27037	Cabecera (PS-1)	9.2	45.0	1225
307.000	448.000	20	0.281	70300	141.0	12418	PS-2	10.0	44.0	1164
448.000	573.000	20	0.250	70300	125.0	9809	-	-	-	-
<b>TOTAL</b>						<b>49264</b>	<b>TOTAL</b>			<b>2389</b>



**Figura 32.** Perfil piezométrico para el Caso B, ducto de 20" y espesor 0.25"/0.281": a) caudal operativo y b) caudal cero.



**Figura 33.** Para Caso B, ducto 20" y espesor 0.25"/0.281", perfil de: a) presiones y b) temperatura.

Como se puede observar, con esta configuración de diámetro y espesores, se requiere una estación de bombeo intermedia (más la estación cabecera), con un consumo de potencia total de 2389 kW y una masa total de cañería de 49264 toneladas.

#### 4.2.2. DUCTO DE 24”

##### 4.2.2.1. Espesor 0.25”

**Tabla 19.** Propiedades de Caso B y condiciones de llegada para el ducto de 24” y espesor 0.25”.

<b>CASO B - Ducto 24" - Espesor 0.25"</b>						
<b>Caudal total</b>	<b>Caudal de condensados</b>	<b>Presión de vapor a 40°C</b>	<b>Mínima Presión requerida</b>	<b>Condiciones de llegada</b>		<b>MAOP</b>
<b>Sm<sup>3</sup>/d</b>	<b>Sm<sup>3</sup>/d</b>	<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>	<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>	<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>	<b>°C</b>	<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>
24936	9931	6.1	9.1	10.1	10.4	70.43

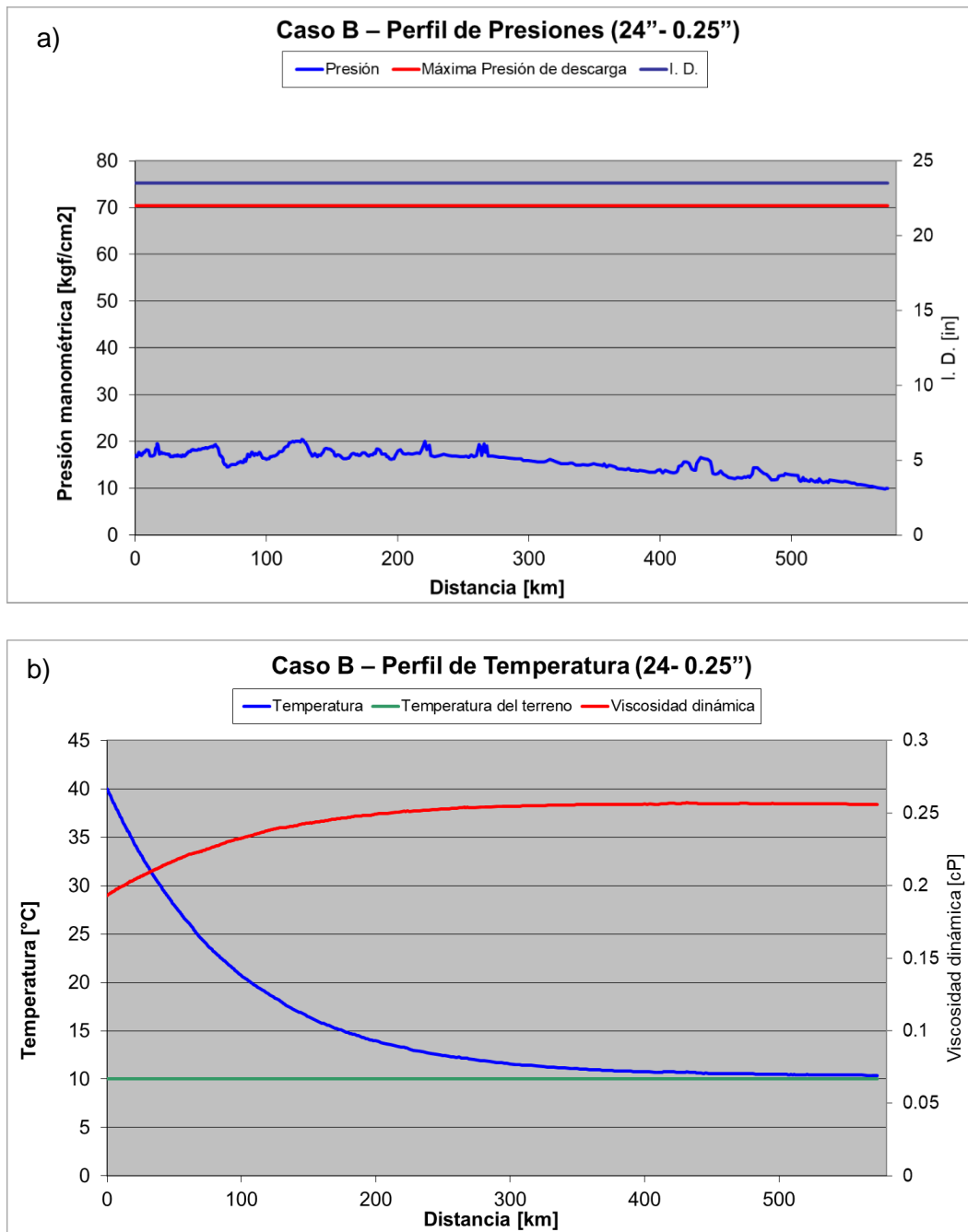
**Tabla 20.** Resultados de potencia y tonelaje para el Caso B, ducto de 24” y espesor 0.25”.

<b>CASO B - Ducto 24" - Espesor 0.25"</b>										
<b>Cañerías</b>						<b>Estaciones de bombeo</b>				
<b>Distancia</b>	<b>OD</b>	<b>Espesor</b>	<b>SMYS</b>	<b>Longitud</b>	<b>Masa</b>	<b>Estaciones de bombeo</b>	<b>Presión de entrada</b>	<b>Presión de salida</b>	<b>Potencia</b>	
<b>km</b>	<b>in</b>	<b>in</b>	<b>psi</b>	<b>km</b>	<b>t</b>		<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>	<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>	<b>kW</b>	
0.000	573.000	24	0.250	70300	573.0	54074	Cabecera (PS-1)	9.2	17.0	273
<b>TOTAL</b>						<b>54074</b>	<b>TOTAL</b>			<b>273</b>





**Figura 34.** Perfil piezométrico para el Caso B, ducto de 24” y espesor 0.25”: a) caudal operativo y b) caudal cero.



**Figura 35.** Para Caso B, ducto 24” y espesor 0.25”, perfil de: a) presiones y b) temperatura.

Como se puede observar, con esta configuración de diámetro y espesor, sólo se requiere la estación de bombeo cabecera, con un consumo de potencia total de 273 kW y una masa total de cañería de 54074 toneladas.

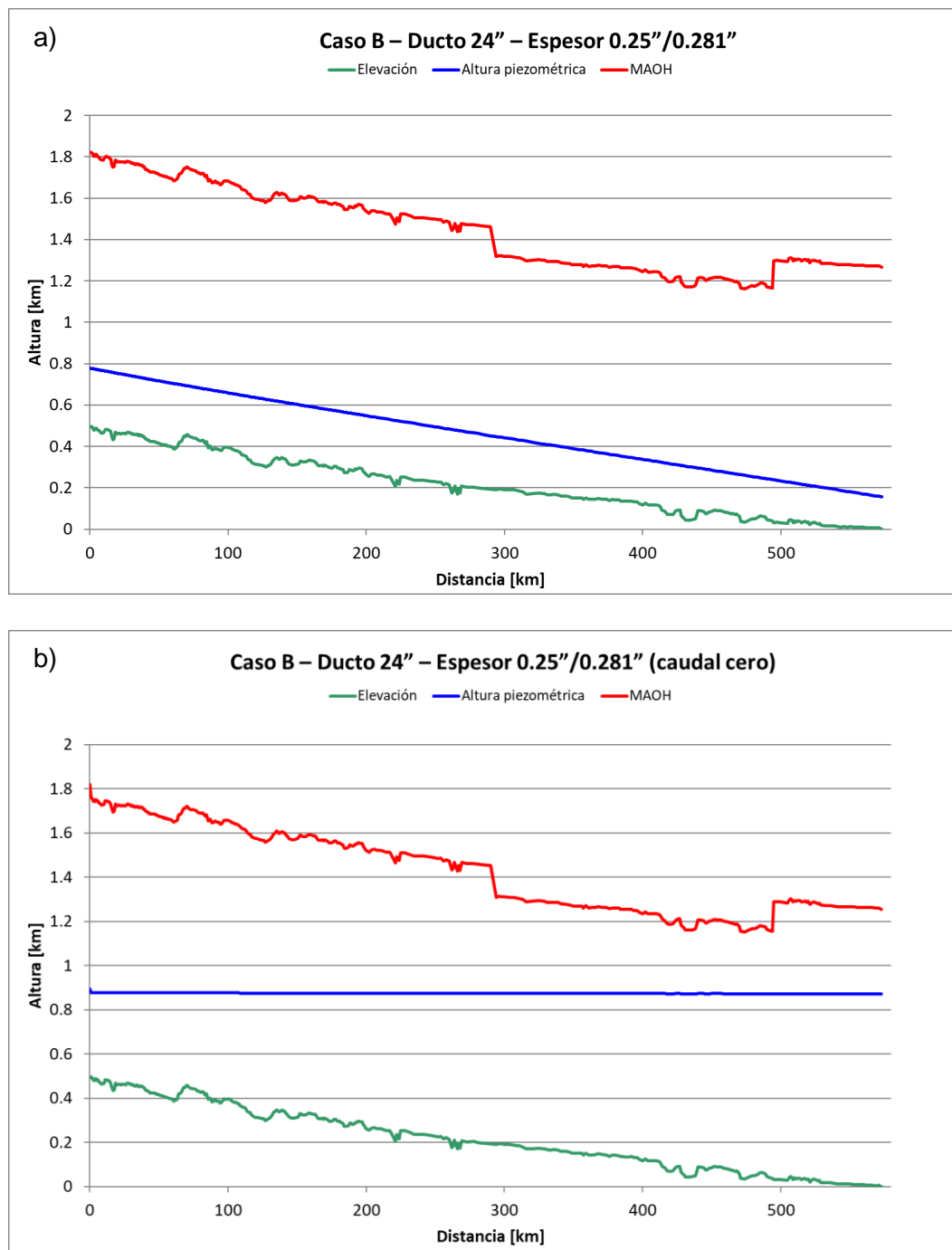
#### 4.2.2.2. Espesor 0.25"/0.281"

