

**Laura Luis Fernández**

**DISEÑO DE UN ENFRIADOR DE PROPILENO EN EL  
PARQUE DE TANQUES DE PUERTO DE BASF**

**Trabajo de Fin de Máster**

**Dirigido por el Sr. Albert Escoda Assens, tutor profesional**

**Dirigido por el Dr. Joan Manel Vallés Rasquera, tutor académico**

**Máster en Ingeniería Industrial**



UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI



We create chemistry

**Tarragona**

**2022**



## ÍNDICE

### MEMÓRIA

1	INTRODUCCIÓN .....	1
2	ETAPA PRELIMINAR .....	1
	2.1 Antecedentes .....	1
	2.2 Descripción del proyecto .....	1
	2.3 Alcance del proyecto.....	2
3	BASES DE DISEÑO .....	2
	3.1 Hojas de seguridad de productos.....	2
	3.2 Disposición de corrientes en planta .....	2
	3.2.1 Circuito general de propano en PTP.....	2
	3.2.2 Circuito general de propileno en PTE .....	3
	3.3 Propuesta para el intercambiador .....	4
	3.4 Normas, legislación y códigos de diseño .....	4
	3.4.1 Normas y legislación .....	4
	3.4.2 Códigos de diseño.....	5
	3.5 Localización .....	5
4	INGENIERÍA BÁSICA .....	6
	4.1 Plot plant.....	6
	4.2 Análisis de las condiciones de operación propuestas.....	6
	4.2.1 Balance de energía previo .....	6
	4.2.2 Corriente caliente: propileno .....	8
	4.2.3 Corriente fría: propano.....	8
	4.2.4 Balance de energía rectificado.....	9
	4.2.5 Resumen.....	10
	4.3 Diseño intercambiador tubo y carcasa .....	10
	4.3.1 Factor de corrección.....	11
	4.3.2 Datos para el diseño .....	11
	4.3.3 Dimensionado .....	13
	4.3.4 Rating.....	15
	4.4 Piping and Instrumentation Diagram (P&ID).....	16
	4.4.1 Identificación de tuberías .....	16
	4.4.2 Identificación de la instrumentación .....	17
	4.4.3 Identificación de válvulas.....	19
5	Análisis de riesgos de proceso (HAZOP) .....	19
	5.1 Aplicación de la Matriz de Riesgo .....	21
	5.2 Riesgo instalado y la brecha de protección .....	22
	5.2.1 Priorización de los elementos de acción .....	24
	5.3 Resultados del análisis HAZOP.....	24
6	INSTRUMENTACIÓN .....	28

6.1	Instrumentos de caudal .....	28
6.1.1	Sensor .....	28
6.1.2	Transmisor .....	29
6.2	Instrumentos de presión .....	29
6.3	Instrumentos de temperatura.....	30
6.3.1	Sensor .....	32
6.3.2	Transmisor .....	33
6.3.3	Termopozo.....	34
6.4	Válvulas de seguridad de sobrepresión.....	34
7	SISTEMA DE CONTROL .....	36
7.1	PLC y SPLC .....	36
7.2	Lazos de control.....	37
8	CONSTRUCCIÓN Y OBRA CIVIL.....	41
8.1	Picaje de las líneas .....	41
8.2	Zapata y soportes .....	42
8.3	Montaje del intercambiador .....	42
9	MANTENIMIENTO .....	42
10	MEDIO AMBIENTE .....	43
10.1	Programa de control y reducción de emisiones fugitivas .....	43
10.1.1	Sistema de registro.....	43
10.1.2	Medición de los puntos.....	44
10.1.3	Detección de fugas .....	44
10.1.4	Periodicidad .....	45
11	ESTUDIO ECONÓMICO.....	45
12	CONCLUSIONES .....	47
13	REFERENCIAS .....	48

## **ANEXOS**

A.	HOJAS DE SEGURIDAD RESUMIDAS.....	50
B.	DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR.....	52
B.1.	Designaciones TEMA .....	52
B.2.	Cálculo del factor de corrección.....	53
B.3.	Hoja de especificación del intercambiador .....	54
C.	DIMENSIONES TUBERÍAS .....	56
D.	LISTADO DE LINEAS .....	57
E.	LISTADO DE INSTRUMENTOS .....	58
F.	LISTADO DE VÁLVULAS DE BLOQUEO.....	60
G.	HAZOP.....	62
H.	PROCEDIMIENTO DE SIS PROOF TEST (UZ52221) .....	73

## 1 INTRODUCCIÓN

La planta de PDH (Planta de Deshidrogenación de Propano) de BSP forma parte de una de las plantas químicas del Site de Tarragona de BASF Española S.L. En ella, producen propileno para la planta de Basell, también ubicada en el Site.

En ocasiones, la producción de PDH es superior al consumo de las plantas de Basell por lo que se almacena el propileno en el parque de tanques exterior (PTE) que dispone BASF en la carretera C-31B.

Este propileno se aprovecha y se exporta mediante buques que se cargan en la zona de atraque del parque de tanques del puerto (PTP) que dispone BASF en el Puerto de Tarragona.

## 2 ETAPA PRELIMINAR

### 2.1 Antecedentes

Durante la carga de propileno, el barco debe enfriar el producto para mantenerlo a la presión de almacenamiento del barco. Dicha presión, varía respecto al tipo de barco, pero por lo general se encuentra alrededor de unos 5 bar.

El propileno se almacena a temperaturas entre 10°C y 30°C aproximadamente, este último valor puede variar a razón de la temperatura ambiente y a presión máxima de almacenaje de 18 bar. En verano, con condiciones de temperatura más adversas donde el propileno alcanza los 30°C en su almacenamiento, el barco no dispone de suficiente capacidad para enfriar el propileno a un ritmo óptimo, por lo que el tiempo de carga es superior al deseado.

El propósito es enfriar el propileno previamente a ser cargado para así facilitar que el barco complete el proceso de enfriamiento para alcanzar la presión deseada para su transporte.

### 2.2 Descripción del proyecto

Para alcanzar el propósito del presente proyecto se plantea diseñar e instalar un intercambiador de carcasa y tubo para enfriar el propileno de forma previa a la carga del buque.

Teniendo en cuenta que el propileno se envía desde PTE hasta PTP mediante el *Rack* de tuberías recorriendo una distancia de unos 2 km, se considera que lo más oportuno sería instalar el intercambiador en PTP. De este modo se evitan cambios en las condiciones del fluido a lo largo de la línea.

En la industria química es muy común encontrar intercambiadores de calor que utilizan agua como fluido refrigerante, pero en este caso es inviable ya que la temperatura a la que se encuentra el propileno (entre 10 y 30°C) es muy próxima a la temperatura a la cual se podría disponer de agua de refrigeración, por lo que no se conseguiría refrigerar el propileno. Como alternativa existen en el mercado numerosos fluidos refrigerantes capaces de alcanzar temperaturas negativas para conseguir refrigerar fluidos muy próximos a las condiciones estándar.

En este caso, se ha decidido emplear como refrigerante propano, el cual se utiliza como materia prima de la planta de PDH. Se considera la mejor opción ya que en PTP se almacena propano criogenizado, por lo que se encuentra a unos -42°C y sería capaz de refrigerar el propileno lo suficiente como para facilitar la carga de los buques.

De este modo se estaría aprovechando un producto existente en la planta, por lo que no sería necesario estudiar la importación y almacenamiento de un refrigerante nuevo, con el consiguiente ahorro económico que eso supone. Además, durante su proceso normal, el propano tiene una etapa de calentamiento para poder ser enviado a la planta de PDH. Por lo que, si se reduce previamente la temperatura del propano antes de entrar a la fase de calentamiento, supondría también una reducción de la energía que actualmente emplean los intercambiadores ya existentes, formando así una integración energética.

### **2.3 Alcance del proyecto**

Para llevar a cabo el proyecto se realiza toda la ingeniería básica del cálculo y diseño del intercambiador; desde el balance de energía hasta el diseño del P&ID, su correspondiente análisis de riesgos y seguridad, la descripción y programación del sistema de control a pequeña escala y las bases de mantenimiento de la instalación. Además, se consideran medias de medioambiente y los procedimientos a seguir para la puesta en servicio del equipo.

## **3 BASES DE DISEÑO**

### **3.1 Hojas de seguridad de productos**

Los datos pertinentes a la hoja de seguridad del propano y del propileno se encuentran en el Anexo A.

### **3.2 Disposición de corrientes en planta**

A continuación, se describe brevemente los circuitos de propano y propileno. De este modo se podrá obtener una aproximación de las condiciones de trabajo que deberá tener el intercambiador.

#### **3.2.1 Circuito general de propano en PTP**

El propano se almacena en el parque de tanques del puerto (PTP) en el tanque B7101 en estado criogenizado, de modo que dentro del tanque coexiste propano en dos estados diferentes, líquido y gaseoso. El propano líquido se encuentra a una temperatura de  $-42^{\circ}\text{C}$ , que es la temperatura de vaporización del propano en condiciones estándar, y el propano en estado vapor se encuentra a una temperatura superior a esta.

El tanque conecta con los intercambiadores W7013A/B y W7014A/B; donde se aumenta la temperatura y la presión del propano considerablemente, trabajando a una presión aproximada de 7,5 bar y unos  $14^{\circ}\text{C}$  de temperatura. Estas condiciones también se encuentran muy próximas a la zona de saturación, hecho que explica la configuración de los intercambiadores. El W7013A contiene propano en fase gas proveniente de la etapa de compresión y a su vez entra propano líquido proveniente de las dos bombas *intank* P7011A/B, que se encuentran en el interior del tanque. Este propano líquido condensa parte del propano en estado gas y cae por gravedad al W7014A. Los otros dos intercambiadores funcionan de la misma manera.

El propano líquido obtenido de los intercambiadores se dirige al depósito B7014, donde se almacena el propano a una presión y temperatura que oscila entre los 5 y 6 bar y los  $2,5$  y  $8^{\circ}\text{C}$ . Esta sería la última etapa del circuito, ya que de allí se envía propano a la planta de PDH.

En la Figura 3.1 se muestra una captura del sinóptico del circuito general de propano diseñado para conocer mejor el funcionamiento y las condiciones de operación del circuito de propano. En él se pueden ver los elementos más importantes que intervienen en el proceso, por una parte, los equipos (tanque, depósito, compresores, intercambiadores y bombas) y por

otra las condiciones de operación que transmiten los instrumentos de medición con transmisión instalados en campo (presiones, temperaturas, niveles, caudales, etc.)

El diagrama se ha realizado mediante el programa *PI Vision* facilitado por BASF, el cual permite consultar en tiempo real el estado de los equipos y los valores de los diferentes transmisores que hay en planta. De este modo se facilita el trabajo sin tener que consultar los datos a sala de control continuamente.

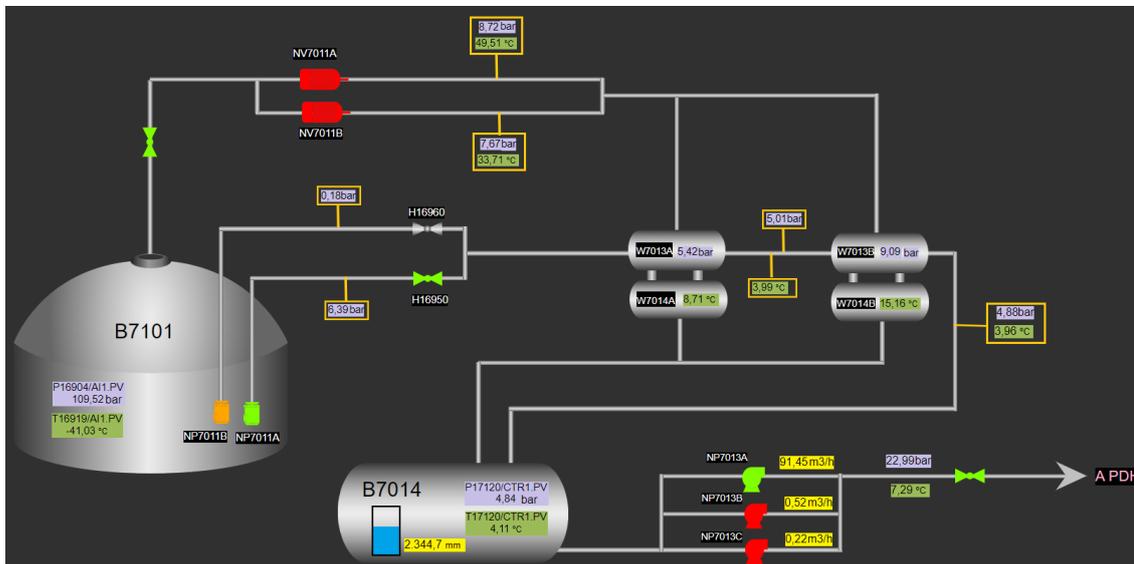


Figura 3.1 Sinóptico del circuito general de propano en PTP.

### 3.2.2 Circuito general de propileno en PTE

Todo el almacenamiento de propileno se realiza en el parque de tanques exterior (PTE). El propileno que PDH no envía a Basell, se almacena en la esfera B5210. Al igual que el tanque de propano, el propileno se encuentra criogenizado muy cerca de sus condiciones de saturación por tal de que coexista propileno en dos fases. En este caso, la esfera se encuentra a unos 8 bar de presión y una temperatura de 8,5°C.

Actualmente, por motivos de capacidad, el circuito cuenta con un total de 5 depósitos más pequeños donde se almacena el propileno. Por una parte, el B5215 y B5216 son los más antiguos y tienen su propio circuito hasta conectar con el colector; el cual permite enviar propileno a Repsol, a la línea B o a buque, y, por otro lado, están los B5220, B5240 y B5260 que corresponden a la instalación nueva y también tienen su propio circuito hasta el colector. Es decir, la instalación nueva no comunica con la más antigua.

Por lo general, los depósitos se encuentran a una presión entre 7 y 10 bar y a una temperatura entre 13,5 y 23°C, alcanzando los 30°C en los meses de verano debido a la temperatura ambiente.

Teniendo en cuenta que estos depósitos se encuentran en PTE y la carga de buques se lleva a cabo en la zona de atraque situada en PTP, el propileno recorre un total de 2 km por la línea del *rack* con una presión de trabajo en la línea entre 25 y 30 bar. Para ello se utilizan bombas *booster* que dan alto caudal a baja presión para extraer el propileno de los depósitos (P5216A/B para instalación antigua y P5220/40/60 para instalación nueva) y, posteriormente, se utilizan bombas *sundyne* que dan bajos caudales a altas presión, en este caso capaz de alcanzar los 30 bar, para hacer los envíos de PTE hasta PTP.

En la Figura 3.2 se muestra una captura del sinóptico del circuito general de propileno diseñado para conocer mejor el funcionamiento y las condiciones de operación del circuito de propano.