**Tabla 21.** Propiedades de Caso B y condiciones de llegada para el ducto de 24" y espesores 0.25"/0.281".

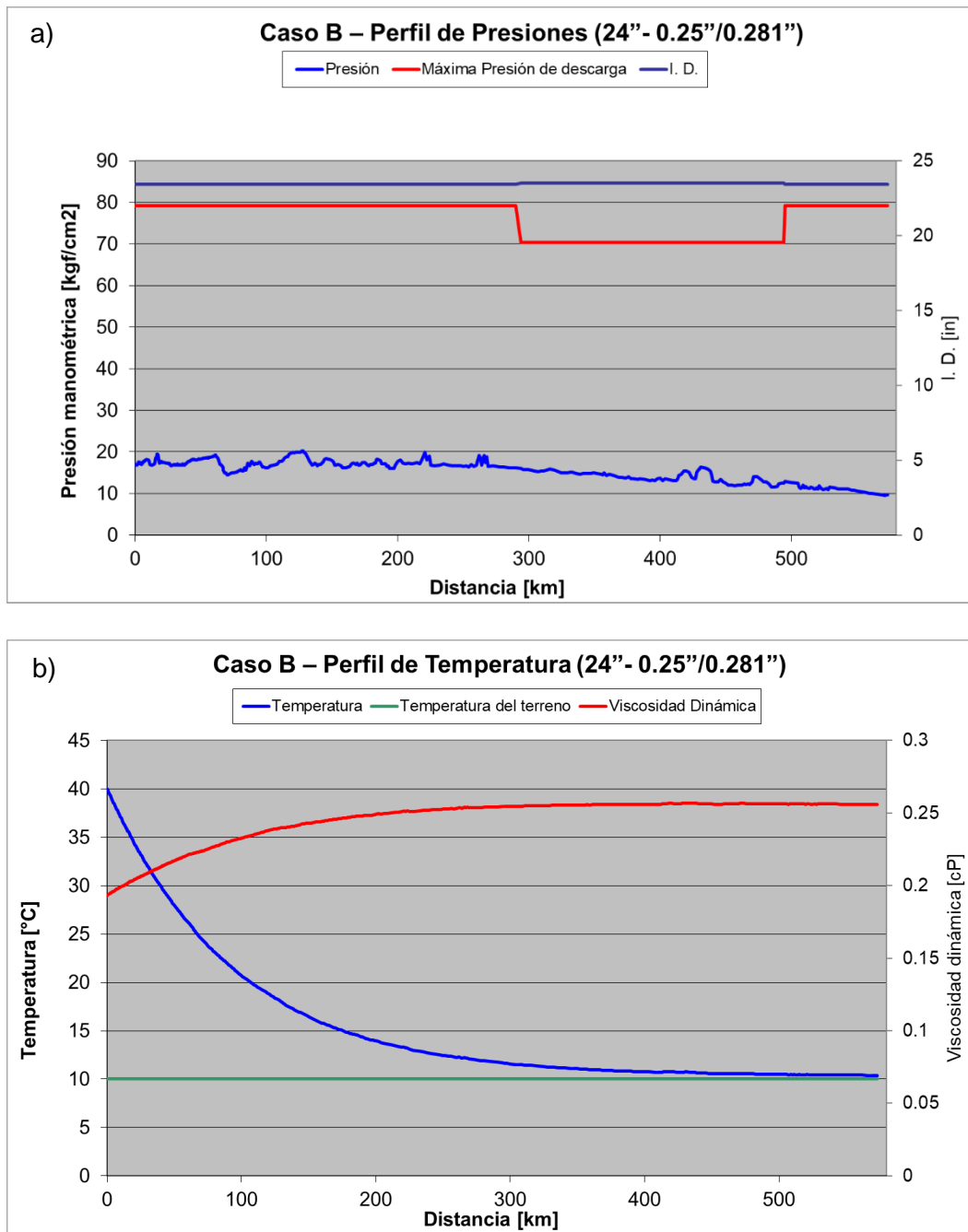
<b>CASO B - Ducto 24" - Espesor 0.25"/0.281"</b>						
<b>Caudal total</b>	<b>Caudal de condensados</b>	<b>Presión de vapor a 40°C</b>	<b>Mínima Presión requerida</b>	<b>Condiciones de llegada</b>		<b>MAOP</b>
<b>Sm<sup>3</sup>/d</b>	<b>Sm<sup>3</sup>/d</b>	<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>	<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>	<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>	<b>°C</b>	<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>
24936	9931	6.1	9.1	9.7	10.4	70.4/79.2

**Tabla 22.** Resultados de potencia y tonelaje para el Caso B, ducto de 24" y espesores 0.25"/0.281".

<b>CASO B - Ducto 24" - Espesor 0.25"/0.281"</b>										
<b>Cañerías</b>						<b>Estaciones de bombeo</b>				
<b>Distancia</b>	<b>OD</b>	<b>Espesor</b>	<b>SMYS</b>	<b>Longitud</b>	<b>Masa</b>	<b>Estaciones de bombeo</b>	<b>Presión de entrada</b>	<b>Presión de salida</b>	<b>Potencia</b>	
<b>km</b>	<b>in</b>	<b>in</b>	<b>psi</b>	<b>km</b>	<b>t</b>		<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>	<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>		
0.000	290.000	24	0.281	70300	290.0	30720	Cabecera (PS-1)	9.2	17.0	273
290.000	494.000	24	0.250	70300	204.0	19251	-	-	-	-
494.000	573.000	24	0.281	70300	79.0	8369	-	-	-	-
<b>TOTAL</b>						<b>58341</b>	<b>TOTAL</b>			<b>273</b>



**Figura 36.** Perfil piezométrico para el Caso B, ducto de 24" y espesores 0.25"/0.281": a) caudal operativo y b) caudal cero.



**Figura 37.** Para Caso B, ducto 24” y espesores 0.25”/0.281”, perfil de: a) presiones y b) temperatura.

Como se puede observar, con esta configuración de diámetro y espesores, sólo se requiere la estación de bombeo cabecera, con un consumo de potencia total de 273 kW y una masa total de cañería de 58341 toneladas

### 4.3. CASO A

Se presentan a continuación los resultados de los cálculos realizados para la verificación de cada oleoducto calculado para el Caso A.

#### 4.3.1. DUCTO DE 20”

##### 4.3.1.1. Espesor 0.25”

**Tabla 23.** Propiedades de Caso A y condiciones de llegada para el ducto de 20” y espesor 0.25”.

<b>CASO A - Ducto 20" - Espesor 0.25"</b>						
<b>Caudal total</b>	<b>Caudal de condensados</b>	<b>Presión de vapor a 40°C</b>	<b>Mínima Presión requerida</b>	<b>Condiciones de llegada</b>		<b>MAOP</b>
<b>Sm<sup>3</sup>/d</b>	<b>Sm<sup>3</sup>/d</b>	<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>	<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>	<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>	<b>°C</b>	<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>
15005	0	8.9	11.9	12.1	10.2	84.5

**Tabla 24.** Resultados de potencia y tonelaje para el Caso A, ducto de 20” y espesor 0.25”.

<b>CASO A - Ducto 20" - Espesor 0.25"</b>									
<b>Cañerías</b>						<b>Estaciones de bombeo</b>			
<b>Distancia</b>	<b>OD</b>	<b>Espesor</b>	<b>SMYS</b>	<b>Longitud</b>	<b>Masa</b>	<b>Estaciones de bombeo</b>	<b>Presión de entrada</b>	<b>Presión de salida</b>	<b>Potencia</b>
<b>km</b>	<b>in</b>	<b>in</b>	<b>psi</b>	<b>km</b>	<b>t</b>		<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>	<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>	
0.000	573.000	20	70300	573.0	44967	Cabecera (PS-1)	12.0	17.0	111
<b>TOTAL</b>					<b>44967</b>	<b>TOTAL</b>			<b>111</b>