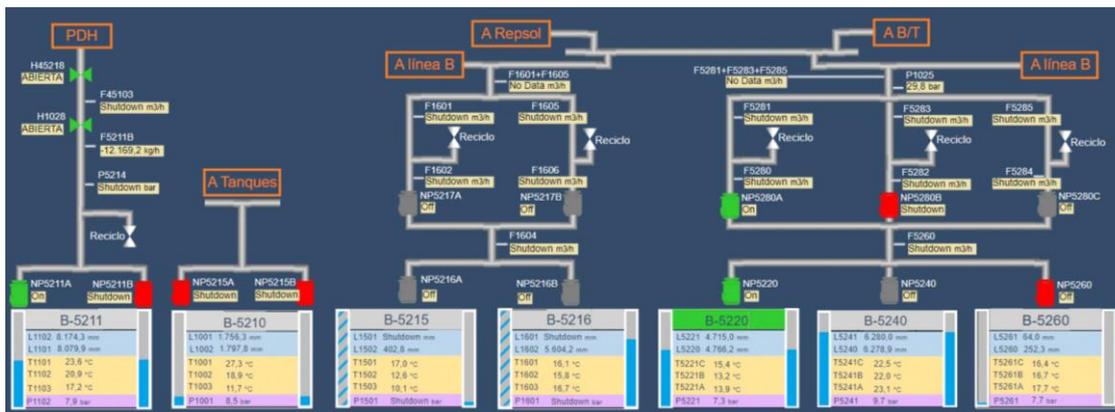


Figura 3.2. Sinóptico del circuito general de propileno en PTE.

### 3.3 Propuesta para el intercambiador

En la Tabla 3.1 se muestran las condiciones de diseño y operación propuestas por BASF para el intercambiador. Todas ellas considerando las condiciones más adversas de operación, que tendrían lugar en los meses de verano.

Cabe destacar que estos datos están propuestos desde un punto de vista previo al diseño, por lo que pueden variar a lo largo del proyecto con el objetivo de trabajar con las condiciones óptimas.

Tabla 3.1. Parámetros de diseño propuestos para el intercambiador propano/propileno.

	T in (°C)	T out (°C)	Caudal (Tm/h)	Estado del fluido	Configuración
Propano	- 42	- 5	58	Líquido	Lado tubo
Propileno	30	10	100	Líquido	Lado carcasa

Además, se deben tener una serie de consideraciones previas, la cuales se citan a continuación.

- ✓ Se puede disponer de un caudal máximo de propano de 65 Tm/h.
- ✓ Intercambiador de carcasa y tubo.
- ✓ Después de la carga del barco se debe purgar la línea desde el barco hasta los tanques en la PTE.
- ✓ El depósito de propano B-7014 tiene enclavamientos de temperatura. Uno de ellos tiene un punto de ajuste de +15/-5 °C que detiene las bombas.
- ✓ En caso de fuga en el interior del intercambiador, el propano se contaminaría con propileno. Escenario que se debe evitar.
- ✓ Se debe incluir un lazo de control de temperatura.
- ✓ La presión mínima de propano en la entrada de PDH es de 24 bar.

### 3.4 Normas, legislación y códigos de diseño

#### 3.4.1 Normas y legislación

Ley 31/1995, de 8 de noviembre, de Prevención de Riesgos Laborales. [1]

Real Decreto 485/1997, de 14 de abril, sobre Disposiciones mínimas en materia de señalización de seguridad y salud en el trabajo. [2]

Real Decreto 681/2003, de 12 de junio, sobre la protección de la salud y la seguridad de los trabajadores expuestos a los riesgos derivados de atmósferas explosivas en el lugar de trabajo. [3]

Directiva 2011/92/UE relativa a la evaluación de las repercusiones de determinados proyectos públicos y privados sobre el medio ambiente. [4]

Reglamento (CE) nº 1907/2006 (también denominado REACH) donde se trata el Registro, Evaluación, Autorización y Restricción de sustancias y mezclas químicas. [5]

Reglamento (CE) nº 1272/2008 sobre clasificación, etiquetado y envasado de sustancias y mezclas. Con el cual se modifica el Reglamento anterior. [6]

### 3.4.2 Códigos de diseño

UNE-EN (Una Norma Española). Pautas europeas aplicadas al marco español, con el fin de adaptarse a los procesos y reglamentos oficiales para la fabricación, distribución y comercialización de productos o servicios. [7]

ASME (American Society of Mechanical Engineers). Estándar de la Sociedad Estadounidense de Ingenieros Mecánicos que regula el diseño y la construcción de calderas y recipientes a presión. [8]

Norma TEMA (American Tubular Exchanger Manufacturers Association). Conjunto de normas y estándares más habitual empleado por diseñadores, fabricantes y usuarios para la fabricación y el diseño de intercambiadores de calor. [9]

### 3.5 Localización

En el presente proyecto se nombran dos ubicaciones diferentes, el parque de tanques exterior (PTE) que se encuentra en la calle Autovía de Salou; la cual se accede por la carretera C-31B, y el parque de tanques puerto (PTP) se encuentra dentro de las instalaciones portuarias del Puerto de Tarragona. En la Figura 3.3 se muestra la localización de ambos parques de tanques.



Figura 3.3. Localización de los parques de tanques exterior y puerto.

El intercambiador de calor a diseñar e instalar se localiza en PTP. En la Figura 3.4 se muestra dónde están localizados los depósitos B-7101 y B-7014, y los intercambiadores W-7013 A/B y W-7014 A/B. Además, dónde está situado el rack de tuberías por donde llega el propileno a las instalaciones del puerto para cargar los buques.



Figura 3.4. Localización de los diferentes equipos que intervienen en el proyecto.

## 4 INGENIERÍA BÁSICA

### 4.1 Plot plant

En el Plano N785 se muestra el plano de implantación del parque de tanques de puerto juntamente con la zona de atraque de buques. En él se ha indicado la ubicación propuesta para instalar el intercambiador W7016 a diseñar en el presente proyecto.

Se ha considerado la ubicación del resto de equipos que participan en el proceso de calentamiento de propano además de la línea del *rack* que atraviesa PTP con el objetivo de llegar a la zona de atraque.

### 4.2 Análisis de las condiciones de operación propuestas

#### 4.2.1 Balance de energía previo

Como el objetivo del proyecto es diseñar un intercambiador el cual tiene como propósito transferir calor de un fluido a otro, en primer lugar, se realiza un balance de energía para conocer el calor intercambiado con los datos facilitados como base de diseño. A partir de los resultados obtenidos, juntamente con un análisis de la disposición real en planta de las corrientes se valorará si los datos facilitados son válidos para el diseño y simulación del intercambiador.

Se calcula la carga térmica de cada corriente para realizar el balance de energía. Para ello se ha seguido la ecuación (1).

$$\Delta H = m \cdot C_p \cdot \Delta T \quad (1)$$

Donde:

$\Delta H$  es la carga térmica, en kW

$m$  es el caudal másico, en kg/s

$C_p$  es la capacidad calorífica constante, en kJ/kg·K

$\Delta T$  es el incremento de temperatura entre la salida y la entrada, en Kelvin

Teniendo en cuenta que la diferencia de temperatura en Kelvin y en °C es la misma, se trabaja en grados centígrados.

En la Tabla 4.1 se muestran los valores de caudal, capacidad calorífica, temperaturas de entrada y salida facilitados además del resultado obtenido de calcular la carga térmica. La capacidad calorífica de ambos productos se ha obtenido mediante el *software* CONVAL (cálculo de propiedades).

Tabla 4.1. Balance de energía para las corrientes de propano y propileno.

	Tipo	Caudal (kg/s)	$C_p$ (kJ/kg·K)	T in (°C)	T out (°C)	Carga térmica (kW)
Propano	Fría	16,11	2,35	- 42	- 5	1400
Propileno	Caliente	27,78	2,61	30	10	-1450

En la Figura 4.1 se representan los resultados obtenidos, formando una curva temperatura-entalpia para la corriente fría y la caliente. Se supone que el intercambiador trabaja a contracorriente.

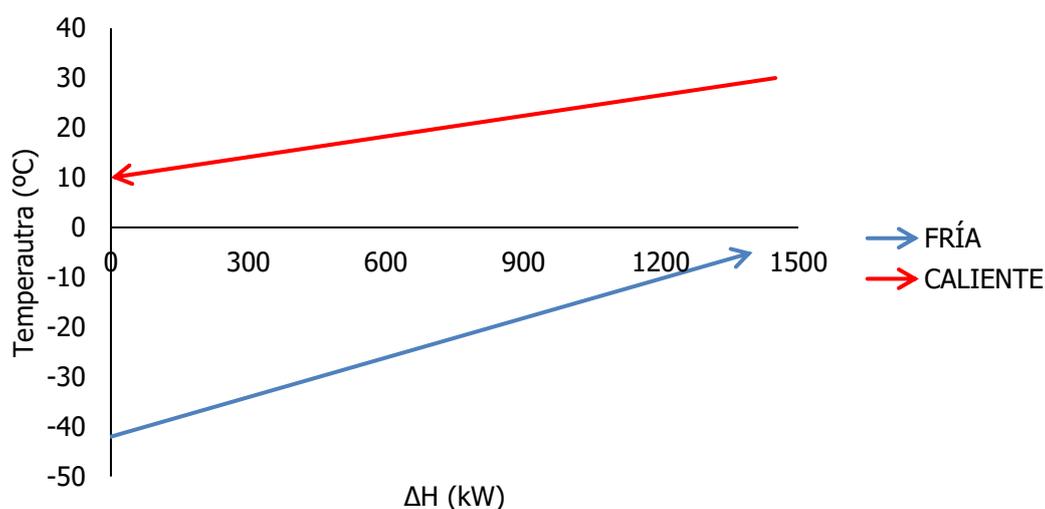


Figura 4.1. Curva temperatura-entalpia para las corrientes fría y caliente a las condiciones propuestas.

La corriente de propileno es la corriente caliente ya que tiene un incremento de temperatura negativo y, por lo tanto, cede energía. Por otro lado, la corriente de propano es la corriente fría y es la que absorbe la energía que proporciona la corriente caliente. Podemos observar que, con los datos facilitados, no se obtiene un balance de energía equilibrado ya que se desprende más calor de la que se absorbe. Como el objetivo del proyecto no es realizar un sistema de integración de energía, sino diseñar un intercambiador para conseguir unas condiciones específicas, se deberán modificar los valores propuestos.

Pese a haber establecido unas condiciones de operación para ambas corrientes, cabe destacar que el fluido objetivo es el propileno. Dado el caso que se deba modificar algún valor por tal de cuadrar el balance de energía, como es el caso, el caudal de propileno debe mantenerse igual además de la temperatura de entrada. En cambio, si fuera necesario se podría modificar la temperatura de salida del propileno a una temperatura inferior de la establecida en un principio.

Esto no implica que se pueda trabajar con valores cualquiera de propano, por lo que se debe estudiar la disposición que tendría el intercambiador en planta con el objetivo de no generar ninguna alteración en los circuitos existentes. De este modo, se busca un equilibrio entre las necesidades del intercambiador y las necesidades del proceso normal en planta.

#### **4.2.2 Corriente caliente: propileno**

Como el intercambiador se instalará en las instalaciones de PTP interesa comparar las condiciones propuestas con las condiciones a las que se encuentra en realidad el propileno una vez llegado al puerto mediante el rack de tuberías.

Se propone en la Tabla 4.1 que el propileno entre al intercambiador a unos 30°C. Este valor fluctúa bastante durante el año, ya que depende la temperatura ambiente. Se considera que estudiar el peor escenario es lo más adecuado, por lo que se fija la temperatura de entrada de 30°C. A esta temperatura la presión de vapor es de 13,05 bar. Por otro lado, se propone que la temperatura de salida sea de 10°C, cuya presión de vapor es de 7,78 bar.

Primero se hace un pequeño estudio de las condiciones que precisará el buque para almacenarlo, ya que aproximarse lo máximo posible a ellas permitirá facilitar las operaciones de carga. Los buques disponen de una presión de carga de 5 bar aproximadamente, a esa presión deben mantener el propileno a temperaturas inferiores de -5,1°C para almacenarlo en estado líquido y así almacenar mayor cantidad de producto.

Con estos datos, se concluye que el propileno deberá circular por el intercambiador como mínimo a 13,5 bar para asegurar que se encuentre en estado líquido en todo momento ya que se supone una pérdida de presión permisible de 0,5 bar. Como se dispone de presión suficiente en la línea normal de envío y no será un problema, se establece la presión de trabajo del propileno en el intercambiador de 15 bar.

Del mismo modo, se dan por válidos los valores de temperatura de entrada y salida para el propileno, ya que no afectan a las condiciones normales de operación del propileno. Aun así, la temperatura de salida de propileno queda sujeta a modificaciones en función de lo obtenido más adelante.

#### **4.2.3 Corriente fría: propano**

En la Tabla 4.1 se propone que el propano entre al intercambiador a -42°C, con lo visto en el apartado anterior no supondrá un problema, ya que es la temperatura a la que sale el propano del tanque B7101 mediante el sistema de bombas de impulsión que se dirigen al intercambiador W7013A. Por lo que se considera que es un valor válido y asequible.

Como las bombas *intank* dan una presión de unos 6,5 bar se valora que el propano trabaje en el intercambiador a unos 6 bar, considerando las posibles pérdidas de carga en la línea, ya que se deberá pinchar la línea normal que comunica el tanque con el intercambiador W7013A para desviar el caudal necesario de propano para el nuevo intercambiador.

Respecto a la temperatura de salida de propano, se propone que sea de -5°C. Como es una temperatura muy baja, además de distante a las condiciones a las cuales se envía el propano a la planta de PDH, se decide que la salida de propano del intercambiador deberá

dirigirse al circuito de calentamiento de propano, ya bien sea a los intercambiadores o al tanque B7014, pero en ningún momento a la línea de envío a PDH.

En un caso ideal, se podría aumentar el rango de temperaturas de ambas corrientes de manera que el propano alcanzara una temperatura positiva suficiente para alimentar PDH y el propileno descienda su temperatura para facilitar el trabajo al buque más aún. De este modo, se diseñaría además un sistema de impulsión capaz de alcanzar los 24 bar a los que se envía el propano a planta. El inconveniente que se encuentra a este caso ideal es operacional, ya que cuando se ponga en marcha el intercambiador se deberá empezar con pequeños caudales para aclimatar las corrientes poco a poco y evitar la evaporación del producto. De este modo, hasta que no se alcancen las condiciones de trabajo óptimas, se estaría enviando propano a PDH a una temperatura muy baja, lo cual sería inaceptable.

Volviendo a la temperatura de salida del propano, teniendo en cuenta que se deberá dirigir al circuito de calentamiento donde se trabaja a temperatura positiva, se propone aumentar la temperatura de salida del propano a unos 3°C. Este pequeño cambio contribuirá a no alterar las condiciones de operación en el proceso normal en exceso.

#### 4.2.4 Balance de energía rectificado

Respecto a las condiciones iniciales, solo se ha visto modificada la temperatura de salida del propano, por lo que se realizarán una serie de iteraciones en el balance de energía para encontrar las condiciones óptimas de trabajo del intercambiador. Por lo tanto, se vuelve a calcular la carga térmica del propano mediante la ecuación (1).

En la Tabla 4.2 se muestra las nuevas condiciones del propano con su respectivo cálculo además de los valores obtenidos anteriormente para el propileno a modo de comparación.

Tabla 4.2. Balance de energía para las corrientes de propano y propileno.

	Tipo	Caudal (kg/s)	Cp (kJ/kg·K)	T in (°C)	T out (°C)	Carga térmica (kW)
Propano	Fría	16,11	2,35	- 42	3	1725
Propileno	Caliente	27,78	2,61	30	10	-1450

Se observa que con este cambio la carga térmica del propano ahora es superior a la del propileno, por lo que se deberá modificar el rango de temperatura del propileno. Se establece a modo de prueba una temperatura de 5°C a la salida de propileno. Se repite el cálculo y se obtienen los valores que se muestran en la Tabla 4.3.