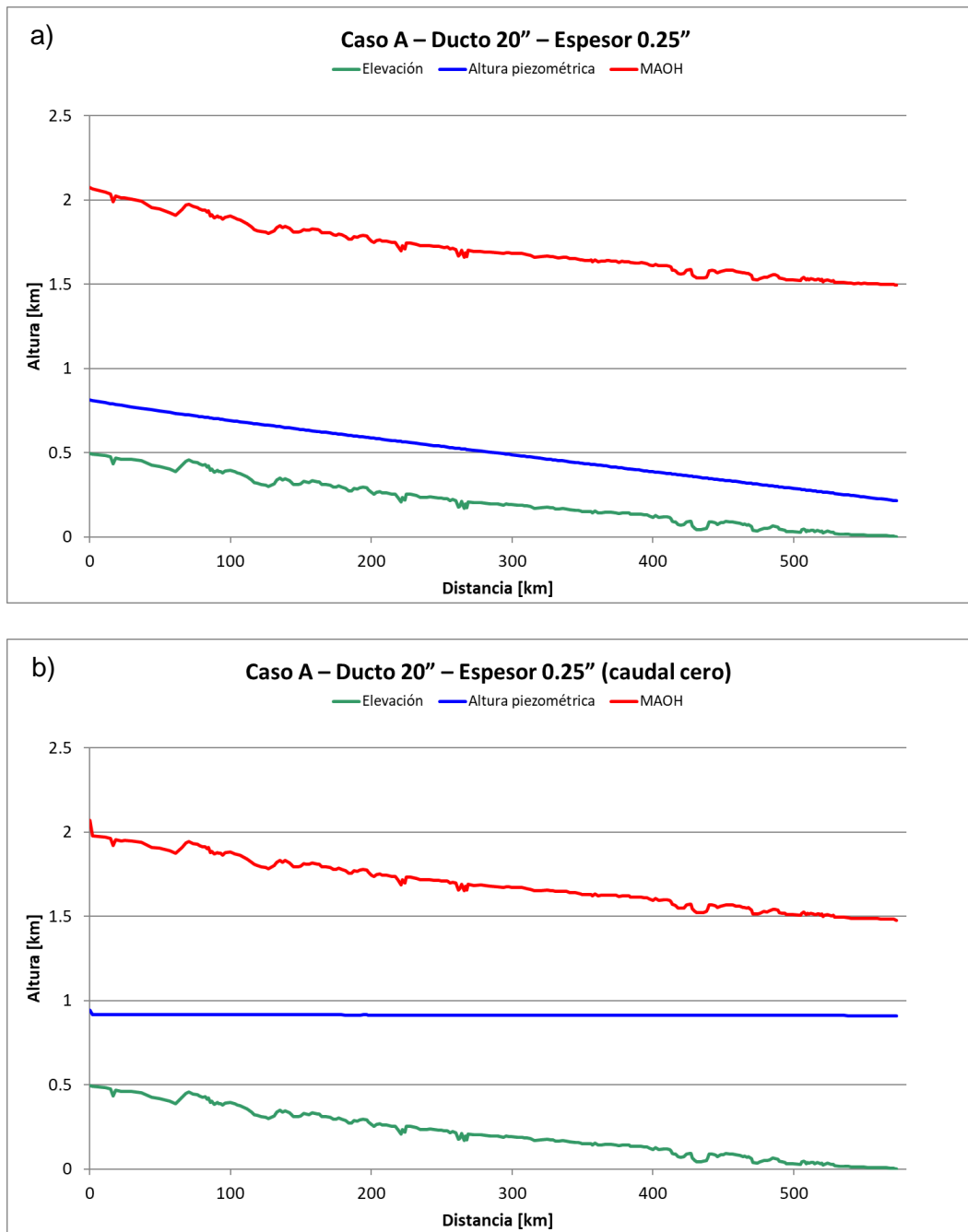
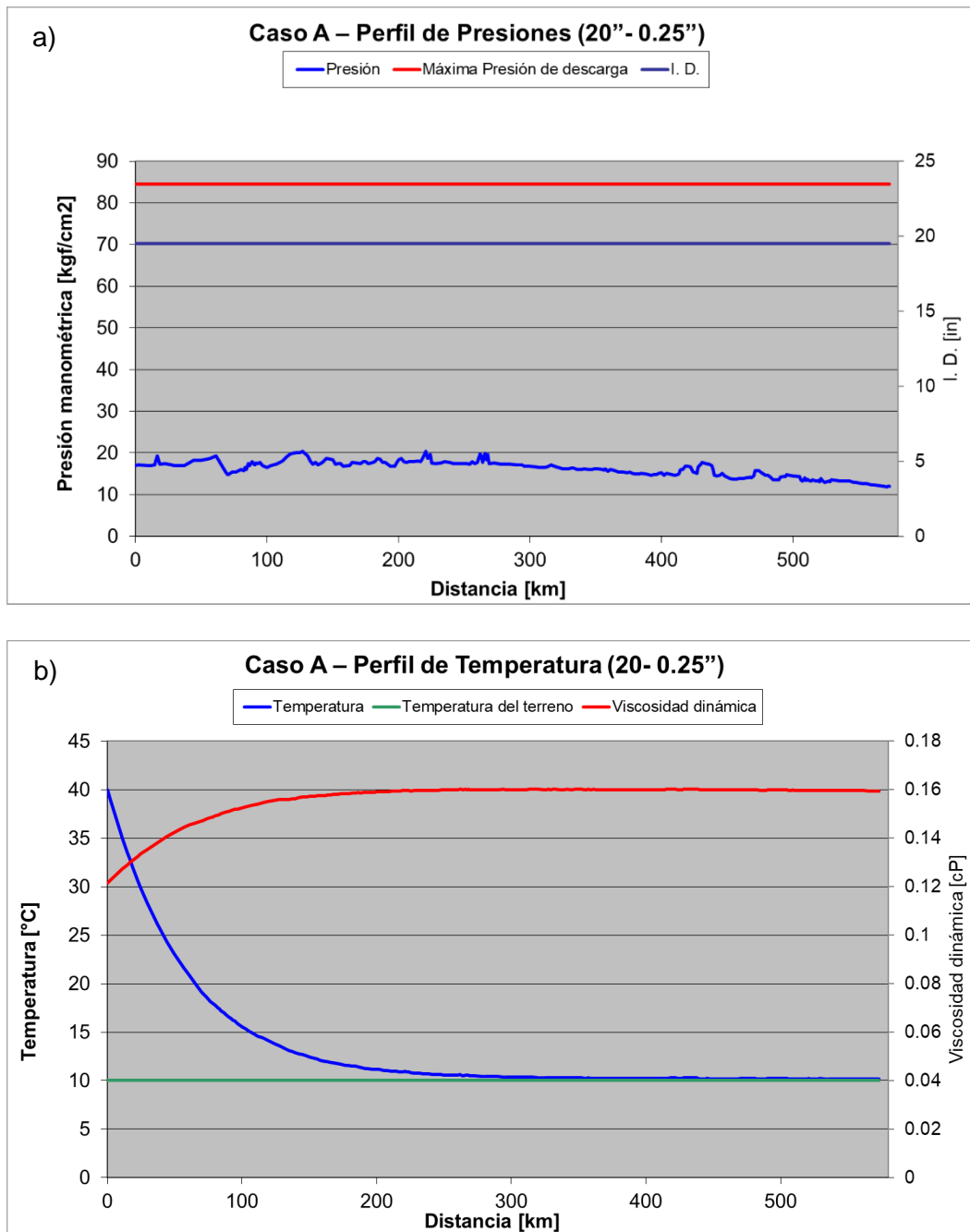


Figura 38. Perfil piezométrico para el Caso A, ducto de 20” y espesor 0.25”: a) caudal operativo y b) caudal cero.



**Figura 39.** Para Caso A, ducto 20” y espesor 0.25”, perfil de: a) presiones y b) temperatura.

Como se puede observar, con esta configuración de diámetro y espesor, sólo se requiere la estación de bombeo cabecera, con un consumo de potencia total de 111 kW y una masa total de cañería de 44967 toneladas.



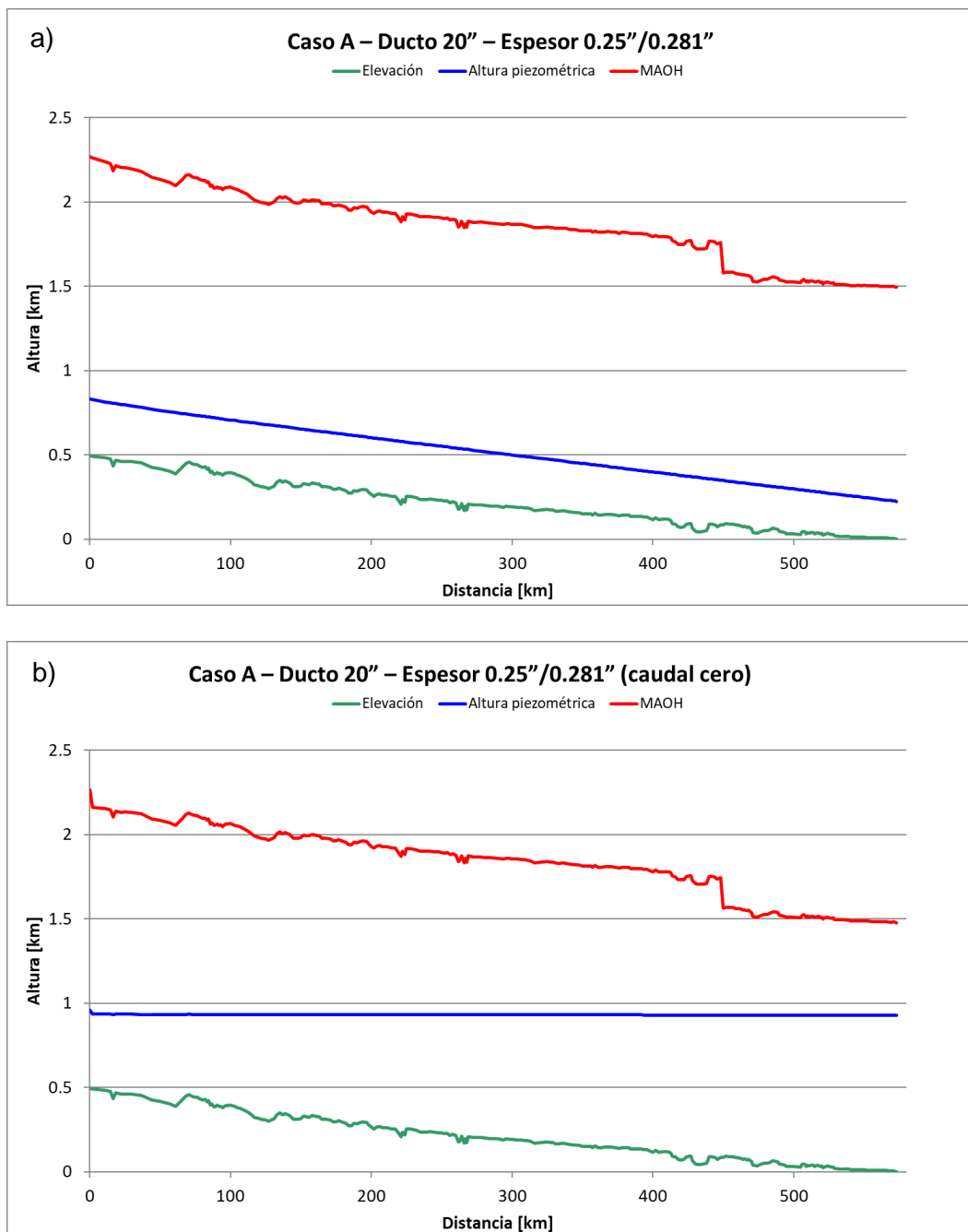
#### 4.3.1.2. Espesor 0.25"/0.281”