Tabla 4.3. Balance de energía para las corrientes de propano y propileno.

	Tipo	Caudal (kg/s)	Cp (kJ/kg·K)	T in (°C)	T out (°C)	Carga térmica (kW)
Propano	Fría	16,11	2,35	- 42	3	1725
Propileno	Caliente	27,78	2,61	30	5	-1798

Se observa en esta nueva iteración que la carga térmica del propileno vuelve a ser superior, por lo que se propone acabar de ajustar el balance de energía modificando el caudal de propano, ya que hay un margen hasta 65 Tm/h, que equivaldría a unos 18kg/s. En este caso se utiliza de nuevo la ecuación (1), pero en este caso aislando el parámetro del caudal másico. Se obtiene que se necesitan 16,80 kg/s de propano para alcanzar una carga térmica de 1798 kW.

### 4.2.5 Resumen

Tras haber realizado todas las iteraciones necesarias para conseguir las condiciones de operación deseadas, se presentan en la Tabla 4.4 los valores teóricos obtenidos para las condiciones de operación del intercambiador.

Tabla 4.4. Valores teóricos obtenidos para el diseño del intercambiador.

	Caudal (kg/s)	Presión (bar)	T in (°C)	T out (°C)	Carga térmica (kW)
Propano	16,80	6	- 42	3	1798
Propileno	27,78	15	30	5	-1798

Además, en la Figura 4.2 se muestra la curva temperatura-entalpia para las corrientes fría y caliente de las condiciones calculadas para el diseño del intercambiador.

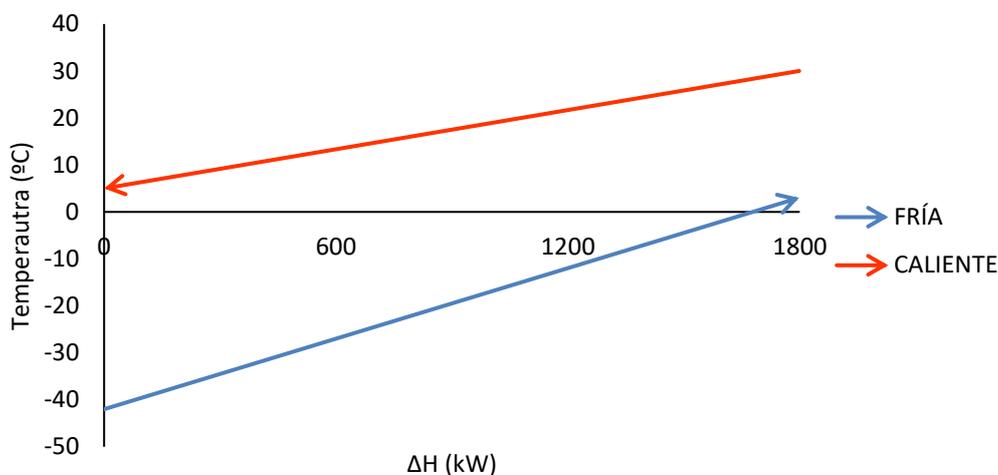


Figura 4.2. Curva temperatura-entalpia para las corrientes fría y caliente para las condiciones calculadas.

### 4.3 Diseño intercambiador tubo y carcasa

Para poder obtener un diseño riguroso del intercambiador propuesto, se emplea el *software* ASPEN Exchanger Design & Rating (EDR) V11. Este *software* permite obtener un diseño aproximado del intercambiador a nivel de proceso y geometría.

Como se ha mencionado anteriormente se diseñará un intercambiador de carcasa y tubo, que es de los más utilizados en la industria química, ya que pueden operar con amplios rangos de presión y temperatura. En la Figura 4.3 se muestra a modo de ejemplo el aspecto que tienen este tipo de intercambiadores.



Figura 4.3. Aspecto de un intercambiador de carcasa y tubo.

Para este tipo de intercambiadores se utilizan métodos de construcción bien definidos por la normativa TEMA, la cual define los tipos de intercambiadores de calor y las tolerancias de mecanizado y montaje. Existen tres clasificaciones TEMA [10], según su funcionalidad, propósito y características principales: Servicio General (TEMA C), Servicio Químico (TEMA B) y Servicio de Refinería (TEMA R). En este caso se emplea TEMA B ya que es el que mejor se adapta a nuestro proceso.

Por otro lado, están las designaciones de TEMA, las cuales se refieren a las partes que conforman el intercambiador de calor. Esta designación está formada por 3 letras, en la Figura 4.4 se muestra un pequeño esquema para entender mejor la designación y en el Anexo B se muestran los estándares que hay.

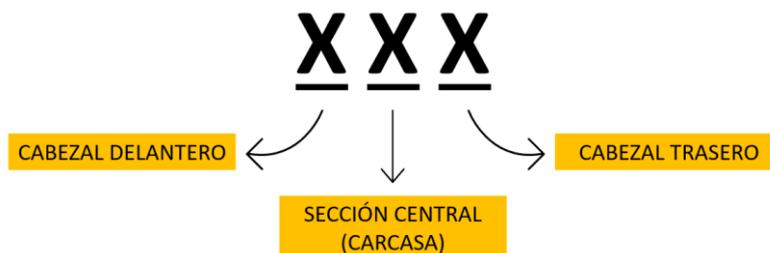


Figura 4.4. Descripción de la designación TEMA.

#### 4.3.1 Factor de corrección

El factor de corrección  $F$  se define como la medida de la desviación de la variación media de temperatura del intercambiador. Se considera intercambiador de flujos cruzados si la temperatura de los dos fluidos es variable, si fuera constante se consideraría flujo contracorriente y no precisaría de factor de corrección. En este caso se considerarán cruzados ya que se considera que habrá momentos en los que no se podrá asegurar condiciones de temperatura estables. El factor de corrección  $F$  se obtiene mediante los cálculos [11] que se muestran en el Anexo B.

Se obtiene una  $F$  de 0,83 por lo que se encuentra dentro de los valores habituales.

#### 4.3.2 Datos para el diseño

Para obtener una primera aproximación de la geometría del intercambiador a diseñar se emplea la función *Desing* del *software* EDR. La mejor manera de trabajar con el programa es introducir los datos de proceso requeridos, en este caso los que se muestran en la Tabla 4.4, estimar un valor de *Fouling* para ambos fluidos, establecer la pérdida de carga admisible y proponer una configuración TEMA que se adapte bien a nuestro proceso y productos. Por defecto el programa ofrece una configuración TEMA BEM.

La B ("Bonnet" tapa y distribuidor en una sola pieza) sirve para servicios con un fluido lado tubos limpio. Es el más simple y económico. La E (*one-pass shell*) es la opción más común y económica, por lo que se utiliza siempre que sea posible. La M (placa tubular fija) va siempre con configuraciones de cabezal delantero B, como es el caso. En principio este tipo de disposición no debería ocasionar problemas en el intercambiador, ya que se trabajan con fluidos limpios, la carcasa de un solo paso no presenta *baffles*<sup>1</sup> longitudinales, por lo que se evitan problemas de fugas tras insertarlos después de operaciones de mantenimiento y al no trabajar con incrementos de temperatura superiores a 50°C, se puede hacer servir placa tubular fija.

<sup>1</sup> Dispositivos mecánicos que se insertan a lo largo de la carcasa para incrementar la velocidad del fluido.

Respecto al *Fouling*<sup>2</sup>, se ha estimado un valor de 0,0002 m<sup>2</sup>·K/W tanto para el propano como para el propileno, ya que los valores típicos de *Fouling* para productos orgánicos ronda entre 0,0001 y 0,0003 m<sup>2</sup>·K/W [12]. Además, cabe destacar que el diseño de los intercambiadores ya existentes en BASF que trabajan con propano, emplean ese mismo valor de *Fouling* y hasta la fecha, la parte de propano no ha presentado *Fouling*.

Para la pérdida de carga admisible, se estima que como máximo descienda 0,5 bar de la presión de entrada. De esta forma se asegura que ningún fluido alcance su punto de evaporación y cambie su estado físico en el intercambiador, ya que ocasionaría problemas de expansión.

A continuación, en la Figura 4.5 se muestra el aspecto que tiene la pantalla de introducción de datos de proceso del *software*. En esta pantalla se rellenan los siguientes datos:

- Nombre de ambos fluidos
- Caudal másico de propileno
- Temperatura de entrada y salida de ambos fluidos
- Presión de entrada de ambos fluidos
- Pérdida de carga admisible para ambos fluidos
- *Fouling* de ambos fluidos

	Hot Stream (1) Shell Side		Cold Stream (2) Tube Side		
	In	Out	In	Out	
Fluid name	PROPILENO		PROPANO		
Mass flow rate	kg/s	27,78			
Mass flow rate multiplier		1		1	
Temperature	°C	30	5	-42	3
Vapor mass fraction		0	0	0	0
Pressure (absolute)	bar	15	14,5	6	5,84
Pressure at liquid surface in column					
Heat exchanged	kW				
Heat exchanged multiplier		1			
Exchanger effectiveness					
Adjust if over-specified		Outlet temperature		Flowrate	
Estimated pressure drop	bar	0,5		0,16	
Allowable pressure drop	bar	0,5		0,5	
Fouling resistance	m <sup>2</sup> -K/W	0,0002		0,0002	

Figura 4.5. Pantalla de introducción de datos de proceso en el EDR.

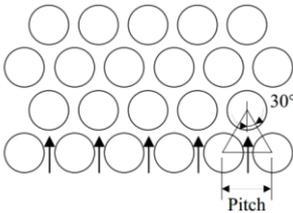
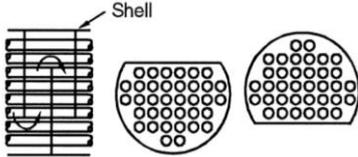
Se observa que no se indica el valor del caudal del propano, de lo contrario el programa estaría sobre especificado. De esta forma, y teniendo en cuenta que se ha realizado el balance de energía teórico, no se debería obtener un valor muy distante al calculado previamente. Se ha decidido hacerlo así porque en este caso no interesa modificar otros valores para ajustar el calor intercambiado entre las dos corrientes.

Respecto a la configuración geométrica del intercambiador, se decide no modificar los parámetros que propone el programa en la primera iteración. De este modo se podrá ver que

<sup>2</sup> Aumento de la resistencia al flujo de calor debido al ensuciamiento.

problemas de operación se obtienen en el resultado y, a partir de ahí, modificar lo que sea necesario para conseguir un diseño riguroso del intercambiador. En la Tabla 4.5 se muestra la configuración geométrica con la que se realiza la primera valoración del intercambiador.

Tabla 4.5. Geometría del intercambiador.

Configuración TEMA		
Cabezal frontal		B
Sección central		E
Cabezal trasero		M
Posición del intercambiador		Horizontal
Tubos		
Diámetro externo (mm)		19,05
Espesor (mm)		2,11
Configuración de tubos		
Número de pasos		2
Paso/ <i>Pitch</i> (mm)		23,81
Patrón		30-Triangular
<i>Baffles</i>		
Tipo		Un solo segmento
Tubos en ventana		Si
Orientación		Horizontal

### 4.3.3 Dimensionado

Una vez introducidos todos los datos de entrada del programa, se procede a realizar la simulación y comprobar si el intercambiador presenta algún problema operacional, de vibraciones o de transferencia de calor.

En esta primera valoración el programa no detecta ningún problema grave de los mencionados anteriormente y proporciona los resultados que se muestran en la Tabla 4.6.

Tabla 4.6. Características del intercambiador proporcionadas por el EDR.

		Carcasa	Tubo
Nombre fluido		Propileno	Propano
Caudal líquido	Kg/s	27,78	17,18
Temperatura ( <i>In/Out</i> )	°C	30 / 5	-42 / 3
Presión ( <i>In/Out</i> )	bar	15 / 14,71	6 / 5,83
Velocidad	m/s	1,37	1,6
Material		P355 NL1	P355 NL1
Calor intercambiado	kW		1829,1
Número de tubos			225
Longitud del intercambiador	mm		6.000
Dimensiones (ID/OD)	mm	438,15 / 457,2	16,94 / 19,05

Se obtiene que, para trabajar con las condiciones de temperatura deseadas, se precisará de un caudal de 17,18 kg/s de propano que equivale a unos 62 Tm/h, por lo que se trabajaría dentro del rango disponible de caudal de propano.

La pérdida de presión en carcasa y tubos calculadas se encuentra muy por debajo de la permisible, que era de 0,5 bar. De este modo se cumple satisfactoriamente el objetivo de obtener pérdidas de carga pequeñas que no interfieran en el funcionamiento del intercambiador.

Por lo que respecta a las velocidades, se obtiene una velocidad en carcasa de 1,37 m/s, que sería un valor un poco más elevado de lo normal (entre 0,5 y 1 m/s), y una velocidad por tubos de 1,6 m/s, que sería un valor muy próximo al rango ideal (entre 1 y 1,5 m/s) [13]. Superar los rangos de velocidad normales podría suponer problemas de pérdida de carga y ocasionar problemas de vibraciones en el intercambiador, pero teniendo en cuenta que el programa no ha presentado ningún error o problema por vibración y que la pérdida de carga calculada es inferior a la permisible, se darán por válidos. Además, el intercambiador ha sido diseñado a condiciones máximas de caudal tanto de propano como propileno (en función de la capacidad de bombeo), por lo que realmente se trabajará con condiciones ligeramente por debajo.

Por otra parte, se calculan un total de 225 tubos. Se considera un valor aceptable ya que el intercambiador es de 2 pasos por lo que la transferencia de calor cubre las necesidades del intercambiador con esta cantidad de tubos.

El intercambiador tendrá una longitud de 6 metros. Este valor también se considera correcto para las condiciones de trabajo del intercambiador propuestas. Además, los intercambiadores W7013 y W7014 presentan dimensiones parecidas.

Los valores obtenidos para los diámetros externos e internos de carcasa y tubo son valores estándar tabulados para intercambiadores de tubo y carcasa. Los valores de carcasa han sido calculados por el programa, a diferencia de los valores de tubos, que han sido impuestos tal y como se muestra en la Tabla 4.8. Dado el caso que se quisiera modificar los valores, variaría también el número de tubos y la velocidad del fluido. Como son dos parámetros que no interesa modificar ya que son suficientes se considera correcto el dimensionado del intercambiador.

Respecto al material del intercambiador, se deben emplear aceros con propiedades especificadas a baja temperatura. Hay que tener en cuenta el límite de fatiga del acero. A bajas temperaturas, los sistemas suelen estar sometidos a cargas dinámicas y los miembros estructurales a tensiones cíclicas. En ocasiones se emplea titanio como material para el intercambiador, pero esto supone un alto coste del intercambiador. Lo ideal sería emplear un acero al carbono con propiedades mecánicas capaces de soportar el estrés térmico del intercambiador. Se ha considerado emplear P355 NL1 tanto en tubos como carcasa, ya que es un acero de frío con mejores propiedades físicas en el rango de operación respecto al *brittle cracking* (resistencia al impacto) y al estrés térmico. Pese a que la temperatura de operación de carcasa es positiva, se decide emplear el mismo material para cubrir el escenario de posible rotura de tubos sin propileno por carcasa, donde la carcasa podría llegar a -42°C y podría agrietarse o incluso producirse una fractura. En la Tabla 4.7 se muestra las propiedades mecánicas del material según EN 10028. [14]

Tabla 4.7. Propiedades mecánicas del acero EN 10028 P366 NL1.

Material	Espesor (mm)	Límite elástico (MPa)	Resistencia a la tracción (MPa)	Elongación (%)
P355NL1	16 - 40	345	490 - 630	21

La simulación del EDR está realizada con acero al carbono como material del intercambiador, esto es debido a que en la lista de materiales que ofrece no se encuentra ningún material de baja temperatura con buena conductividad térmica. Pese a no tenerse en cuenta en la simulación del intercambiador, si debe ser un tema a tener en cuenta y comentar al fabricante como requerimiento para el intercambiador.

A continuación, en la Figura 4.6 se muestra el gráfico de los perfiles de temperatura de cada corriente a lo largo del intercambiador obtenido. Se puede observar como la línea azul que representa la corriente de propano (corriente fría) tiene doble recorrido, representando así los dos pasos por carcasa que tiene el intercambiador.

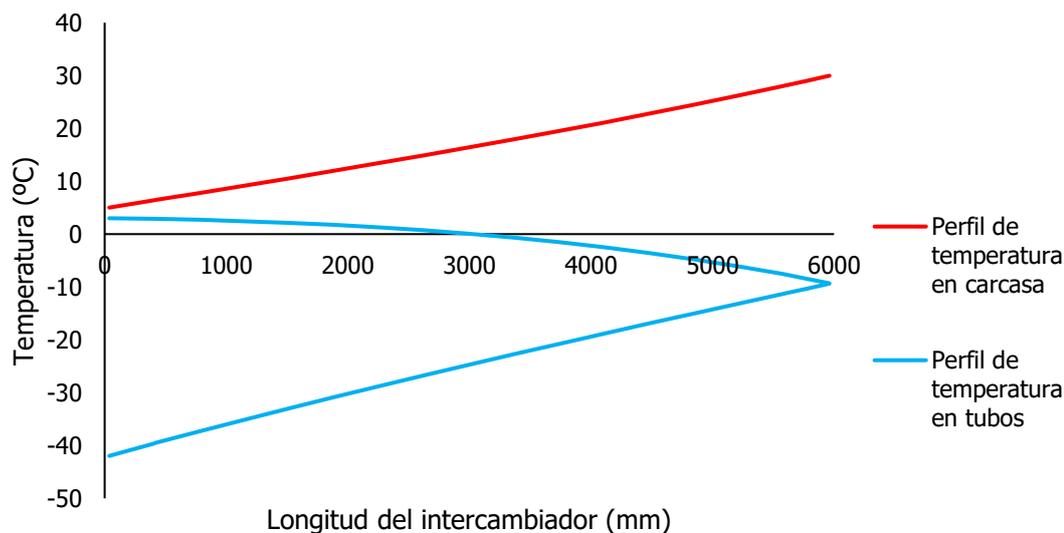


Figura 4.6. Perfil de temperaturas de ambas corrientes a lo largo del intercambiador.

Como el programa no ha detectado ningún error grave de operación, se establece la configuración mostrada como diseño riguroso del intercambiador. En el Anexo B se puede consultar la hoja técnica y de especificación del intercambiador proporcionadas por el mismo programa.

#### 4.3.4 Rating

Una vez obtenido el diseño geométrico del intercambiador se realiza un estudio del comportamiento de las corrientes de propano y propileno dentro del intercambiador variando una serie de parámetros con el objetivo de ver cómo reacciona el intercambiador.

Se realizan 2 tipos de *rating*.

1. Variando solamente el caudal de entrada de propano al intercambiador viendo la variación de la temperatura de salida del propileno hasta alcanzar el punto de operación simulando los porcentajes de abertura de la válvula.
2. Restringir el caudal de propileno para aumentar el incremento de temperatura de propano progresivamente con rampa de 10°C.

En la Tabla 4.8 y 4.9 se muestran el *rating* 1 y 2, respectivamente.

Tabla 4.8. Valores obtenidos de la función *Rating* variando el caudal de entrada de propano.

Apertura de válvula (%)	Caudal de propano (kg/s)	Temperatura de salida de propileno (°C)	Temperatura propano al final del primer paso (°C)
30	5,15	22,87	-12,34
60	10,30	15,43	-11,32
90	15,45	7,67	-9,91

Tabla 4.9. Valores obtenidos de la función *Rating* variando el caudal de entrada de propileno.

Apertura de válvula (%)	Caudal de propileno (kg/s)	Temperatura de salida de propano (°C)	Temperatura de salida de propileno (°C)
30	8,33	-32,0	12,77
60	16,67	-22,0	12,53
90	25,00	-12,0	12,27

Se observa que se obtienen valores dentro de los límites de operación del intercambiador, cualquiera de estos dos sistemas serviría para controlar el funcionamiento del intercambiador durante la puesta en marcha de este.

Con la primera opción, se prioriza la temperatura de salida de propano (a 3°C) y mientras que la temperatura de salida de propileno disminuye conforme se aumenta el caudal de propano.

Con la segunda opción, se pretende evitar estrés térmico dentro del intercambiador, por lo que se busca aumentar progresivamente la temperatura de salida del propano. Para ello es necesario ir regulando el caudal de entrada de propileno. Se puede observar que los ratios de apertura escogidas permiten mantener estable la temperatura de salida del propileno mientras se atempera el intercambiador.

Con estos datos se concluye que la mejor forma de controlar el intercambiador es con la opción 1, de este modo, se asegurará que el propano salga a una temperatura positiva para no perjudicar el sistema. Para ello se debe disponer de una válvula de control automatizada para regular el caudal de propano.

#### 4.4 Piping and Instrumentation Diagram (P&ID)

Para obtener el P&ID del proceso se ha partido de un diagrama facilitado por la empresa, el cual muestra todo el proceso del calentamiento y envío de propano. A partir de ese diagrama, se ha realizado una reconstrucción de este para ordenarlo y quitar las partes que se encuentran fuera del alcance del proyecto. El diagrama resultante es el D-1171 el cual se puede consultar en la sección Planos del mismo proyecto.

Los equipos, tuberías e instrumentos que se implantan en el proyecto se encuentran marcados con línea roja, de este modo se pretende facilitar la visualización del diagrama y apreciar el *As-built* realizado.

##### 4.4.1 Identificación de tuberías

BASF dispone de su propio procedimiento para la identificación de líneas. Para que quede más claro se utiliza una línea existente en el P&ID a modo de ejemplo.

##### **171.017 N980-150/25FB20S25B1-KY22**

En la Tabla 4.10 se muestra desglosado el significado del conjunto de datos que conforman el nombre de la línea y en el Anexo D, el listado de líneas del P&ID.

Tabla 4.10. Designación de líneas de proceso.

Ítem	Descripción	Comentarios
171	Blatt	Correlativo del plano. En este caso el plano D1171 le corresponde el 171.
017	Número de línea	Las líneas que conforman cada plano se numeran correlativamente.
N980	Tipo de sustancia	A cada sustancia se le asigna un valor, el cual varía según el estado en el que se encuentre la sustancia. En el proyecto se trabaja con: <ul style="list-style-type: none"> <li>- N980: Propano líquido</li> <li>- N981: Propano gas</li> <li>- N427: Propileno líquido</li> <li>- N426: Propileno gas</li> </ul>
150	Diámetro nominal de la tubería (DN)	El valor de DN viene definido en la Norma ISO 6708 y son valores estándar. En el Anexo C se puede consultar su equivalencia en pulgadas (NPS) y el espesor de tubería para cada uno de ellos.
25	Presión nominal de la tubería (PN)	Indica la presión nominal (en kg/cm <sup>2</sup> ) a la que está diseñada para trabajar la tubería. En el proyecto se trabaja con: <ul style="list-style-type: none"> <li>- PN25: Líneas de propano</li> <li>- PN40: Líneas de propileno</li> </ul>
FB20	Material de la tubería	Todas las líneas son del mismo material: acero con propiedades específicas a baja temperatura sin aleación. Tubo clase P215NL
S25	Tipo de junta	Se trabaja con el mismo tipo de junta: S (junta espiralada) <ul style="list-style-type: none"> <li>- S24 (propileno): Graphite/1.4541/St33 galvanized</li> <li>- S25 (propano): Graphite/1.4541/1.4541</li> </ul>
B1	Tipo de conexión	Todas las líneas tienen conexión de tipo cara elevada
KY22	Clase de aislamiento	En este caso solo presentan aislamiento las líneas de propano, ya que se encuentra a temperaturas negativas, por lo que precisan de sistema de aislamiento por seguridad y operación.  KY22: Aislamiento contra el frío mediante plástico de espuma dura con 22mm de espesor.

#### 4.4.2 Identificación de la instrumentación

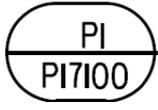
BASF dispone de su propio procedimiento para la identificación de la instrumentación. Para conocer mejor las funciones y el modo de operación de los instrumentos que se muestran en el P&ID, se procede a hacer un pequeño análisis de ellos. En el Anexo E se muestra el listado de instrumentos del P&ID.

En el P&ID se pueden encontrar instrumentos capaces de medir flujo, nivel, presión y temperatura, ya que son las variables que nos interesa conocer y poder controlar en nuestro proceso. Por otra parte, se encuentran las válvulas automáticas y los interruptores de posición (también conocidos como finales de carrera). Y finalmente, los lazos de control que permiten

que el proceso se lleve a cabo de manera automática con el control de las diferentes variables medidas.

En primer lugar, se debe diferenciar entre los instrumentos que muestran su valor únicamente en planta de manera local y los instrumentos que además de disponer de un *display* en planta, tienen un sistema de conexión con sala de control, por lo que es capaz de enviar el valor de medido a sala de control. En la Tabla 4.11 se muestra un ejemplo más claro.

Tabla 4.11. Apariencia de medidas locales y mixtas.

Tipo de medida	Características	Ejemplo
Local. Muestra el valor de la medición en el lugar donde se ha tomado.	Identificación sin subrayar	
Local y sala de control. Además de ser local, envía el valor medido a sala de control.	Identificación subrayada	

Cabe destacar que toda la instrumentación nueva diseñada para este proyecto es local además de mostrarse en sala de control, de este modo ya se dispone de la instalación de comunicación entre el instrumento y el PLC en caso de futuras modificaciones.

La función que desarrolla el instrumento, también denominado E&I se designa en el P&ID con un conjunto de letras y símbolos (si se requieren) y tiene una estructura similar a AXXX, donde la primera letra (A) da información sobre que variable se está midiendo y la combinación de letras posterior (XXX) da información sobre que interesa hacer con la variable medida.

En la Tabla 4.12 se muestran las designaciones que podemos encontrar en el P&ID así como su significado.

Tabla 4.12. Designación de las variables de instrumentación.

	Primera letra (A)	Combinación de letras posteriores (XXX)
A	-	Señal de error
C	-	Controlador
D	-	Diferencial
F	Flujo (kg/h)	-
G	Posición	-
H	Válvula	-
I	-	Indicador
K	-	Acción del sistema de control
L	Nivel (mm.c.a)	-
M	-	Intervención manual con el sistema de control
O	-	Indicación visual, información SI o NO (sin señal de fallo)
P	Presión (bar)	-
S	-	Acción de los límites establecidos en el proceso de control
T	Temperatura (°C)	-
V	-	Función de la válvula de control
Z	-	Instrumento de clase Z
+	-	Límite superior
-	-	Límite inferior

### 4.4.3 Identificación de válvulas

Las válvulas que podemos encontrar en el P&ID se identifican en su mayoría por una letra y un conjunto de números. En la Tabla 4.13 se muestran las letras de identificación para cada tipo de válvula.

Tabla 4.13. Identificación del tipo de válvula.

Letra identificadora	Tipo de válvula
C	Válvula de control, válvula automatizada
H	Válvula de bola o de tapón
R	Válvula de retención
S	Válvula de compuerta
V	Válvula de cierre

El conjunto de números da información sobre las características de la válvula (DN, PN, material, etc.) En este caso se emplean las mismas válvulas que se encuentran en la instalación de calentamiento de propano, ya que se considera como una ampliación de la instalación.

En la Tabla 4.14 se muestran las diferentes válvulas no automáticas que podemos encontrar en el P&ID con sus respectivas características. La letra del final de la identificación corresponde al tipo de brida y sus caras y se rige por la normal DIN EN 1092-1.

Tabla 4.14. Identificación y descripción de las válvulas no automáticas presentes en el P&ID.

Identificación de válvula	Características
R90ID 	Válvula de retención DN150 / PN40 Brida con cuello para soldar de cara acanalada
S949D 	Válvula de compuerta DN150 / PN40 Brida con cuello para soldar de cara acanalada
V257BI 	Válvula de cierre DN20 / PN40 Brida con cuello para soldar de cara elevada
V997D 	Válvula de cierre DN25 / PN40 Brida con cuello para soldar de cara acanalada

Las válvulas manuales que requieran algún elemento de protección por motivos de seguridad se indican en el P&ID como LO (*lock open*), NO (*normally open*), LC (*lock close*) y NC (*normally close*). En el Anexo F se encuentra el listado de válvulas de bloqueo que podemos encontrar en el P&ID.

## 5 Análisis de riesgos de proceso (HAZOP)

Un estudio HAZOP (Hazard and Operability Study) es una metodología de análisis de riesgos la cual se basa en la aplicación de desviaciones del proceso normal mediante "palabras guía" para examinar sistemáticamente un proceso que se ha subdividido en grupos funcionales con fines de análisis. En la Tabla 5.1 se muestran todas las palabras guía que se valoran en el estudio HAZOP.

Tabla 5.1. Palabras clave para el estudio HAZOP.

Número correlativo	Palabra guía	Número correlativo	Palabra guía
111 a	Más concentración	212	Fugas en tuberías y bridas
111 b	Menos concentración	213 a	Fugas en válvulas y accesorios - Fugas externas
111 c	Otros materiales	213 b	Fugas en válvulas y accesorios - Fugas internas
120 a	Demasiada dosificación	214	Fuga de la bomba
120 b	Demasiado poco dosificado	222	Fallo de la bomba
121 a	Más flujo	223	Recipiente de separación, separación incompleta
121 b	Menos Flujo	231 a	Menos refrigeración/ Pérdida de refrigeración
131 a	Más temperatura	231 b	Más refrigeración
131 b	Menos temperatura	232 a	Menos calefacción/ Pérdida de calefacción
132 a	Más presión	232 b	Más calentamiento
132 b	Menos presión	241	Flujo inverso
133 a	Más nivel	251	Diferentes condiciones de funcionamiento
133 b	Menos nivel	251 a	Puesta en marcha
134 a	Más viscosidad/densidad	251 b	Apagado
134 b	Menos viscosidad/densidad	251 c	Vaciado, drenaje
135 b	Problemas de separación de fases	251 d	Lavado/limpieza
141 a	Límites de explosión, mezcla explosiva	251 e	Pérdida de servicios públicos
141 b	Límites de explosión, niebla explosiva	251 h	Agua de refrigeración
141 c	Límites de explosión, nivel de oxígeno por encima del límite	251 i	Nitrógeno
142 a	Fuentes de ignición, energía de ignición	251 k	Aire de los instrumentos
211 a	Equipo - Fuga externa	251 l	Electricidad
211 b	Equipo - Fuga interna	251 m	Pérdida total de servicios

En el análisis HAZOP, para cada palabra guía se valora la desviación que conlleva la palabra guía, la causa que lo podría producir y las consecuencias de seguridad y de proceso que tendría. Una misma desviación puede tener varias causas y, por lo tanto, varias consecuencias. En ocasiones las consecuencias no conllevan riesgo de seguridad por lo que se considera que el proceso es seguro y no es necesario añadir medidas preventivas y correctivas. Del mismo modo es posible que haya palabras guía que no aplican al proceso de estudio y, por lo tanto, no se valoren.