**Tabla 25.** Propiedades de Caso A y condiciones de llegada para el ducto de 20” y espesor 0.25"/0.281”.

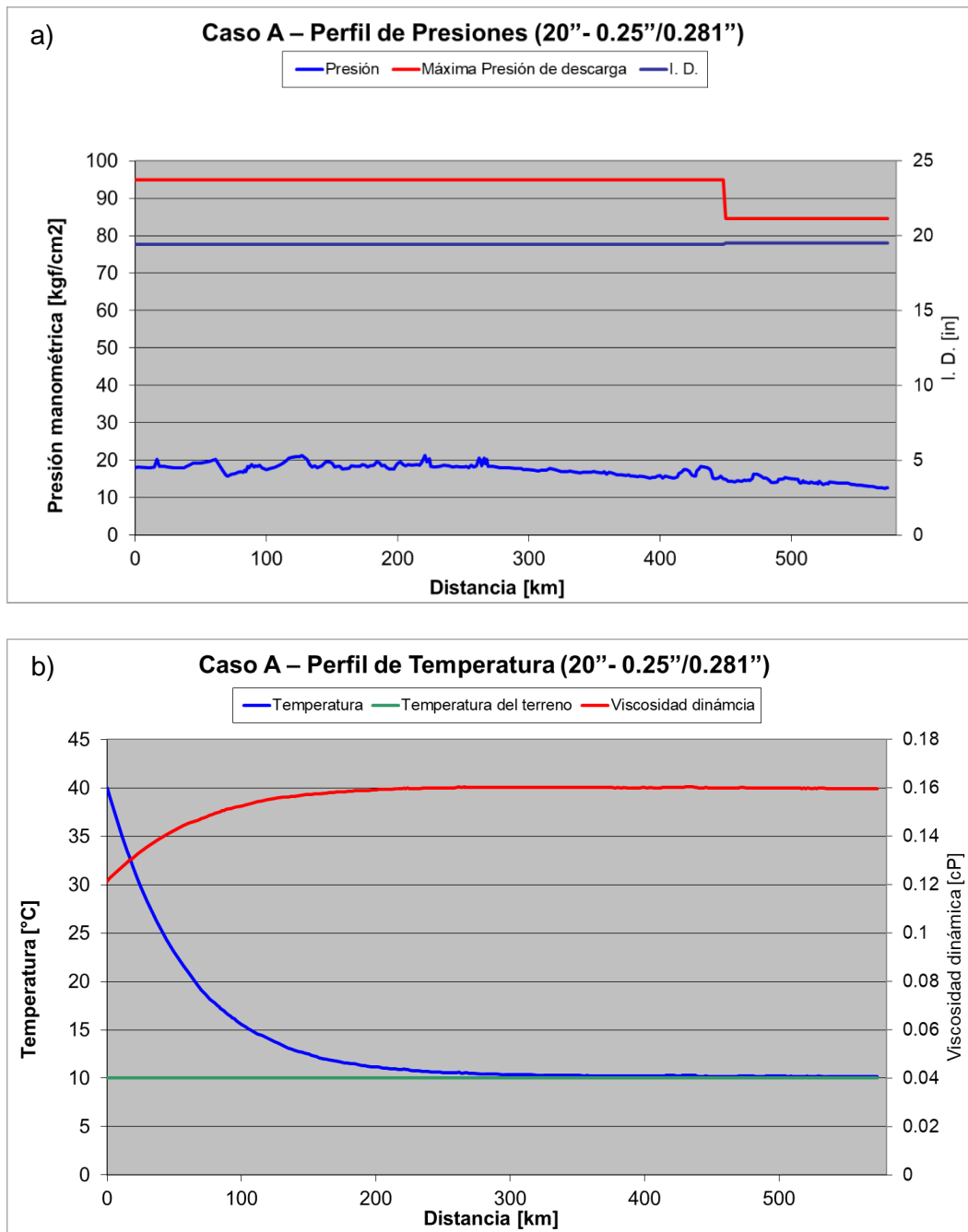
<b>CASO A - Ducto 20" - Espesor 0.25"/0.281"</b>						
<b>Caudal total</b>	<b>Caudal de condensados</b>	<b>Presión de vapor a 40°C</b>	<b>Mínima Presión requerida</b>	<b>Condiciones de llegada</b>		<b>MAOP</b>
<b>Sm<sup>3</sup>/d</b>	<b>Sm<sup>3</sup>/d</b>	<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>	<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>	<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>	<b>°C</b>	<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>
15005	0	6.1	9.1	12.7	10.2	84.5/95.0

**Tabla 26.** Resultados de potencia y tonelaje para el Caso A, ducto de 20” y espesor 0.25"/0.281”.

<b>CASO A - Ducto 20" - Espesor 0.25"/0.281"</b>										
<b>Cañerías</b>						<b>Estaciones de bombeo</b>				
<b>Distancia</b>	<b>OD</b>	<b>Espesor</b>	<b>SMYS</b>	<b>Longitud</b>	<b>Masa</b>	<b>Estaciones de bombeo</b>	<b>Presión de entrada</b>	<b>Presión de salida</b>	<b>Potencia</b>	
<b>km</b>	<b>in</b>	<b>in</b>	<b>psi</b>	<b>km</b>	<b>t</b>		<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>	<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>		
0.000	448.000	20	0.281	70300	448.0	39455	Cabecera (PS-1)	9.2	18.0	193
448.000	573.000	20	0.250	70300	125.0	9809	-	-	-	-
<b>TOTAL</b>						<b>49264</b>	<b>TOTAL</b>		<b>193</b>	



**Figura 40.** Perfil piezométrico para el Caso A, ducto de 20” y espesor 0.281”: a) caudal operativo y b) caudal cero.



**Figura 41.** Para Caso A, ducto 20” y espesor 0.281”, perfil de: a) presiones y b) temperatura.

Como se puede observar, con esta configuración de diámetro y espesores, sólo se requiere la estación de bombeo cabecera, con un consumo de potencia total de 193 kW y una masa total de cañería de 49264 toneladas.

### 4.3.2. DUCTO DE 24”

#### 4.3.2.1. Espesor 0.25”

**Tabla 27.** Propiedades de Caso A y condiciones de llegada para el ducto de 24” y espesor 0.25”.

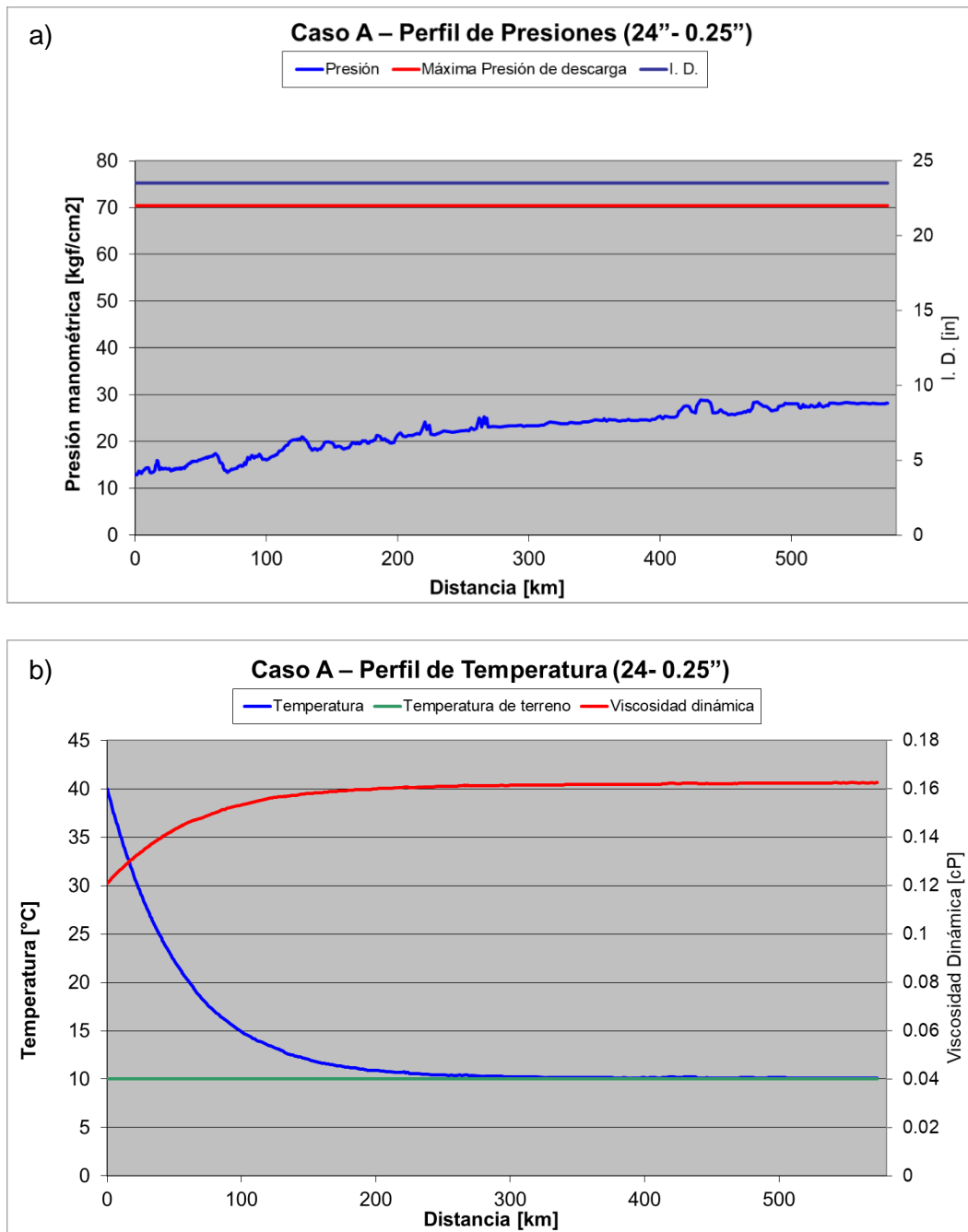
CASO A - Ducto 24" - Espesor 0.25"						
Caudal total	Caudal de condensados	Presión de vapor a 40°C	Mínima Presión requerida	Condiciones de llegada		MAOP
Sm <sup>3</sup> /d	Sm <sup>3</sup> /d	kg/cm <sup>2</sup> g	kg/cm <sup>2</sup> g	kg/cm <sup>2</sup> g	°C	kg/cm <sup>2</sup> g
15005	0	6.1	9.1	28.2	10.1	70.43

**Tabla 28.** Resultados de potencia y tonelaje para el Caso A, ducto de 24” y espesor 0.25”.

CASO A - Ducto 24" - Espesor 0.25"										
Cañerías						Estaciones de bombeo				
Distancia	OD	Espesor	SMYS	Longitud	Masa	Estaciones de bombeo	Presión de entrada	Presión de salida	Potencia	
km	in	in	psi	km	t		kg/cm <sup>2</sup> g	kg/cm <sup>2</sup> g	kW	
0.000	573.000	24	0.250	70300	573.0	54074	Cabecera (PS-1)	12.0	13.0	23
<b>TOTAL</b>						<b>54074</b>	<b>TOTAL</b>		<b>23</b>	



**Figura 42.** Perfil piezométrico para el Caso A, ducto de 24” y espesor 0.25”: a) caudal operativo y b) caudal cero.



**Figura 43.** Para Caso A, ducto 24” y espesor 0.25”, perfil de: a) presiones y b) temperatura.

Como se puede observar, con esta configuración de diámetro y espesor, sólo se requiere la estación de bombeo cabecera, con un consumo de potencia total de 23 kW y una masa total de cañería de 54047 toneladas.

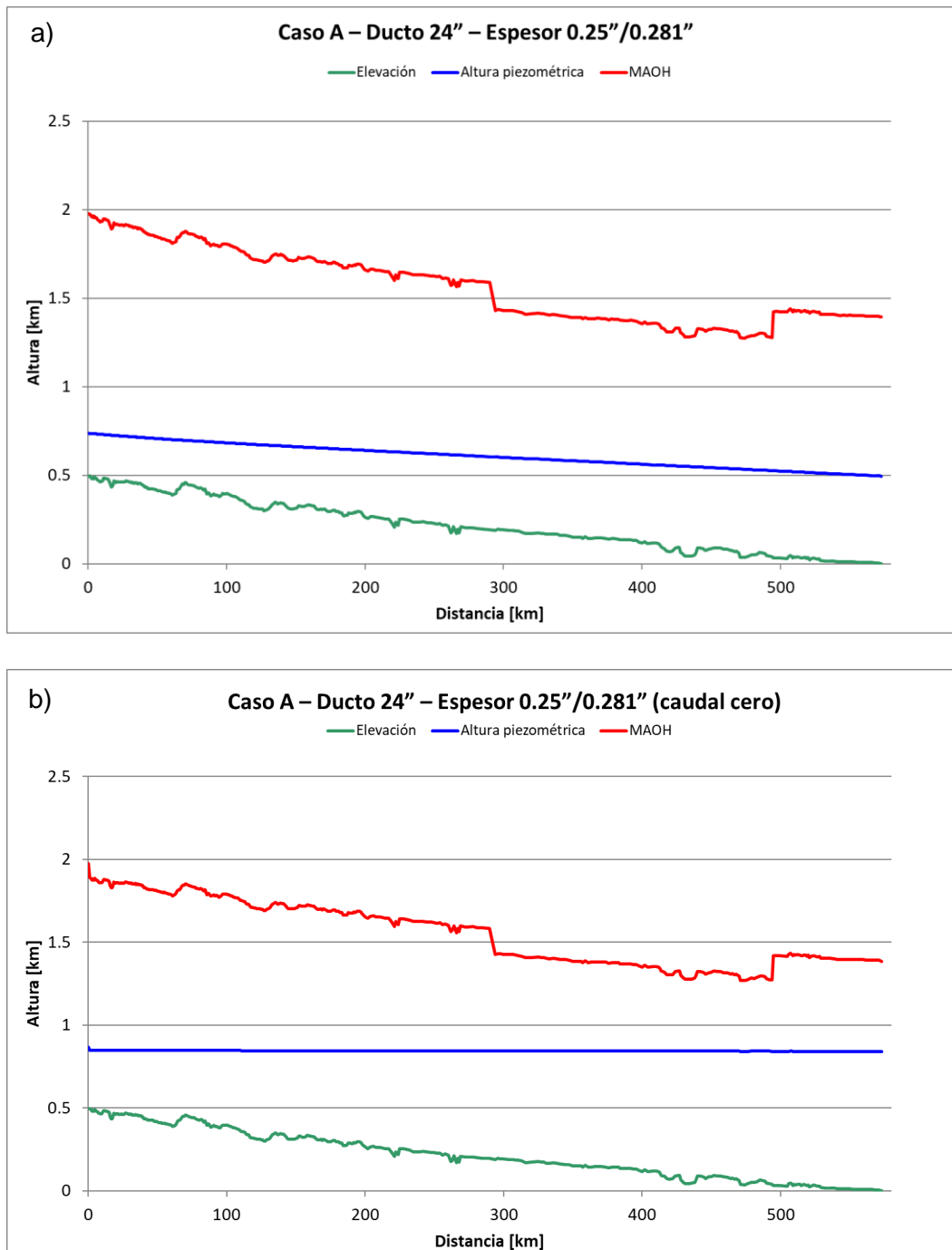
#### 4.3.2.2. Espesor 0.25"/0.281"

**Tabla 29.** Propiedades de Caso A y condiciones de llegada para el ducto de 24" y espesores 0.25"/0.281".

<b>CASO A - Ducto 24" - Espesor 0.25"/0.281"</b>						
<b>Caudal total</b>	<b>Caudal de condensados</b>	<b>Presión de vapor a 40°C</b>	<b>Mínima Presión requerida</b>	<b>Condiciones de llegada</b>		<b>MAOP</b>
<b>Sm<sup>3</sup>/d</b>	<b>Sm<sup>3</sup>/d</b>	<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>	<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>	<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>	<b>°C</b>	<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>
15005	0	6.1	9.1	28.1	10.1	70.4/79.2

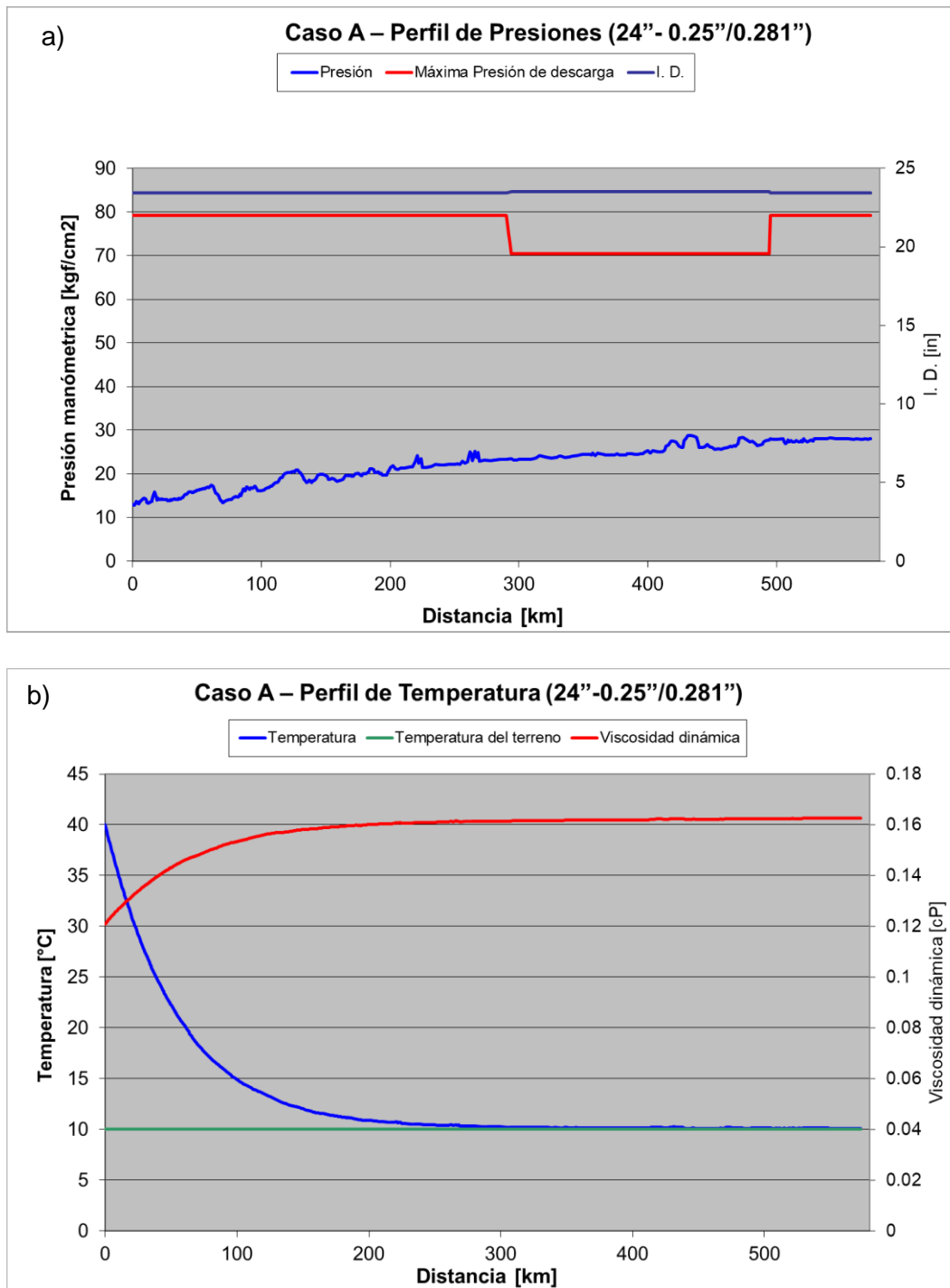
**Tabla 30.** Resultados de potencia y tonelaje para el Caso A, ducto de 24" y espesores 0.25"/0.281".

<b>CASO A - Ducto 24" - Espesor 0.25"/0.281"</b>										
<b>Cañerías</b>						<b>Estaciones de bombeo</b>				
<b>Distancia</b>	<b>OD</b>	<b>Espesor</b>	<b>SMYS</b>	<b>Longitud</b>	<b>Masa</b>	<b>Estaciones de bombeo</b>	<b>Presión de entrada</b>	<b>Presión de salida</b>	<b>Potencia</b>	
<b>km</b>	<b>in</b>	<b>in</b>	<b>psi</b>	<b>km</b>	<b>t</b>		<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>	<b>kg/cm<sup>2</sup>g</b>		
0.000	290.000	24	0.281	70300	290.0	30720	Cabecera (PS-1)	12.0	13.0	23
290.000	494.000	24	0.250	70300	204.0	19251	-	-	-	-
494.000	573.000	24	0.281	70300	79.0	8369	-	-	-	-
<b>TOTAL</b>						<b>58341</b>	<b>TOTAL</b>		<b>23</b>	



**Figura 44.** Perfil piezométrico para el Caso A, ducto de 24” y espesores 0.25”/0.281”: a) caudal operativo y b) caudal cero.





**Figura 45.** Para Caso A, ducto 24” y espesores 0.25”/0.281”, perfil de: a) presiones y b) temperatura.



**UNIVERSIDAD NACIONAL DEL COMAHUE**  
**Facultad de Ingeniería**  
**Departamento de Química**

**“INGENIERÍA CONCEPTUAL DE POLIDUCTO DE TRANSPORTE DE NGLS”**

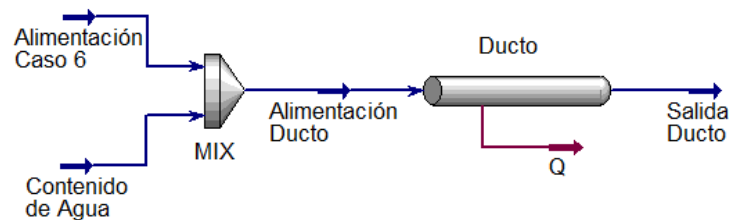
---

Como se puede observar, con esta configuración de diámetro y espesores, sólo se requiere la estación de bombeo cabecera, con un consumo de potencia total de 23 kW y una masa total de cañería de 58341 toneladas.