Una vez establecidas las consecuencias para cada desviación, en caso de tener, se debe evaluar la clase de riesgo que conllevan y las medidas o acciones a tener en cuenta para reducir el riesgo.

Los riesgos se definen como el producto de la probabilidad/frecuencia de un suceso y la severidad de este. BASF utiliza a una evaluación cuantitativa del riesgo mediante un sistema de revisión de la seguridad y la *BASF Risk Matrix*. La matriz de riesgo es una herramienta desarrollada para ayudar a realizar evaluaciones de riesgo.

BASF define el riesgo objetivo para una instalación individual como  $10^{-6}$ /año. Este objetivo debe alcanzarse mediante la combinación de las medidas de seguridad primarias adicionales y/o las medidas de seguridad secundarias.

### 5.1 Aplicación de la Matriz de Riesgo

Las consecuencias mencionadas anteriormente se evalúan mediante la matriz de riesgo, la cual se muestra a continuación en la Figura 5.1, estableciendo la probabilidad y la gravedad del suceso. Estos factores se pueden llevar a calcular, pero en BASF se establecen determinados valores de probabilidad y gravedad a determinadas causas y sucesos. Por ejemplo, el fallo de un instrumento se considera  $P_2$ , el fallo humano se considera  $P_1$  y consecuencias de generación de atmosfera explosiva es  $S_1$ .

		Risk Matrix			
		Severity			
Probability		S <sub>1</sub>	S <sub>2</sub>	S <sub>3</sub>	S <sub>4</sub>
P <sub>0</sub>		A	B	D	E
P <sub>1</sub>		A/B <sup>1)</sup>		E	E
P <sub>2</sub>		B	C	E	F
P <sub>3</sub>		C	D	F	F
P <sub>4</sub>		E	F	F	F

Figura 5.1. Matriz de Riesgo de BASF

Los valores de probabilidad y severidad de cada escenario vienen tabulados por criterios propios de BASF.

En la Tabla 5.2 se muestran las 6 clases de riesgo que se obtienen de la Tabla 4.x y sus respectivas medidas mínimas de reducción de riesgos.

Tabla 5.2. Clases de riesgo y sus respectivas medidas mínimas de reducción de riesgos.

Clase de riesgo	Medidas mínimas de reducción de riesgos
A	Se prefiere un cambio de proceso o de diseño
B	Cambio de proceso o diseño; se requieren medidas de protección un equivalente SIL 3 (por ejemplo, mecánicas o E&I)
C	Cambio de proceso o diseño; se requieren medidas de protección un equivalente SIL 2 (por ejemplo, mecánicas o E&I)
D	Un dispositivo de control (por ejemplo, mecánico o E&I) de alta calidad con pruebas documentadas o procedimiento administrativo de alta calidad
E	Un dispositivo de control o un procedimiento administrativo
F	No se necesitan medidas técnicas

La clase de riesgo resultante define el nivel mínimo de protección necesario. En el caso de las plantas existentes, las salvaguardias existentes se comparan con el nivel mínimo de protección necesario. Si se identifica una brecha negativa, deberá cerrarse.

Si el riesgo es inaceptable (clase de riesgo A, B o C), la aplicación de las medidas mínimas de reducción del riesgo hará que el riesgo se sitúe en la zona tolerable. Sin embargo, para alcanzar el nivel generalmente aceptable, serán necesarias una o dos medidas para reducir aún más el riesgo del nivel tolerable al aceptable.

Por lo tanto, si el riesgo resultante se designa con una letra D o E, entonces el riesgo es tolerable, y la planta deberá considerar qué medidas adicionales aplicará para reducir más aun el riesgo asociado a esta desviación. Si la clase de riesgo resultante es F, entonces no es necesario.

## **5.2 Riesgo instalado y la brecha de protección**

La clasificación del riesgo instalado se basa en la relación entre el riesgo bruto determinado para el escenario mediante la Matriz de Riesgo BASF y las medidas de protección instaladas. El riesgo instalado se clasifica con la ayuda de una tabla de asignación, que se muestra en la Tabla 5.3, la cual comprueba si el escenario está cubierto con características de diseño inherentemente seguras. Además, en el caso de los riesgos "tolerables" (amarillo), debe comprobarse si las medidas instaladas son ALARP<sup>3</sup>.

La diferencia entre las medidas de protección instaladas y las necesarias para lograr un riesgo instalado aceptable se denomina la brecha de protección.

La brecha es pequeña (tolerable), cuando las medidas instaladas no se alejan más de una clase de riesgo de las medidas de protección deseadas, o si sólo se necesita un dispositivo de vigilancia adicional.

La brecha es grande (no aceptable), cuando se necesita una medida de protección (clases de riesgo A, B, C) y no se disponen de los medios necesarios para poder reducir esta magnitud en 2 niveles.

---

<sup>3</sup> (Tan bajo como sea razonablemente posible) Un riesgo instalado en el rango "tolerable" puede ser tolerado permanentemente, si es "ALARP", es decir, si se han aplicado todas las medidas razonables y practicables.

Tabla 5.3. Clasificación del riesgo instalado

Riesgo bruto	¿Está cubierto por características de diseño inherentemente seguras?	Dispositivo SIL3 <sup>4</sup> o equivalente + dispositivo de monitoreo disponible	Dispositivo SIL3 o equivalente	Dispositivo SIL2 o equivalente + dispositivo de monitoreo disponible	Dispositivo SIL2 o equivalente	Dispositivo SIL1 o enclavamiento DCS <sup>5</sup> de buena calidad o procedimiento de alta calidad disponible	Presencia de un dispositivo de vigilancia (función S o alarma)	Procedimiento sólo
A	Acceptable	Tolerable	No acceptable	No acceptable	No acceptable	No acceptable	No acceptable	No acceptable
B	Acceptable	Acceptable	Tolerable	Tolerable temporalmente	No acceptable	No acceptable	No acceptable	No acceptable
C	Acceptable	Acceptable	Acceptable	Acceptable	Tolerable	Tolerable temporalmente	No acceptable	No acceptable
D	Acceptable	Acceptable	Acceptable	Acceptable	Acceptable	Acceptable	Tolerable temporalmente	Tolerable temporalmente
E	Acceptable	Acceptable	Acceptable	Acceptable	Acceptable	Acceptable	Acceptable	Tolerable
F	Acceptable	Acceptable	Acceptable	Acceptable	Acceptable	Acceptable	Acceptable	Acceptable

<sup>4</sup> Nivel de integridad de la seguridad

<sup>5</sup> Sistema de Control Distribuido

### 5.2.1 Priorización de los elementos de acción

Cuando hay un número significativo de elementos de acción, a menudo es necesario priorizar para asignar los recursos disponibles de manera eficaz. La priorización de los elementos de acción debe basarse en:

- ✓ El nivel de riesgo instalado
- ✓ La brecha de protección

Cuanto mayor sea el riesgo instalado y la brecha, mayor debe ser la prioridad. Los elementos de acción tienen:

#### Prioridad 1

- ✓ Cuando el elemento de acción aborda una situación "roja" en la tabla
- ✓ Se aplica al riesgo bruto A, B o C
- ✓ Cuando la brecha de protección es de más de una clase de riesgo

#### Prioridad 2

- ✓ Cuando la acción aborda una situación "amarilla" en el cuadro
- ✓ Cuando la brecha de protección es igual o menor a 1 clase de riesgo con riesgos brutos A, B o C
- ✓ Cuando el riesgo bruto es D o E

En la Tabla 5.4 se muestra el esquema de decisión para la priorización de elementos de acción.

Tabla 5.4. Esquema de decisión para la priorización de elementos de acción.

Elementos de acción	Prioridad	Observaciones
Riesgo instalado no aceptable	1	Sólo para los riesgos brutos A, B, C
Riesgos temporalmente tolerables	2	Para los riesgos brutos D, E y pequeñas lagunas (1 clase de riesgo)
Riesgos tolerables, con clase de riesgo instalado E	2*	Para los riesgos brutos E, si todos los miembros del equipo están de acuerdo

### 5.3 Resultados del análisis HAZOP

Una vez conocido el procedimiento para realizar el análisis de los riesgos instalados y el funcionamiento de la matriz de riesgo de BASF, se procede a realizar el análisis HAZOP del proceso.

Pese haber realizado un análisis HAZOP al completo de todo el proceso visto en el P&ID, se ha decidido incluir en la memoria solo la parte que engloba al intercambiador W7016 y el resto se puede consultar en el Anexo G. De este modo, se procura centrar la atención en el nuevo estudio realizado dejando aparte el estudio ya existe, el cual ya posee todas las medidas de seguridad necesarias.

A continuación, en la Tabla 5.5 se muestra el análisis HAZOP de la parte a instalar.

Tabla 5.5. Análisis HAZOP de la parte a instalar.

Parámetro	Desviación	Causa	Consecuencia	P	S	RC	Contramedidas	Tipo	Descripción de acción
Más flujo	Más flujo en lado tubos W7016 (propano)	Fallo del instrumento TVCK±(Z) T17130, abre de más	Temperatura salida propileno más baja. Sin consecuencias de seguridad.						
	Más flujo en lado carcasa del W7016 (propileno)	Fallo del instrumento H16910, abre de más	Temperatura salida propano más alta. Sin consecuencias de seguridad. - A temperatura inferior al punto de evaporación del propano (Te=7,9°C). Sin consecuencias de seguridad. - A temperatura superiores al punto de evaporación del propano (Te=7,9°C) generación presión, rotura de tubos del intercambiador	P2	S1	<b>B</b>		Y	Instalar SV en carcasa taradas a la presión de diseño del lado carcasa del intercambiador (pe=18bar) y diseñadas para flujo bifásico (fuego)
Menos flujo	Menos flujo en lado tubos del W7016 (propano)	Fallo del instrumento TVCK±(Z) T17130, abre menos o no abre	Temperatura de salida propileno más alta Consecuencias para el intercambiador: - Sin consecuencias de seguridad a nivel operacional Consecuencias aguas más abajo: - Más presión en buque. Si se sobrepasa la presión de tarado de las SV en zona de atraque, estas disparan a atmosfera. Generación de atmosfera explosiva (ATEX) en atraque y riesgo de explosión.	P2	S1	<b>B</b>	Operación vigilada en continuo por Loadingmaster. Transmisor P9407 mide la presión en la línea de entrada del buque	O (Z)	T17134 mide la temperatura del propileno a la salida del intercambiador, programado con enclavamiento y alarma. Crear procedimiento operativo para parar carga de buque a temperatura/presión alta de propileno a la salida del intercambiador
	Menos flujo en lado carcasa del W7016 (propileno)	Fallo del instrumento H16910, abre menos o no abre	Temperatura de salida propano más baja: 1. A temperaturas positivas (>0°C), sin consecuencias de seguridad 2. A temperaturas negativas (<0°C), problemas operacionales. Posible envío de propano fuera de especificación a PDH	P2	S1	<b>B</b>		Z (SIL 3)	T17134 mide y controla la temperatura de salida de propano mediante TVCK±(Z) T171140. Añadir segundo transmisor de temperatura T17133 y segunda válvula. Certificar como SIL3 con lazo de control tipo Z UZ52221.
Más temperatura	Más temperatura en lado tubos W7016 (propano)	Ver más flujo en lado carcasa del W7016							
	Más temperatura en lado carcasa del W7016 (propileno)	Ver menos flujo en lado tubo en W7016							
Menos temperatura	Menos temperatura en lado tubos W7016 (propano)	Ver menos flujo en lado carcasa del W7016							
	Menos temperatura en lado carcasa del W7016 (propileno)	Ver más flujo en lado tubo en W7016							

Cont. Tabla 5.5. Análisis HAZOP de la parte a instalar.

Parámetro	Desviación	Causa	Consecuencia	P	S	RC	Contramedidas	Tipo	Descripción de acción
Más presión	Más presión en lado tubos W7016 (propano)	Una o más válvulas en la línea de salida están cerradas	Rotura tubos del intercambiador. Probabilidad de que el propileno pasa a lado tubos por depresión. Mezcla propano-propileno a B7014, por lo que aumenta la presión y disparan SV's	P2	S1	B			Tubos del intercambiador diseñados a PN40, presión máxima en bomba de 8,7 bar. Intrínsecamente seguro
	Más presión en línea de propano	Volumen bloqueado y entrada de calor debido a la temperatura ambiente o al fuego externo. Expansión térmica	Fuga de producto por bridas y juntas y/o rotura de línea. Generación de atmosfera explosiva y posible explosión.	P2	S1	B		Y	Analizar si hay tramos bloqueables de más de 20L. instalar válvula de expansión térmica Y17112 Instalar válvulas LO ( <i>lock open</i> ) en válvulas manuales
	Más presión en línea de propileno	Volumen bloqueado y entrada de calor debido a la temperatura ambiente o al fuego externo. Expansión térmica	Fuga de producto por bridas y juntas y/o rotura de línea. Generación de atmosfera explosiva y posible explosión.	P2	S1	B	Transmisor de caudal bajo en bomba en SIL3 en las bombas <i>sundyne</i> de PTE		Analizar si hay tramos bloqueables de más de 20L. Instalar válvula automática H17177 en by-pass de propileno y configurarlo como abierta a fallo de aire abierto. Instalar válvulas LO ( <i>lock open</i> ) en válvulas manuales
	Más presión en lado carcasa del W7016 (propileno)	Más presión en bombas envió de PTE (P máx. =39 bar). Colector B	Rotura de carcasa con fuga de producto. Generación de atmosfera explosiva y posible explosión.	P2	S1	B	Línea de purga de PN63 y PN40 en el colector. Transmisor de caudal bajo en bomba en SIL3 en las bombas <i>sundyne</i> de PTE Intrínsecamente seguro		
Menos presión	Menos presión en lado tubos W7016 (propano)	No se encuentran causas							
	Menos presión en línea de propano	Fuga de producto por bridas y juntas y/o rotura de línea.	Fuga de producto al exterior. Generación de atmosfera explosiva y posible explosión.						Instalar detectores de explosividad adicionales en la zona del W7016. Adecuar la instalación según DPCE (ATEX). Instalar NOT-AUS en la zona del intercambiador (posición segura al pulsar)
	Menos presión en línea de propileno	Fuga de producto por bridas y juntas y/o rotura de línea.	Fuga de producto al exterior. Generación de atmosfera explosiva y posible explosión.						Instalar detectores de explosividad adicionales en la zona del W7016. Adecuar la instalación según DPCE (ATEX). Instalar NOT-AUS en la zona del intercambiador (posición segura al pulsar)
	Menos presión en lado carcasa del W7016 (propileno)	Rotura de carcasa, fuga en la Frida, pérdida de contención	Ver menos presión en línea de propileno						
Menos nivel	Menos nivel en lado carcasa del W7016 (propileno)	Ver menos flujo en lado carcasa del W7016							

Cont. Tabla 5.5. Análisis HAZOP de la parte a instalar.