## 5. VERIFICACIÓN DE LA TASA DE CORROSIÓN

En el Caso C, la presencia de etano en la mezcla de hidrocarburos arrastra un porcentaje de CO<sub>2</sub> proveniente del gas procesado. Junto con el agua libre que tienen los condensados, puede implicar una potencial corrosión en el poliducto que se puede simular para verificar la vida útil de la cañería.

En la Tabla 31 se muestran las tasas de corrosión estimadas para el Caso C. Se utiliza el modelo Norsok M-506 para el cálculo, ya que en sus ecuaciones se tiene en cuenta la existencia de una fase acuosa que disuelve el CO<sub>2</sub>.



**Figura 46.** Módulo *PIPE* utilizado para el estudio de corrosión.

El estudio se hace a 75 kg/cm<sup>2</sup>g ya que es la máxima presión a la que se detecta efecto de corrosión en la simulación del ducto. Esto da como resultado la máxima duración posible antes de que se comprometa la integridad del ducto.

Se analiza el efecto del contenido de agua libre para el caso sin deshidratación de la alimentación. Se toma como valor máximo (100%) el contenido de agua propio del condensado, y se va disminuyendo la composición de agua hasta alcanzar el valor mínimo, para el que se consideran 15 ppmv de agua libre, límite operativo para filtros coalescentes.

**Tabla 31.** Estimación de la tasa de corrosión para Caso C.

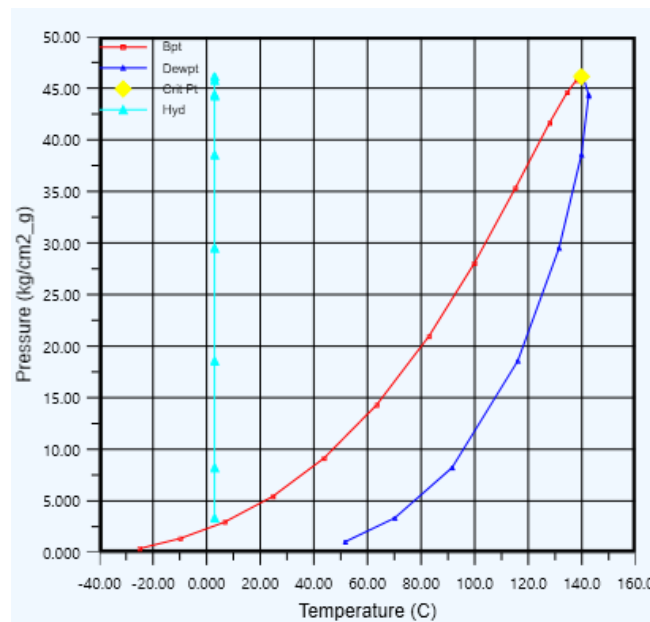
<b>CASO C</b>		<b>NORSOK Standard M-506</b>
Presión	kg/cm <sup>2</sup> g	75
Temperatura	°C	21.43
<b>Contenido máximo de agua (0.5 %v)</b>		
pH calculado		5.43
Tasa de corrosión	mm/año	0.873889
Tiempo para alcanzar 5% de sobreespesor	años	3.4
<b>Agua libre +75%</b>		
pH calculado		5.42
Tasa de corrosión	mm/año	0.899543
Tiempo para alcanzar 5% de sobreespesor	años	3.3
<b>Agua libre +50%</b>		
pH calculado		5.42
Tasa de corrosión	mm/año	0.905121
Tiempo para alcanzar 5% de sobreespesor	años	3.3
<b>Agua libre +25%</b>		
pH calculado		5.41
Tasa de corrosión	mm/año	0.926244
Tiempo para alcanzar 5% de sobreespesor	años	3.2
<b>15 ppm agua libre</b>		
pH calculado		5.40
Tasa de corrosión	mm/año	0.947842
Tiempo para alcanzar 5% de sobreespesor	años	3.2

Como puede verse, para el sobreespesor por corrosión adoptado no se logra obtener una vida útil mayor a los 3.5 años. Dado que no se alcanza el objetivo solicitado de 25 años (incluso con el mínimo contenido de agua libre posible correspondiente a la separación física) resulta imprescindible la deshidratación de los condensados previo a su ingreso al ducto. Esto también permitiría asegurar no tener potenciales corrosiones por impurezas (como compuestos azufrados, por ejemplo) ni potenciales problemas operativos aguas abajo en las columnas de fraccionamiento.

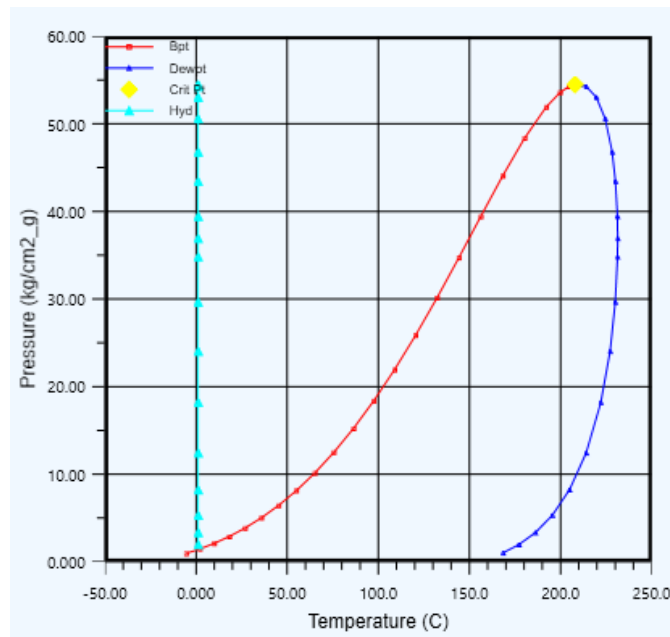
## 6. VERIFICACIÓN DE FORMACIÓN DE HIDRATOS

A continuación, se listan las temperaturas de formación de hidratos para diferentes corrientes críticas para el diseño. Esto corresponde a todas las posibles alimentaciones con 0.5% en volumen de agua en la corriente de condensados.

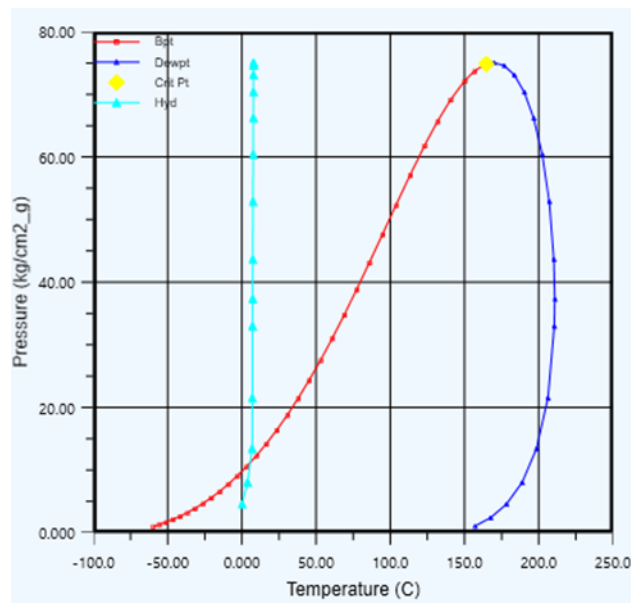
El rango de temperaturas esperado para la operación del poliducto es entre 10°C y 40°C.



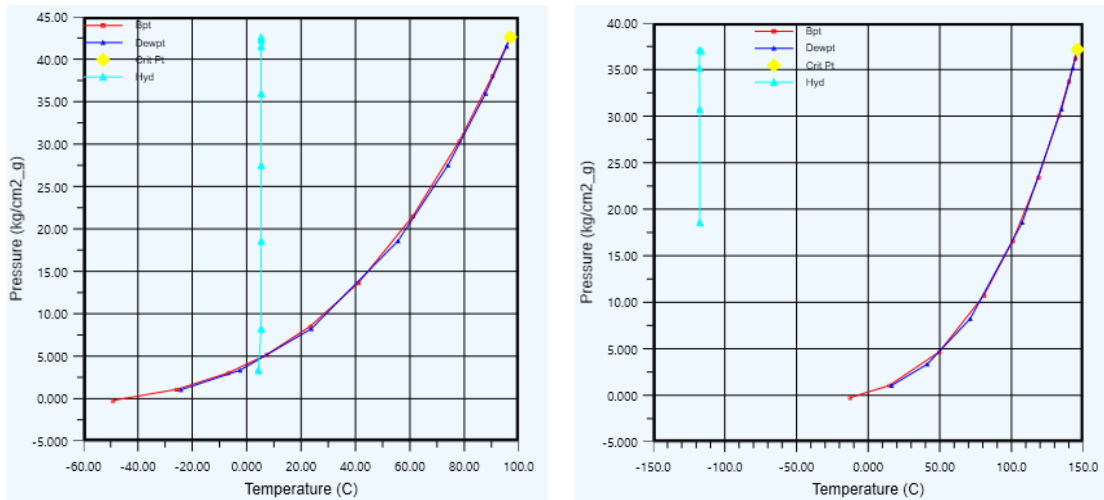
**Figura 47.** Diagrama de fases con su respectiva curva de formación de hidratos para el Caso A.



**Figura 48.** Diagrama de fases con su respectiva curva de formación de hidratos para el Caso B.



**Figura 49.** Diagrama de fases con su respectiva curva de formación de hidratos para el Caso C.



**Figura 50.** Diagrama de fases con sus respectivas curvas de formación de hidratos para el propano producto (izquierda) y butano producto (derecha).

Todos los diagramas de fases (Figura 47, Figura 48, Figura 49 y Figura 50) fueron calculados mediante la correlación Peng Robinson en *Aspen HYSYS*.

Como se puede observar, el diagrama de fases correspondiente al butano no presenta intersección con la curva de formación de hidratos, por lo que no formará hidratos bajo ninguna condición de presión y temperatura. Las simulaciones indican que la totalidad del agua sale por el tope de la depropanizadora.