Parámetro	Desviación	Causa	Consecuencia	P	S	RC	Contramedidas	Tipo	Descripción de acción
Equipo - Fuga externa	Fuga externa en W7016	Fuga en la brida, pérdida de contención	Ver menos presión en lado carcasa del W7016						
		Corrosión desde el exterior debido a la condensación y al clima marino.	Ver menos presión en lado carcasa del W7016						
Equipo - Fuga interna	Fuga interna en W7016	Ver más presión en lado tubos W7016 (propano)							
Menos refrigeración / Pérdida de refrigeración	Menos refrigeración en W7016	Ver menos temperatura en lado tubos y carcasa del W7016							
Más refrigeración	Más refrigeración en W7016	Ver más temperatura en lado tubos y carcasa del W7016							
Flujo inverso	Flujo inverso de W7013/14 a W7016	Error humano	Sin consecuencias de seguridad.						Instalar válvulas de retención en conexión TIE-2
	Flujo inverso en línea de propileno	No se encuentran causas, línea de PTE a PTP con pendiente negativa							
Puesta en marcha	Condiciones iniciales del equipo no aptas para proceso (oxígeno en interior)	Puesta en marcha del equipo deficiente Fugas en brida y juntas	Generación atm explosiva en el interior del equipo. Contaminación del producto (fuera especificación: T rocío=-25°C y concentración N2 a 0,3% y oxígeno 0 ppm)	P2	S1	B		O (Z)	Crear procedimiento operacional sobre puesta en marcha e inertización del equipo
	Llenar con propano lado tubos en W7016 caliente	Error humano	Generación de estrés térmico y posible rotura de tubos. Ver más presión en lado tubos del W7016	P3	S1	C		O (Z)	Crear procedimiento operacional para la climatización del equipo y secuencia en DPCE
								Z (SIL 2)	Instalar sistema de control del caudal de entrada de propano en función de la temperatura al finalizar el primer paso por carcasa mediante UZ52222 (SIL2). Configurarlos para controlar un gradiente de 10°C de temperatura al final del primer paso de tubos por carcasa para no enfriar el intercambiador de golpe.

## 6 INSTRUMENTACIÓN

### 6.1 Instrumentos de caudal

Actualmente existen en el mercado varios tipos de caudalímetros que funcionan por diferentes principios. En la Figura 6.1 se muestran los diferentes medidores de flujo que encontramos hoy en día.



Figura 6.1. Medidores de flujo disponibles en el mercado

En función de la industria, los requisitos para protección contra explosiones, seguridad, higiene, certificaciones, comunicación, funcionamiento, rangos de medición o propiedades del fluido son completamente diferentes, por lo que hay que escoger el caudalímetro que mejor se adapte a las necesidades del proceso. En este caso deberá ser apropiado para líquidos criogénicos, ya que el caudalímetro (F17100) se dispone en la línea de entrada de propano al intercambiador.

Se consulta el catálogo de Endress+Hauser para encontrar el caudalímetro que mejor se adapta a las necesidades del proyecto.

#### 6.1.1 Sensor

El fabricante dispone de una tabla donde clasifica cada tipo de caudalímetro según su aplicación. Extrayendo la información de la tabla, obtenemos que para líquidos criogénicos las mejores tecnologías son:

- Coriolis: apropiado
- Ultrasónico (*Clamp on*): apropiado con limitaciones
- Vórtex: apropiado

Finalmente, se opta por un caudalímetro tipo vórtex, ya que será un indicador solo informativo y son más económicos. Se empleará el modelo Proline Prowirl F 200 [15]. En la Tabla 6.1 se muestran las características del modelo y en la Figura 6.2 se muestra el caudalímetro escogido.

Tabla 6.1. Características del caudalímetro Proline Prowirl F 200.

Parámetro	Valor
Error de medición	$\pm 0,85\%$ para caudal másico (líquido)
Rango de medición	0...20 kg/s
Rango de temperatura	-50°C ... 50°C
Máxima presión de proceso	PN100



Figura 6.2. Caudalímetro Proline Prowirl F 200.

### 6.1.2 Transmisor

En el transmisor se busca que tenga indicador local, integración del sistema de conexión 4-20mA HART y esté certificado principalmente por SIL y ATEX. Endress+Hauser dispone de varias líneas de transmisores para los sensores de caudal, en este caso el Proline 200 y el Proline 300 se adaptan perfectamente a nuestras necesidades.

Se decide emplear el Proline 200 que es la versión más económica, ya que el otro dispone de muchas características además de las requeridas, como la comunicación Wi-Fi, que no se emplearían y, por lo tanto, supondría un coste superior debido a sus amplias prestaciones.

### 6.2 Instrumentos de presión

El principio de operación de medición de presión funciona de manera que la presión del proceso actúa sobre elemento sensor a través de la membrana de proceso. Esta provoca allí una variación de resistencia, que se transforma en una señal de salida correspondiente y se emite como valor de medición.

Se decide consultar el catálogo de WIKA para encontrar un sensor y transmisor de presión que se adapte al proceso. Se filtra la búsqueda por un sensor de rango de presión  $\leq 40$  bar y con señal de medición 4-20 mA con HART. Para estas características WIKA ofrece el modelo IPT-20, que funciona mediante un elemento sensor piezorresistivo con líquido transmisor interno y trabaja con rangos hasta 40 bar. En la Figura 6.3 muestra un pequeño esquema de las partes del sensor [16].

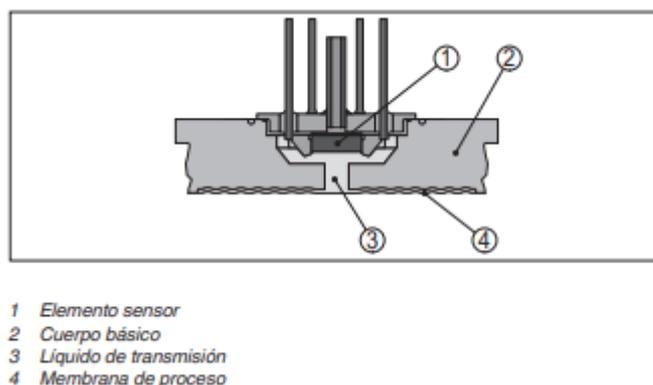


Figura 6.3. Esquema de un sensor piezorresistivo.

El proyecto incluye dos medidores indicadores de presión, uno para la carcasa del intercambiador (P17120) y el otro situado en la línea de salida de propano (P17130). Se decide emplear el modelo IPT-20 [17] para ambos instrumentos, ya que presenta unas características técnicas válidas para ambas posiciones. Este modelo es un transmisor de proceso con célula de medición metálica soldada. Es adecuado para aplicaciones químicas industriales y presenta certificados para protección EX según ATEX. En la Tabla 6.2 se muestran las características del modelo y en la Figura 6.4 se muestra el instrumento de presión escogido.

Tabla 6.2. Características del medidor de presión IPT-20.

Parámetro	Valor
Rango de medición	0 ... 40 bar
Protección a sobrepresión	3 veces
Conexión a proceso	M20 x 1,5 (según EN837)
Líquido de transmisión de presión	Aceite sintético
Material	Acero inoxidable 316L/1.4404



Figura 6.4. Modelo IPT-20

### 6.3 Instrumentos de temperatura

El proyecto cuenta con un total de 6 instrumentos de medición de temperatura a instalar, se decide utilizar los productos de Endress+Hauser para todas las temperaturas del proyecto.

El instrumento de temperatura está compuesto por diferentes elementos: la sonda, el transmisor y el termopozo.

Respecto a la sonda de temperatura, se emplearán termómetros eléctricos de contacto, los cuales pueden ser o termómetros de resistencia (RTD) o Termopares (TC). En la Figura 6.5 se muestra un pequeño esquema de cómo funcionan estos dos principios.

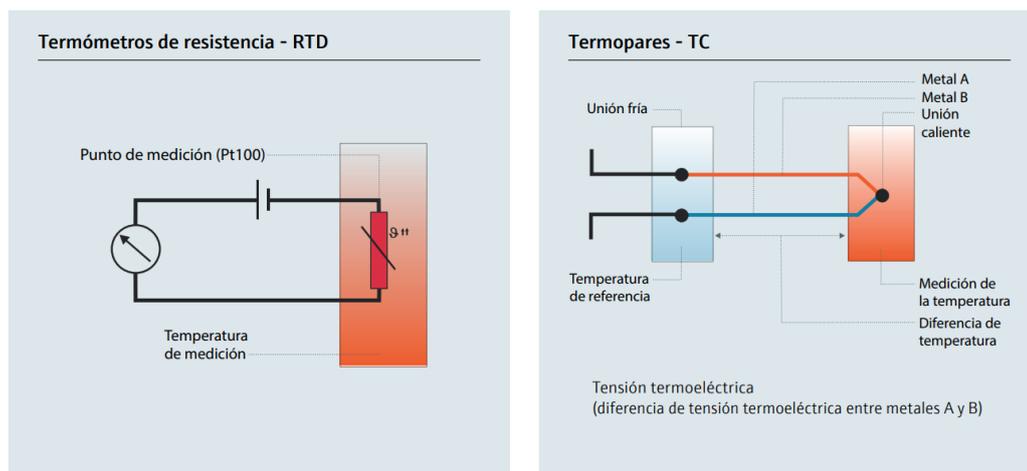


Figura 6.5. Funcionamiento de los dos principios de medición.

En los termómetros de resistencia (RTD), la resistencia eléctrica varía con la temperatura. Son apropiados para la medición de temperatura entre  $-200\text{ }^{\circ}\text{C}$  y aprox.  $600\text{ }^{\circ}\text{C}$  y destacan por su alta precisión en la medición y su estabilidad a largo plazo. El sensor de resistencia que más se utiliza es la sonda Pt100. Consiste en una resistencia de medición sensible a cambios de temperatura, de platino y que presenta una resistencia de  $100\ \Omega$  a  $0\text{ }^{\circ}\text{C}$ . Presenta un coeficiente de temperatura fijo  $\alpha = 0,003851\text{ }^{\circ}\text{C}^{-1}$ . [18]

Un termopar es un componente constituido por dos metales diferentes que están en contacto en un extremo. En el otro extremo libre se establece un potencial eléctrico (fuerza termoeléctrica) por efecto Seebeck si el extremo de contacto y los extremos libres se hallan a temperaturas distintas. Con ayuda de las denominadas tablas de referencia para termopares<sup>6</sup>, puede deducirse la temperatura que hay en el extremo de contacto (unión caliente). Los termopares son adecuados para la medición de temperatura en un rango de entre  $0\text{ }^{\circ}\text{C}$  y  $+1800\text{ }^{\circ}\text{C}$ . Destacan por un tiempo de respuesta corto y una gran resistencia a vibraciones.

Los transmisores se encargan de transformar la señal procedente del sensor en una señal estable normalizada. En este caso se emplearán transmisores para cabezal para instalación directa en cabezal de conexión del termómetro. Con el fin de obtener la exactitud de medición más alta, en el transmisor se almacenan las funciones de linealización características de cada tipo de sensor para evitar las pérdidas de señal que pueda ocasionar el cable de conexión. La señal de salida normalizada para las mediciones del proceso es una señal de  $4\text{-}20\text{ mA}$ , aunque también se emplean buses de comunicación como el HART, ya que es el que se usa principalmente para este tipo de señales. En la Figura 6.6 se muestra un ejemplo de los componentes de un medidor de temperatura.



Figura 6.6. Ejemplo de los componentes de un medidor de temperatura.

<sup>6</sup> Ver IEC 60584

Por otro lado, el termopozo es el componente del termómetro en contacto directo con el producto. Su principal objetivo es aislar la sonda de temperatura del fluido de proceso, de este modo se pueden realizar las revisiones, reparaciones o sustituciones necesarias del instrumento sin la necesidad de parar la línea.

### 6.3.1 Sensor

Todos los instrumentos de temperatura del circuito de propano (T17131, T17132, T17133, T17134, T17135), deberán poder trabajar a temperaturas negativas y en un rango de valores amplio. Por lo que se opta por trabajar con el mismo modelo de instrumento para garantizar el correcto funcionamiento de todos ellos.

En este caso se escoge un sensor de temperatura Pt100 a prueba de explosiones con modelo TR62 [19], ya que es el que mejor se ajusta a las características de la línea además de presentar los siguientes tipos de protección para uso en zonas clasificadas: seguridad intrínseca (Ex ia), antideflagrante (Ex d) y equipo que no produce chispas (Ex nA). En la Tabla 6.3 se muestra el resumen de especificaciones y en la Figura 6.7 se muestra el sensor TR62.

Tabla 6.3. Resumen de especificaciones de del sensor TR62

Precisión	Clase A según IEC 60751 clase AA según IEC 60751
Tiempo de respuesta	t50 = 4 segundos t90 = 8 segundos
Máx. presión de proceso (estática)	A 20°C: 500 bar
Rango de temperatura de operación	PT100 TF: -50 °C ... 50 °C
Conexión a proceso	Conexión de la sonda de temperatura rosca macho NPT1/2"



Figura 6.7. Sensor TR62

El instrumento de temperatura del circuito de propileno (T17136) no precisa de tantas restricciones de temperatura como los anteriores, por lo que se emplea un sensor por termopar. En este caso se empleará un termómetro TC modular protegido contra explosiones con termopozo con brida cuyo modelo es el TC13 [20]. En la Tabla 6.4 se muestra el resumen de especificaciones y en la Figura 6.8 se muestra el sensor TC13.

Tabla 6.4. Resumen de especificaciones de del sensor TR62

Precisión	Clase 1 conforme a IEC 60584
Tiempo de respuesta	t50 = 6 segundos t90 = 13 segundos
Máx. presión de proceso (estática)	A 20°C: 50 bar
Rango de temperatura de operación	Tipo J: 0°C – 100 °C
Conexión a proceso	Brida DN25 PN40 B1 (EN1092)



Figura 6.8. Sensor TC13

### 6.3.2 Transmisor

Para el transmisor, tanto de los instrumentos del circuito de propano como para el de propileno, se decide emplear un Transmisor de temperatura iTEMP TMT82 HART® 7 [21], modelo TMT82 (transmisor de temperatura de doble canal, conforme a la norma SIL, para uso en zonas peligrosas). En la Tabla 6.5 se muestra el resumen de especificaciones y en la Figura 6.9 se muestra el sensor TMT82.

Tabla 6.5. Resumen de especificaciones de del sensor TMT82

Entrada	2 canales PTD
Salida	1 analógica de 4-20mA /HART
Suministro energía auxiliar	10-42 V CC
Precisión	(Pt100) <= 0,1 K (digital) + 0,03 % (rango fijo)



Figura 6.9. Transmisor TMT82

### 6.3.3 Termopozo

Solo será necesario termopozo para el sensor TR62, ya que el TR13 ya lo lleva integrado. Por lo que se empleará el modelo TA575 [22] ya que tiene una conexión del termómetro de 1/2" NTP el cual se adapta al TR64. Por otra parte, tiene una conexión a proceso mediante brida según EN1092. En la Figura 6.10 se muestra el termopozo escogido.



Figura 6.10. Termopozo TA575.