**Tabla 32.** Temperaturas mínimas y de formación de hidratos para ducto y fraccionamiento.

Corriente		Temperatura de formación de hidratos	Temperatura mínima en Ducto 20"	Temperatura mínima en Ducto 24"
Ducto	Alimentación Caso A °C	3.0	10.1	10.0
	Alimentación Caso B °C	1.2	11.0	10.4
	Alimentación Caso C °C	7.8	11.9	11.0
Columnas	Propano Producto °C	5.3	-	-
	Butano Producto °C	-	-	-

Si bien se puede concluir que, a las temperaturas de operación, no se espera que se formen hidratos, en caso de optar por deshidratar el condensado en cabecera se contemplan las siguientes ventajas:



**UNIVERSIDAD NACIONAL DEL COMAHUE**  
**Facultad de Ingeniería**  
**Departamento de Química**

**“INGENIERÍA CONCEPTUAL DE POLIDUCTO DE TRANSPORTE DE NGLS”**

---

- Todos los productos finales estarán secos, evitando los problemas subsecuentes para el enfriamiento del propano y butano.
- En las columnas no habrá líquido bifásico en los platos internos.
- No se formarán hidratos en condiciones extremas de bajas temperaturas.

En caso de deshidratar el producto final en lugar del condensado, prácticamente toda el agua sale por tope con el propano en la primera columna. Esto implica que se debería deshidratar el propano aguas abajo de la torre, con los siguientes riesgos:

- Cuando se produzca etano (Caso C), se deberá agregar una deshidratadora en cabecera para evitar la corrosión por CO<sub>2</sub>.
- Si bien se está por encima de la temperatura de formación de hidratos para la alimentación en el Caso B, existe el riesgo de alcanzarla en alguna condición extrema de baja temperatura o si el contenido de agua de los condensados aumenta.
- Se complejiza el diseño y operación de la columna depropanizadora, ya que se deben contemplar platos internos con drenaje para el agua.
- Se debe adicionar una unidad deshidratadora por especificación del propano y por formación de hidratos al almacenarlo (temperatura de almacenamiento de -44°C). La diferencia entre esta deshidratadora y la de condensados en cabecera es de un 18% menos de capacidad en volumen (Caso B).



## 7. ANÁLISIS ECONÓMICO

A fin de profundizar el análisis de cada alternativa de diseño, se realiza un estudio de diferentes escenarios, observando el impacto de diferentes variables sobre el valor actualizado total (o valor presente neto), el cual está conformado por el costo asociado a la inversión y el operativo anual, afectados por una tasa de descuento para traerlos al valor actual.

Si bien este no representa el cálculo oficial y final de CAPEX Clase IV del proyecto (fuera del alcance del sector de Diseño de Procesos y de este PIP), sí permite inferir ciertas conclusiones útiles para el diseño del poliducto particularmente.

Las variables analizadas son:

- Costo de combustible.
- Costo de caño.
- Costo de instalación de caño.
- Costo fijo de estaciones de bombeo.

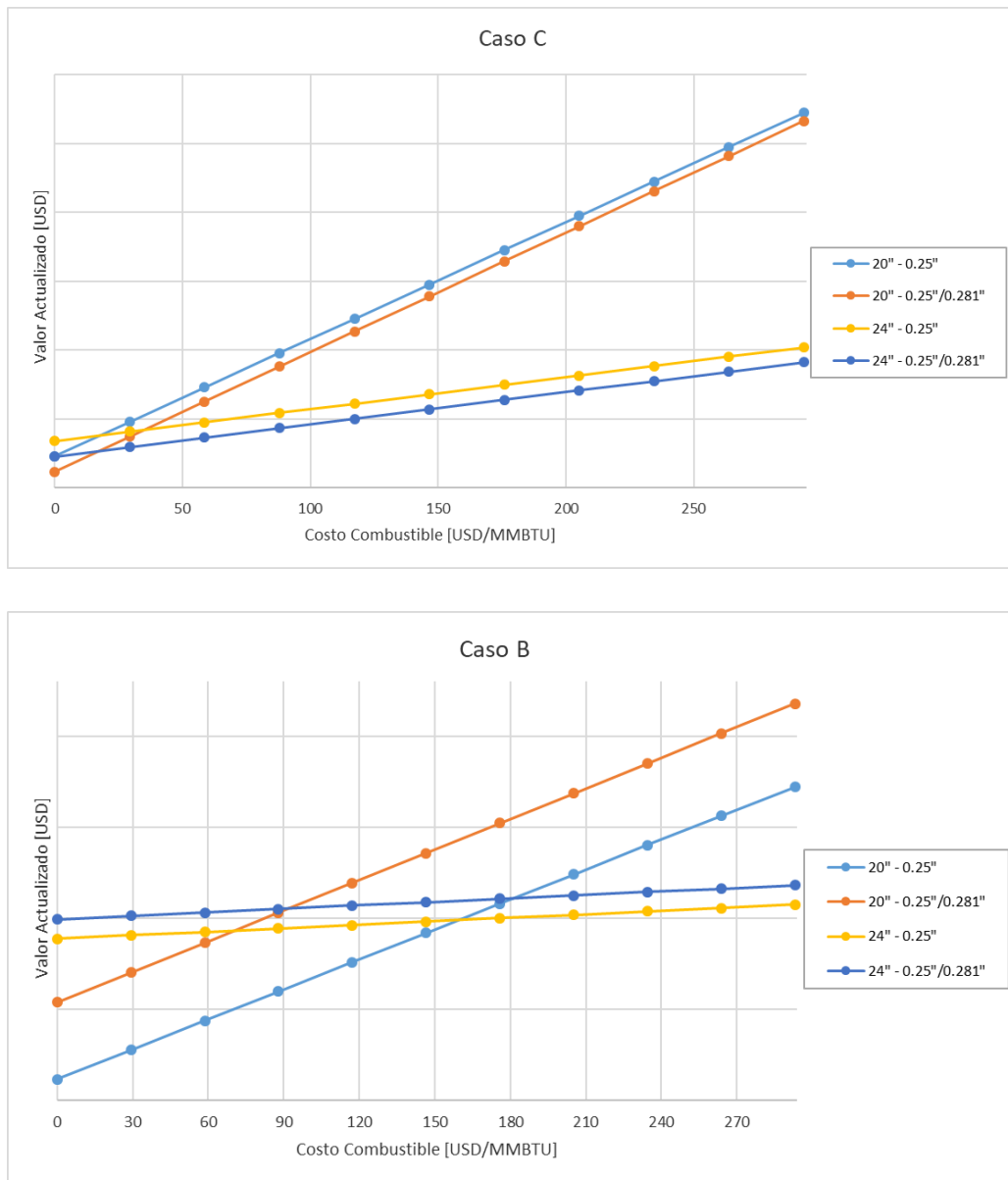
Las premisas tenidas en cuenta para el cálculo del valor neto:

- Cañería
  - Costo cañería
  - Costo de instalación de cañería
- Estaciones de bombeo
  - Costo fijo
  - Costo anual de operación y mantenimiento
  - Costo proporcional HP

La comparativa en Valor Presente Neto (VPN) de las distintas alternativas se hizo considerando una tasa de descuento del 12% y una vida útil de 25 años para el ducto (valor estipulado por el cliente).

A partir del mismo, se observa la insensibilidad de todas las variables exceptuando el costo de combustible. La conveniencia de cada diámetro queda directamente ligada al valor de esta variable.

En la Figura 51 se puede ver la variación del valor actualizado total en función del costo del combustible para los Casos B y C.

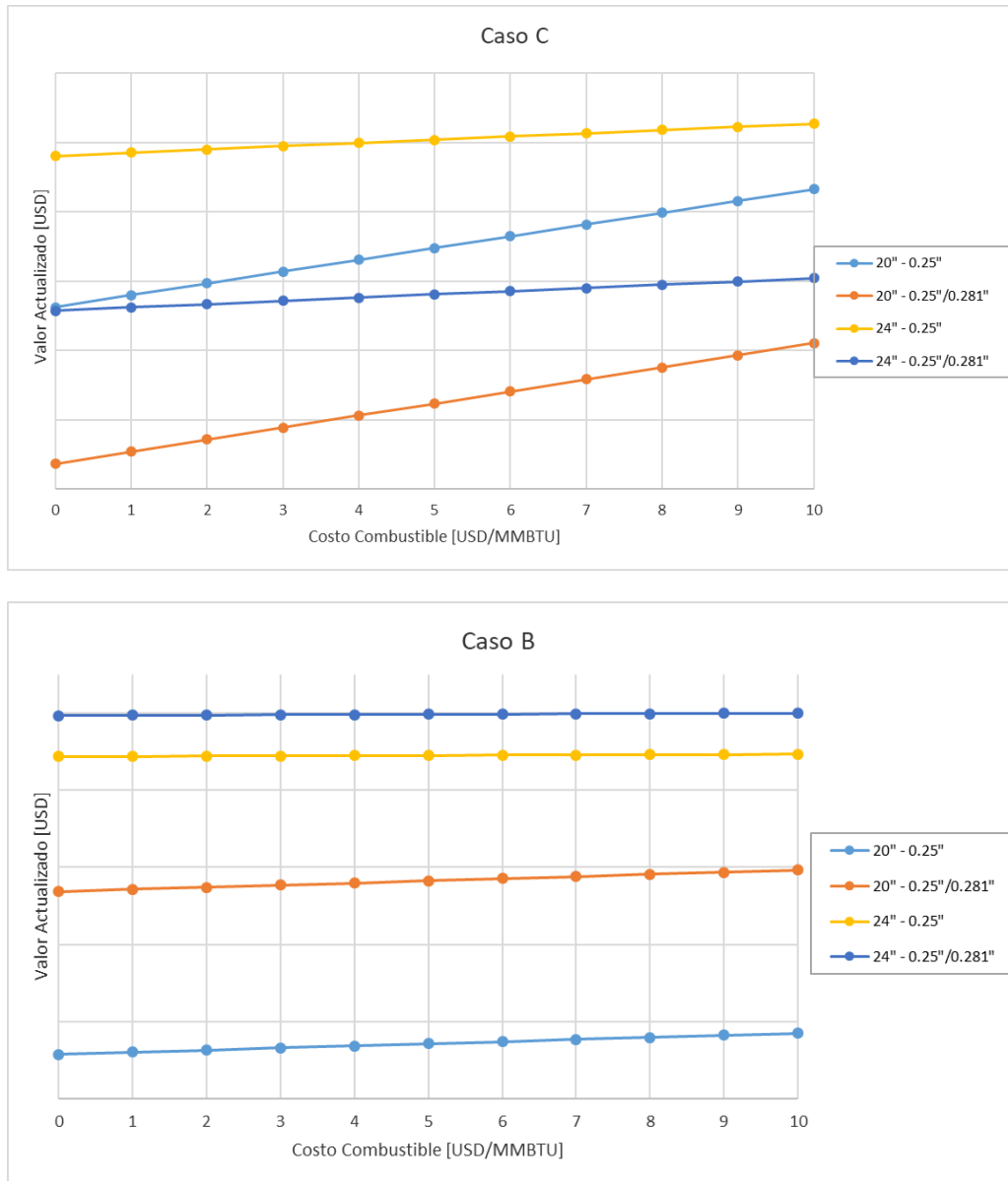


**Figura 51.** Variación del Valor Actualizado Total en función del Costo de Combustible para el Caso C (arriba) y Caso B (abajo).