## 6.4 Válvulas de seguridad de sobrepresión

Las válvulas de seguridad (SV) están diseñadas para evitar sobrepresiones en las líneas de la instalación y se diseñan para ser capaces de evacuar el caudal necesario para mantener la línea protegida. Para llevar a cabo el proyecto se deben instalar un total de 4 válvulas de seguridad por sobrepresión: dos para alivio térmico (thermal expansion) y dos para caso fuego.

Las válvulas de alivio térmico (Y17109 y Y17112) disparan en la misma línea con el objetivo de aliviar la presión de la línea en el caso de que una de las dos válvulas automáticas quede bloqueada por cualquier motivo.

Cuando se diseña una válvula de estas características se emplean como guía de cálculo los estándares API 520<sup>7</sup> y 521<sup>8</sup>. De acuerdo a ISO 23251 (API 521), cuando se trata de una sobrepresión por expansión térmica líquida (Scenario ID 122), la capacidad de alivio requerida es pequeña por lo que una válvula DN20 x DN20 es suficiente para la mayoría de las aplicaciones. En este caso se decide emplearla de DN25 x DN25 ya que BASF no suele trabajar con DN20 y se asegura que la capacidad de alivio es suficiente.

Las válvulas de caso fuego (Y17110 y Y17111) están situadas en la carcasa del intercambiador W7016 y disparan hacia el colector de la antorcha por motivos de seguridad, ya que se trabaja con fluidos que no se deben emitir a la atmosfera. Además, deben diseñarse para flujo bifásico. Estas válvulas tienen una configuración *change over* la cual le permite trabajar con 2 válvulas de seguridad de manera independiente. De este modo, en caso de que una de las dos no funcionara o se le tuviera que realizar algún tipo de mantenimiento, el equipo sigue perfectamente protegido con la otra válvula.

El diseño de este tipo de válvulas se debe realizar mediante programas especializados tales como Aspen Flare Analysis, ya que no solo debe tenerse en cuenta la contrapresión constante (superimposed backpressure), sino también la contrapresión variable (build-up backpressure) al disparar todas las SV en el colector en caso de un fuego real. De este modo,

<sup>7</sup> *Sizing, Selection, and Installation of Pressure-relieving Devices*

<sup>8</sup> *Pressure-relieving and Depressuring Systems*

se considera emplear una válvula DN50 x DN50 para asegurar que la capacidad de alivio es suficiente.

Se decide emplear válvulas de seguridad del fabricante LESER ya que la gran mayoría de SV's del Site son de este fabricante y los resultados son muy positivos. En este caso, se deben utilizar válvulas de acción moderada (válvulas de seguridad para la dinámica de baja presión), ya que se suelen emplear este tipo de válvulas para expansión térmica y caudal bifásico, por lo que se adapta a las necesidades de las SV del proyecto.

Para esta clase de válvula LESER dispone del tipo 431/433 con capacidades medias de un gran rango de apertura proporcional desde DN15 hasta DN150. La principal diferencia entre ambos tipos es el estado del *Bonnet*, ya que en el 431 se encuentra abierto y en el 433 cerrado.

A continuación, en la Figura 6.11 se muestra el aspecto que tienen para dejar más clara la diferencia entre ambas.



Figura 6.11. Ejemplo del tipo 431 y 433

Se decide que lo mejor es emplear el tipo 433 ya que es de *Bonnet* cerrado y se debe emplear este tipo de configuración cuando no es correcto emitir a la atmosfera los fluidos a liberar. Como se emplea propano y propileno criogenizado, si se emitiera directo a la atmosfera además de la expansión térmica que sufriría, puede ocasionar atmosferas explosivas.

Los datos a tener en cuenta para escoger la válvula que mejor se adapta al proceso son:

- Tipo de válvula, en este caso 433
- Material del cuerpo de la SV
- DN y material del cuerpo de las conexiones
- Dispositivo de elevación

En la Tabla 6.6 se muestran las diferentes opciones que da el fabricante para este tipo de válvula de material del cuerpo y dispositivo de material.

Tabla 6.6. Opciones disponibles para el material del cuerpo y el dispositivo de elevación

Código	Material del cuerpo	Código	Dispositivo de elevación
1	0.6025 (hierro fundido)	2	Tapón estanco al gas (H2)
2	1.0619 (WCB)	3	Palanca lisa (H3)
4	1.4408 (CF8M)	4	Palanca empaquetada (H4)
5	0.7043 (Gr. dúctil 60-40-18)	5	Palanca simple con capó abierto (H3)

Se decide emplear 1.4408 (CF8M) para el cuerpo ya que es un acero de alta resistencia, de modo que se asegura disminuir los esfuerzos del elemento. Respecto al dispositivo de elevación, se considera que el tapón estanco al gas es la mejor opción ya que se asegura que no fugará producto en caso de evaporación de producto por expansión térmica, en cualquier caso.

A continuación, en la Figura 6.12 se muestra una parte del catálogo del fabricante [23] para obtener el modelo de la SV mediante las características deseadas.

Article numbers														
	DN <sub>i</sub>	15	20	25	32	40	50	65	80	100	125	150		
	DN <sub>o</sub>	15	20	25	32	40	50	65	80	100	125	150		
	Actual orifice diameter d <sub>0</sub> [mm]	12	18	18	18	23	29	37	46	60	74	92		
	Actual orifice area A <sub>0</sub> [mm <sup>2</sup> ]	113	254	254	254	416	661	1075	1662	2827	4301	6648		
Type 431, 433	Body material: 0.6025 (cast iron)													
	Bonnet closed	H2	Art. No. 4331.	4402	4012	4022	4032	4042	4052	4062	4072	4082	-	-
		H3	Art. No. 4331.	4403	4013	4023	4033	4043	4053	4063	4073	4083	-	-
		H4	Art. No. 4331.	4404	4014	4024	4034	4044	4054	4064	4074	4084	-	-
	open	H3	Art. No. 4311.	4405	4015	4025	4035	4045	4055	4065	4075	4085	-	-
	Body material: 0.7043 (Ductile Gr. 60-40-18)													
	Bonnet closed	H2	Art. No. 4335.	4412	8762	8772	8782	8792	8802	8812	8822	8832	-	-
		H3	Art. No. 4335.	4413	8763	8773	8783	8793	8803	8813	8823	8833	-	-
		H4	Art. No. 4335.	4414	8764	8774	8784	8794	8804	8814	8824	8834	-	-
	open	H3	Art. No. 4315.	4415	8765	8775	8785	8795	8805	8815	8825	8835	-	-
	Body material: 1.0619 (WCB)													
	Bonnet closed	H2	Art. No. 4332.	4422	4142	4152	4162	4172	4182	4192	4202	4212	4222	4232
H3		Art. No. 4332.	4423	4143	4153	4163	4173	4183	4193	4203	4213	4223	4233	
H4		Art. No. 4332.	4424	4144	4154	4164	4174	4184	4194	4204	4214	4224	4234	
open	H3	Art. No. 4312.	4425	4145	4155	4165	4175	4185	4195	4205	4215	4225	4235	
Body material: 1.4408 (CF8M)														
Bonnet closed	H2	Art. No. 4334.	4432	4272	4282	4292	4302	4312	4322	4332	4342	-	-	
	H4	Art. No. 4334.	4434	4274	4284	4294	4304	4314	4324	4334	4344	-	-	

Figura 6.12. Número de modelo según catálogo LESER para SV tipo 433.

Se obtiene que las dos válvulas de alivio térmico para las líneas de propano (Y17109 y Y17112) serán el modelo 4334.4282 y para la carcasa del intercambiador (Y17110 y Y17111) serán el modelo 4334.4312.

## 7 SISTEMA DE CONTROL

Para que el proceso funcione correctamente, se deben programar una serie de alarmas y controles para que detecten las perturbaciones y se pueda realizar alguna acción operativa para corregirla y volver a las condiciones óptimas de operación. Estas acciones se pueden realizar bien manualmente, es decir, panel de control recibe una alarma conforme el valor de una variable sobrepasa el umbral de operación por lo que se debe normalizar de nuevo el proceso, o por el contrario realizarlas automáticamente mediante la automatización del sistema de control.

### 7.1 PLC y SPLC

En este caso todo el sistema de control se realiza mediante el PLC<sup>9</sup>, el cual supervisa continuamente el estado de los dispositivos de entrada y toma decisiones basadas en un programa personalizado para controlar el estado de los dispositivos de salida. Las transmisiones digitales se realizan mediante transmisión digital 20 mA y las transmisiones

<sup>9</sup> Siglas en inglés de Controlador Lógico Programable.

analógicas se realizan mediante transmisión analógica 4-20mA. En la Figura 6.1 se muestra un pequeño esquema de cómo funciona el PLC.

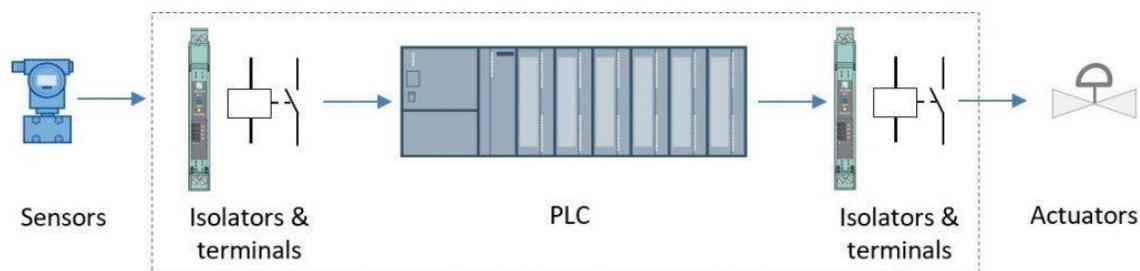


Figura 6.1. Esquema del funcionamiento del PLC.

Este sistema es adecuado para controlar todos aquellos sistemas estándar que no suponen un peligro para el proceso, es decir, si la lectura del sensor, el PLC y/o el actuador falla y no se lleva a cabo la programación, no se desencadena una situación con posibles consecuencias de seguridad.

Cuando el fallo de uno de esos tres elementos produce un descontrol del sistema y, en este caso, si puede producir consecuencias de seguridad, el PLC estándar no es suficiente sistema de control. Para estos casos se trabaja con el *Safety PLC* (SPLC).

Para que un PLC se considere un *safety PLC*, debe cumplir con la normal IEC 61508 - Seguridad funcional de los sistemas eléctricos/electrónicos/electrónicos programables relacionados con la seguridad, la cual establece que los riesgos no tolerables deben reducirse tanto como el proceso lo permita.

El *Safety PLC* soporta todas las aplicaciones que un PLC estándar pero además está diseñado para cumplir dos objetivos importantes: no fallar y, si es inevitable, fallar sólo de una manera segura y predecible. Este sistema introduce una rutina de diagnóstico mediante micro pulsos y lectura del estado de la salida para detectar cualquier posible fallo interno. Esta capacidad de diagnóstico disminuye los fallos peligrosos no detectados por lo que se reduce la probabilidad de fallo (requisito del SIL).

Por lo tanto, todas aquellas acciones mencionadas en el análisis HAZOP con un riesgo bruto B y C que formen parte del sistema de control, deberán asociarse al *Safety PLC* ya que tienen un nivel de integridad de seguridad (SIL) de 3 y 2, respectivamente.

## 7.2 Lazos de control

En la Tabla 5.5 sobre el análisis HAZOP se obtiene que se deben tomar acciones de seguridad mediante la instalación de dos lazos Z para cubrir las necesidades SIL 2 y SIL 3.

Los lazos de control de clase Z deben documentarse mediante un formulario de especificación y revisión de la función instrumentada de seguridad, también conocido como SRS. Este formulario consta de 2 bloques, en primer lugar, se muestra la descripción del lazo donde se explica brevemente que función tiene y como actúa, además de dar información de los diferentes elementos de instrumentación que participan en el lazo. Por otro lado, se describe como se lleva a cabo el control de proceso, así como la electrónica y de Instrumentación (E&I) que precisa el lazo de control.

En la Tabla 7.1 y 7.2 se muestra la SRS del lazo UZ52221 y UZ52222, respectivamente.

Tabla 7.1. SRS del lazo UZ52221

<b>PARTE A: DESCRIPCIÓN UZ52221</b>		
A01 Evento peligroso y posibles efectos		
Baja la temperatura de salida de propano debido a la disminución del flujo de propileno en el intercambiador W7016. Posible envío de propano a PDH fuera de especificación.		
A02 Descripción del SIF <sup>10</sup>		
Medición de la temperatura de propano en la salida del W7016 (T17133, T17134). En caso de baja temperatura, cerrar las válvulas de salida de propano del W7016 (H17178, T17140)		
A03 Rango de funcionamiento normal y límites de funcionamiento seguro		
NOR: 1°C < T17133, T17134 < 6°C SOL: 0°C < T17133, T17134 < 9°C		
A04 Clase de riesgo según Matriz de Riesgo BASF		
Riesgo: B	Probabilidad: P2	Severidad: S2
A05 SIL ( <i>Safety Integrity Level</i> ) según IEC 61511		
SIL 3		
A06 Requisitos del tiempo máximo de respuesta del SIF		
30 segundos		
A07 Entradas de proceso y puntos de disparo		
Descripción	TAG	Punto de disparo
Temperatura propano salida W7016	T17133	0°C
Temperatura propano salida W7016	T17134	0°C
A07 Salidas de proceso y acciones		
Descripción	TAG	Acciones
Válvula de control salida W7016	T17140	Válvula cierra
Válvula salida W7016	H17178	Válvula cierra
A08 Acción(es) a realizar si hubiese pérdida de corriente en el SIS o pérdida de otros suministros auxiliares		
1- No se necesita ninguna acción adicional. 2- En caso de fallo de energía la instalación pasa a posición segura. 3- En caso de fallo de energía hay SAI <sup>11</sup>		

<sup>10</sup> Función Instrumentada de Seguridad

<sup>11</sup> Sistema de Alimentación Inintermitente

Cont. Tabla 7.1. SRS del lazo UZ52221

<b>PARTE B: CONTROL DE PROCESO / E&amp;I</b>		
<b>B01 Relación entradas/salidas</b>		
2 mediciones de temperatura, ambas de temperatura mínima con votación (1oo2). Solo se activa el lazo si T17133 o T17134 llegan al punto de disparo. Si las 2 temperaturas se diferencian más del 3% de su rango, salta el MTTR ( <i>Maximum Time to Repair</i> ) y si en 8 horas no se soluciona, la función también dispara. Cierre 1 grupo de 2 válvulas a la salida de propano del W7016.		
<b>B02 Medidas de diagnóstico automático y respuesta a los fallos</b>		
<u>Sensores:</u> Detección de corto circuito de la señal 4-20mA (<3,6mA, >21mA) <u>Solución lógica:</u> Sistema de diagnósticos propio del SPLC. Activación del SIF con la desenergización de las señales de las salidas <u>Elementos finales:</u> Señalización On/Off y <i>feedback</i> desde las válvulas a BPCS <sup>12</sup>		
<b>B03 Interfaces</b>		
Cada señal de instrumento o válvula necesaria para el BPCS será comunicada por bus.		
<b>B04 Consideraciones de seguridad y fiabilidad</b>		
Sensores	Principio de medición	T17133 Termorresistencia TR62 + TMT82 T17134 Termorresistencia TR62 + TMT82
	Rango de medición	-50 °C < T17133, T17134 < 50 °C
	Precisión de la medida	≤1%
Actuadores	Tipo de equipamiento	Válvulas de compuerta "GATE" ON/OFF
	Tiempo de respuesta	Riesgo de golpe de ariete, la válvula debe cerrarse lentamente, aproximadamente 10 s