Como se puede observar, existe un valor puntual en ambos casos por encima del cual el ducto de 24" de diámetro es más viable económicamente. Esto se debe a que, para todas las posibles alimentaciones, es el diámetro que menos estaciones de bombeo intermedia requiere para transportar la mezcla de NGLs hasta la Planta de Fraccionamiento.

En la industria, se estiman valores entre 3 y 9 USD/MMBTU para el Costo de Combustible, dependiendo del origen: si la energía eléctrica se genera de manera independiente (más

caro) o si se conecta a la red eléctrica (más barato). Teniendo en cuenta estas magnitudes, se reajusta la escala de los gráficos para hacer un análisis más preciso (Figura 52).



**Figura 52.** Variación del valor actualizado total en función del costo de combustible para los Casos C (arriba) y B (abajo).

De esta manera, se puede observar que en ambos casos se encuentra a la izquierda del punto de intersección. Se podría inferir entonces que el ducto de 20” de diámetro es más conveniente en términos económicos (siempre en el marco de una Ingeniería conceptual) que el ducto de 24”, en cualquiera de las dos variantes de diseño.

## 8. CONFIGURACIONES DE DISEÑO FINALES

A continuación, se presenta una tabla en la que se encuentran resumidas todas las configuraciones de diseño correspondientes a los cálculos hidráulicos. En ella se pueden observar los resultados principales relacionados con el objetivo de la Ingeniería Conceptual solicitada: cantidad de estaciones de bombeo, potencia total requerida y tonelaje total de cañería.

**Tabla 33.** Resumen de resultados de cálculos hidráulicos para cada alimentación y diseño de ducto.

RESUMEN DE RESULTADOS	Caso C				Caso B				Caso A			
	20		24		20		24		20		24	
Diámetro in	0.25	0.25/0.281	0.25	0.25/0.281	0.25	0.25/0.281	0.25	0.25/0.281	0.25	0.25/0.281	0.25	0.25/0.281
Espesor in	0.25	0.25/0.281	0.25	0.25/0.281	0.25	0.25/0.281	0.25	0.25/0.281	0.25	0.25/0.281	0.25	0.25/0.281
Cantidad de estaciones intermedias #	4	3	2	1	1	1	0	0	0	0	0	0
MAOP kg/cm2	84.5	84.5/95.0	70.43	70.4/79.2	84.5	84.5/95.0	70.43	70.4/79.2	84.5	84.5/95.0	70.43	70.4/79.2
Presión Cabecera kg/cm2	60	70	44	50	36	45	17	17	17	18	13	13
Presiones intermedias kg/cm2	65	75	46	54	52	44						
	66	70	45									
	64	67										
	55											
Presión de llegada kg/cm2	31.1	32.7	31.4	31.3	9.9	10.1	10.1	9.7	12.1	12.7	28.2	28.1
Potencia Cabecera kW	1373	1840	622	905	920	1225	273	273	111	193	23	23
Potencia intermedias kW	1595	2042	709	1086	1418	1164						
	1626	1838	650									
	1543	1688										
	1117											
<b>Tonelaje tn</b>	<b>44967</b>	<b>49264</b>	<b>54074</b>	<b>58341</b>	<b>44967</b>	<b>49264</b>	<b>54074</b>	<b>58341</b>	<b>44967</b>	<b>49264</b>	<b>54074</b>	<b>58341</b>
<b>Potencia total kW</b>	<b>7254</b>	<b>7408</b>	<b>1981</b>	<b>1991</b>	<b>2338</b>	<b>2389</b>	<b>273</b>	<b>273</b>	<b>111</b>	<b>193</b>	<b>23</b>	<b>23</b>



## 9. CONCLUSIONES

Las conclusiones del trabajo llevado a cabo se pueden dividir en dos: las relacionadas con los resultados referentes al proyecto en sí y aquellas relacionadas a la aplicación del conocimiento adquirido en la carrera en algo práctico y concreto.

En cuanto al objetivo particular de este proyecto, de acuerdo a los resultados y siguiendo con la estrategia de definir un diámetro para todas las etapas para luego ir agregando estaciones de bombeo intermedias, se concluye que el diámetro más adecuado será el de 20” o 24” dependiendo principalmente de dos factores:

- Definición de operar el ducto entre los Casos B y C.
- Costo de combustible.

Es importante aclarar que la diferencia entre los Casos B y C es muy importante, no sólo debido al incremento de caudal sino también a la incorporación de etano, el cual aumenta la presión de equilibrio del fluido y disminuye la ventana de operación de las estaciones de bombeo. Esto implica que el ducto de 20” es el diseño óptimo para el Caso B mientras que, para el Caso C, el ducto de 24” resulta más conveniente.

En cuanto al espesor, está claro que el ducto con 0.25” constante a lo largo de toda la traza resulta en menor tonelaje, lo que se traduce en un menor costo de materiales. Sin embargo, combinándolo con un espesor mayor le otorga mayor flexibilidad al diseño, ya sea para proyectar un mayor caudal de transporte a futuro o para la eventual producción de etano.

Otra de las conclusiones importantes de este trabajo es la necesidad de deshidratar la corriente de condensados previo a su ingreso al ducto, válido para todos los casos analizados. Esto se debe a la potencial corrosión que podría experimentar el poliducto y los beneficios operativos en la Planta de Fraccionamiento aguas abajo. Adicionalmente, se asegura la escasa probabilidad de formación de hidratos en caso de que las condiciones ambientales (particularmente la temperatura) se reduzca a niveles mayores de los esperados.

Por otro lado, en línea con un objetivo más general de este Proyecto Integrador Profesional, el trabajo llevado a cabo permite la comprensión de la función y el alcance de la labor de un Ingeniero Químico en el proceso de diseño de una instalación, particularmente desde un punto de partida tan llano como lo es una Ingeniería Conceptual. Para ello fueron necesarios conceptos adquiridos en materias específicas de la carrera, como lo son las Operaciones Unitarias. Todas las herramientas adquiridas han sido necesarias para entender el funcionamiento del sistema a diseñar, las especificaciones necesarias y también las posibles restricciones a tener en cuenta para un diseño factible. Todo esto combinado con una noción económica y de mercado aplicadas particularmente para los productos que se pretenden obtener de este proceso. Es importante destacar que, para el trabajo de un



**UNIVERSIDAD NACIONAL DEL COMAHUE**  
**Facultad de Ingeniería**  
**Departamento de Química**

**“INGENIERÍA CONCEPTUAL DE POLIDUCTO DE TRANSPORTE DE NGLS”**

---

procesista hoy en día es indispensable el manejo de la herramienta *Aspen HYSYS*, por lo que la materia de Diseño y Simulación de Procesos Asistidos por Computadora ha sido un input clave en el desarrollo de este trabajo.

En conclusión, la Ingeniería Química como carrera otorga todas las herramientas y conocimientos fundamentales para el desarrollo de una profesión en el campo ingenieril completamente versátil y desafiante.



## 10. BIBLIOGRAFÍA

### 10.1. GENERAL

- [1] Gobierno de la República Argentina, “Vaca Muerta”. <https://www.argentina.gob.ar/economia/energia/vaca-muerta> (acceso Septiembre 2023).
- [2] M. Biggeri, A. S. Dusek, “Desarrollo de estimados de costos de un Proyecto”, YPF S.A., 2018.
- [3] Instituto Argentino del Petróleo y el Gas (IAPG), “Hidrocarburos no convencionales”. <http://www.shaleenargentina.com.ar/hidrocarburos-no-convencionales> (acceso Agosto 2023).
- [4] J. M. Campbell, *Gas Conditioning and Processing*, 7ma ed. Estados Unidos: Campbell Petroleum Series, 2002.
- [5] S. Monkhatib, W. A. Poe, J. Y. Mak, *Handbook of Natural Gas Transmission and Processing. Principles and Practices*. 3ra ed. Estados Unidos: Elsevier, 2015.
- [6] S. Casadío *et al*, “Geología de la Cuenca Neuquina y sus sistemas petroleros: una mirada integradora desde los afloramientos al suelo”. Fundación YPF y Universidad Nacional de Río Negro, 2015.
- [7] W. L. McCabe, J. C. Smith, P. Harriott, *Operaciones Unitarias en Ingeniería Química*. 4ta ed. Estados Unidos: McGraw - Hill, 1998.
- [8] *Aspen Technology* (febrero 2023). *Aspen HYSYS Help. Version Number: V12*.
- [9] Ministerio de Energía y Recursos Naturales del Gobierno de la Provincia del Neuquén, “Distribución de fluidos”. <https://www.energianeuenquen.gob.ar/distribucion-de-fluidos/> (acceso Agosto 2023).
- [10] Turbomachinery International Magazine (TMI), “Turboexpander Optimization”. <https://www.turbomachinerymag.com/view/turboexpander-optimization> (acceso Agosto 2023).
- [11] G. O. Cordero, “Hidráulica de Ductos y Cañerías”, Techint Ingeniería & Construcción, 2019.
- [12] R. Smith, *Chemical Process Desing and Integration*, Inglaterra: John Wiley & Sons, Ltd, 2005.

### 10.2. ESTÁNDARES, CÓDIGOS Y NORMAS DE APLICACIÓN

- [13] *Especificaciones de calidad para el transporte y la distribución de gas natural y otros gases análogos*, NAG – 602, Ente Nacional Regulador del Gas, 2019.



- [14] *Reglamento Técnico para el Transporte por Ductos de Hidrocarburos Líquidos*, Resolución E 120/2017, Secretaría de Recursos Hidrocarburíferos, Ministerio de Energía y Minería (Argentina), 2017.
- [15] *Tuberías de Transporte de Hidrocarburos líquidos y otros líquidos*, Código ASME 31.4, 2006.
- [16] *Normas argentinas mínimas de seguridad para el transporte y distribución de gas natural y otros gases por cañerías*, NAG – 100, Ente Nacional Regulador del Gas, 2016.
- [17] *Petroleum and natural gas industries – Pipeline transportation systems*, ISO 13623, 2017.
- [18] *Welded and Seamless Wrought Steel Pipe*, Código ASME B36.10, 2004.
- [19] Normas CIRSOC, Instituto Nacional de Tecnología Industrial.