Tabla 7.2. SRS del lazo UZ52222

<b>PARTE A: DESCRIPCIÓN UZ52222</b>		
<b>A01 Evento peligroso y posibles efectos</b>		
Llenar con propano frío lado tubos en W7016 debido a no seguir correctamente el procedimiento de puesta en marcha del intercambiador. Generación de estrés térmico y posible rotura de tubo en W7016.		
<b>A02 Descripción del SIF</b>		
Cuando H17175 de señal NO cerrada, empezar a temporizar y medir temperatura del propano al finalizar el primer paso por carcasa (T17133, T17134). Programar disminución de temperatura en gradientes de 10°C de hora en hora hasta alcanzar estado estacionario (-9,3°C) mediante apertura de válvula T17130.		
<b>A03 Rango de funcionamiento normal y límites de funcionamiento seguro:</b>		
NOR: -42°C < (T17133, T17134) < 30°C SOL: -44°C < (T17133, T17134) < 33°C		
<b>A04 Clase de riesgo según Matriz de Riesgo BASF:</b>		
Riesgo: C	Probabilidad: P3	Severidad: S1

<sup>12</sup> Sistemas básicos de control de procesos

Cont. Tabla 7.2. SRS del lazo UZ52222

A05 SIL ( <i>Safety Integrity Level</i> ) según IEC 61511:		
SIL 2		
A06 Requisitos del tiempo máximo de respuesta del SIF:		
30 segundos		
A07 Entradas de proceso y puntos de disparo:		
Descripción	TAG	Punto de disparo
Temperatura propano salida W7016	T17133	Durante 10 minutos se registra un gradiente > a 10°C/hora
Temperatura propano salida W7016	T17134	Durante 10 minutos se registra un gradiente > a 10°C/hora
A07 Salidas de proceso y acciones:		
Descripción	TAG	Acciones
Válvula de control entrada W7016	T17130	Válvula cierra
Válvula entrada W7016	H17175	Válvula cierra
A08 Acción(es) a realizar si hubiese pérdida de corriente en el SIS o pérdida de otros suministros auxiliares:		
1- No se necesita ninguna acción adicional.		
2- En caso de fallo de energía la instalación pasa a posición segura.		
3- En caso de fallo de energía hay SAI		
<b>PARTE B: CONTROL DE PROCESO / E&amp;I</b>		
B01 Relación entradas/salidas:		
2 medidas de temperatura, ambas de gradientes de temperatura con votación (1oo2). Cierre de 1 grupo de 2 válvulas a la entrada de propano del W7016.		
B02 Medidas de diagnóstico automático y respuesta a los fallos		
<u>Sensores:</u> Detección de corto circuito de la señal 4-20mA (<3,6mA, >21mA)		
<u>Solución lógica:</u> Sistema de diagnósticos propio del SPLC. Activación del SIF con la desenergización de las señales de las salidas		
<u>Elementos finales:</u> Señalización On/Off y <i>feedback</i> desde las válvulas a BPCS <sup>13</sup>		
B03 Interfaces		
Cada señal de instrumento o válvula necesaria para el BPCS será comunicada por bus.		
B04 Consideraciones de seguridad y fiabilidad		
Sensores	Principio de medición	T17133 Termorresistencia TR62 + TMT82 T17134 Termorresistencia TR62 + TMT82
	Rango de medición	-50 °C < (T17133, T17134) < 50 °C
	Precisión de la medida	≤1%
Actuadores	Tipo de equipamiento	Válvulas de compuerta "GATE" ON/OFF
	Tiempo de respuesta	Riesgo de golpe de ariete, la válvula debe cerrarse lentamente, aproximadamente 10 s

<sup>13</sup> Sistemas básicos de control de procesos

## 8 CONSTRUCCIÓN Y OBRA CIVIL

### 8.1 Picaje de las líneas

Se deberán realizar un total de 4 picajes en líneas del proceso original para poder dirigir propano y propileno hasta el intercambiador W7016. Los picajes son los siguientes puntos marcados en el P&ID:

1. TIE-01. Picaje en la línea 169.003 (propano)
2. TIE-02. Picaje en la línea 171.003 (propano)
3. TIE-03. Picaje en la línea 111.064 (propileno)
4. TIE-04. Picaje en la línea 111.064 (propileno)

En primer lugar, se debe valorar si se dispone, en la zona donde se quiere hacer el picaje, de un tramo de brida a brida con una longitud inferior de 2 metros. En el caso de disponer de ella, el procedimiento sería tan simple como retirar el carrete de la línea y sustituirlo por otro con una conexión en "T" de DN150 que previamente se haya construido en taller. En caso contrario, que los tramos brida a brida tengan una longitud considerable, se deberá trabajar *in-situ* para perforar la línea principal, soldar y colocar un carrete y una brida de DN150. Obviamente, lo más seguro es la primera opción, ya que no se realizan trabajos en zonas ATEX como sería el caso de la segunda opción.

Tras realizar una valoración de las líneas donde se deben realizar los picajes, se obtiene que los carretes a realizar los TIE-01, TIE-03 y TIE-04 presentan longitudes grandes, por lo que se deberá realizar la perforación en campo. En cambio, para el TIE-02 se dispone de un carrete de 1 metro, por lo que podrá sustituirse.

A continuación, se dicta el proceso a seguir para llevar a cabo estas operativas.

- 1- Programar un *pit-stop* para asegurarse que la operativa no interrumpa los trabajos previstos a realizar.
- 2- Parar proceso de impulsión de las bombas *intank* (propano) y las *booster* (propileno) y aislar las líneas a perforar.
- 3- Vaciar e inertizar con nitrógeno los tramos de línea.
- 4- Hacer un pequeño agujero en la línea y tomar medición de explosividad. Si no se detecta explosividad, proceder a realizar el corte con herramientas neumáticas.
- 5- Preparar un "nido", cortar la tubería y soldar una "T" de DN150.
- 6- Realizar prueba de estanqueidad al tramo modificado con nitrógeno a 3 bar durante 1 hora para asegurar que no fugue y radiografiar las soldaduras.
- 7- Realizar una prueba hidráulica (a 1,5 veces el PN de la línea) al tramo modificado de la línea para poder legalizarla (REP).
- 8- Volver a inertizar con nitrógeno la línea nueva junto a la modificada y posteriormente realizar una gasificación de propano o propileno, según el fluido de la línea. De este modo se elimina la concentración de oxígeno y nitrógeno (gases incondensables) que pudiera haber en los tramos de línea.

En el caso del picaje para la TIE-02, se seguiría la misma operativa a excepción de los puntos 4, 5 y 7, que quedarían de la siguiente manera.

Punto nº 4: Retirar el carrete de la línea principal y llevarlo a taller.

Punto nº 5: Cortar y soldar el carrete para hacer una "T" de DN150.

Punto nº 7: Realizar la prueba hidráulica (a 1,5 veces el PN de la línea) al tramo modificado de la línea para poder legalizarla (REP) en taller.

Por otra parte, también se deberá tener en cuenta los picajes en las líneas de aire de instrumentación para los actuadores de las válvulas automáticas.

Una vez realizados todos los pasos, se podría volver a poner las líneas en servicio.

## **8.2 Zapata y soportes**

Para realizar la construcción necesaria para instalar el intercambiador en su sitio, se cuenta con la ventaja de que se dispone de casi todos los elementos necesarios para la construcción a partir de la instalación ya existente. A continuación, se describirán las acciones a realizar por obra civil para poder instalar el intercambiador.

En primer lugar, se deberá preparar el terreno donde se instalará el intercambiador, por lo que se precisará hacer una cimentación de tipo zapata. Para ello, primero se debe consultar los planos de redes enterradas para conocer el estado del suelo a excavar para poner la zapata. En caso de que existieran redes enterradas, se debería realizar primero una excavación superficial a máquina y proseguir manualmente para no dañar las tuberías enterradas. Si no hubiese redes enterradas se podría proceder a hacerlo todo con maquinaria.

Una vez realizada la zapata, se deberían instalar los soportes del intercambiador atornillados al suelo. El intercambiador debe instalarse a una altura suficiente como para poder realizar maniobras debajo de él en caso de necesitarse.

## **8.3 Montaje del intercambiador**

El intercambiador, que consta de 3 partes, viene montado de fábrica y con sus respectivas pruebas de estanqueidad. Por lo tanto, se deberá fijar la carcasa del intercambiador a los soportes ya montados. Una vez fijado, comenzar las tareas de montaje de líneas y válvulas.

Una vez montado todo el circuito, se procede a instalar la instrumentación. Para ello, previamente durante el desarrollo del proyecto se ha tenido que prever el espacio para instalar bandejas de cables para dar tensión a los elementos de instrumentación y los tubos del aire de instrumento. Todo el cableado debe estar hecho con cable intrínseco azul.

Cuando está montado todo el circuito, se debe inertizar el circuito con nitrógeno y posteriormente proceder al calorifugado de las líneas de propano y del intercambiador mediante láminas de criogel.

## **9 MANTENIMIENTO**

Las tareas de mantenimiento son fundamentales para asegurar que todo el proceso funciona correctamente y evitar posibles problemas futuros. Por eso, se debe seguir una estrategia de mantenimiento preventivo para realizar chequeos periódicos para revisar que la instrumentación y equipos trabajan debidamente. El circuito de propano y propileno ya existente ya dispone de diversos planificados preventivos, por que solo será necesario crear planificados para la nueva instalación.

En la Tabla 9.1 se muestra el mantenimiento preventivo a realizar a los nuevos equipos/instrumentos y su periodicidad de realización.

Tabla 9.1. Planes de mantenimiento preventivo a crear

Equipo/Instrumentación	Descripción tarea mantenimiento preventivo	Periodicidad
UZ52221	Revisión <i>Prooftest</i> UZ52221: 3. Inspección visual 4. Comprobación del sensor 5. Calibración o reemplazo*	Anual *Definido cada 10 años
UZ52222	Revisión <i>Prooftest</i> UZ52222: 6. Inspección visual 7. Comprobación del sensor 8. Calibración o reemplazo*	Anual *Definido cada 10 años
W7016	Revisión instrumentación del W7016	Anual

En el Anexo H se muestra a modo de ejemplo el *Prooftest* a realizar al UZ522221. Se decide mostrar solo uno debido a que en ambos lazos participan válvula y sensor de temperatura, por lo que no se podrán apreciar grandes diferencias.

Todas estas acciones de mantenimiento deberán ser realizadas por el equipo de instrumentación del departamento de mantenimiento logístico.

Las líneas de propano y el propio intercambiador deben disponer de aislamiento térmico, por lo que las acciones de mantenimiento preventivo a aplicar al propio intercambiador están limitadas. Lo ideal sería un análisis completo del equipo durante las paradas programadas que acostumbra a ser cada 3 años.

## 10 MEDIO AMBIENTE

### 10.1 Programa de control y reducción de emisiones fugitivas

El programa para el control y reducción de las emisiones fugitivas está basado en la normativa de la *United States Environmental Protection Agency* (EPA), utilizando el método 21 para todo lo referido a la ejecución del trabajo en cuanto a las mediciones. En referencia al sistema de cálculo utilizado, corresponde al de correlaciones específicas, es decir, se utilizan parámetros de medición en ppm, de 0 a 50.000 ppm, lo cual proporciona unos datos globales más precisos para que los cálculos se aproximen al máximo a la realidad y poder reducir la emisión de una forma más efectiva.

En primer lugar, los responsables de las instalaciones de producción e infraestructuras serán los encargados de marcar en los P&ID las zonas con posibles emisiones fugitivas que se deban controlar. Se establecerá por parte de la unidad central de Analizadores, una base de datos en la que se incluirán todas las fuentes potenciales de fuga, por ejemplo, válvulas, bombas, compresores, bridas, purgas, tapones, etc.

#### 10.1.1 Sistema de registro

Para cumplimentar el sistema de registro, todos los puntos de emisión que sean parte del inventario de puntos a controlar serán identificados, localizados en planta y etiquetados. Los puntos que no puedan ser medidos (Equipos calorifugados, inaccesibles) y que estén dentro del criterio de puntos a controlar, se incluirán en la base de datos y quedarán reflejados como no medidos por ser inaccesibles, estar calor fugados, etc.

En el caso del presente proyecto, la mayoría de las líneas se encuentran aisladas, por lo solo se deberá marcar bridas y válvulas de la línea de propileno, ya que las de propano y el intercambiador se encuentran inaccesibles.

La información básica de cada punto a controlar y que se debe incluir en la base de datos es la siguiente:

- Número de chapa (ID Número).
- Tipo de equipo.
- Producto.
- Número de P&I.
- Tag. Si dispone de él.
- Estado (Accesible, inaccesible, calorifugada...)
- Fecha de la 1ª medición
- Valor en ppm de la 1ª medición.
- Factor de respuesta en función del producto.
- Lectura real en ppm
- Fecha de la 2ª medición.
- Valor en ppm de la 2ª medición.
- Factor de respuesta en función del producto.
- Lectura real en ppm
- Emisión en ppm tras la reparación.
- Total de emisión másica (Kg/h) antes de la reparación.
- Total de emisión másica (Kg/h) después de la reparación.
- Observaciones.
- Indicación de punto pendiente de reparar (mediante semáforo color rojo)

### **10.1.2 Medición de los puntos**

Por parte del departamento de analizadores, se realizará la medición de los puntos a controlar mediante un analizador de ionización de llama (FID), tipo TVA 1000B de categoría Ex.

La medición se realizará moviendo lentamente la sonda alrededor del equipo a controlar, siempre a una distancia máxima de 10 mm. Siguiendo las especificaciones de la norma EPA método 21, el valor más alto detectado será el que se registrará en la base de datos.

El analizador portátil se calibrará con un gas patrón certificado (normalmente metano), siempre al inicio de la realización de las mediciones.

### **10.1.3 Detección de fugas**

Una vez introducidos todos los datos en el programa, se generará un listado de puntos a reparar. El procedimiento a seguir una vez obtenido el listado con las mediciones estará marcado por los siguientes pasos:

#### **A. Primeras mediciones**

1. Medidas <500 ppm no se considera fuga (según EPA 21)
2. Medidas >500 ppm se considera fuga, por lo que se requiere reparación.
3. Las reparaciones simples, aquellas que no precisen parar la instalación para repararlas, se harán lo antes posible por el personal de mantenimiento de la planta. Quedando pendiente de las segundas mediciones.

#### B. Segundas mediciones

1. De los puntos reparados de la primera medición, se realizará una segunda medición comprobando si la reparación de la fuga ha tenido éxito.
2. Las que requieran una parada de la instalación, se planificarán para realizar durante una parada de planta.
3. Todas las reparaciones, quedarán reflejadas en la base de datos y en el informe anual.

#### **10.1.4 Periodicidad**

Para realizar las mediciones se debe crear un planificado preventivo quinquenal (5 años) para realizar las mediciones de las emisiones fugitivas. En este caso, ya existe un planificado para PTP para dichas mediciones, por lo tanto, se deberían añadir las nuevas chapas identificadoras al listado ya existente.

## **11 ESTUDIO ECONÓMICO**

Por temas de confidencialidad y falta de información, no se dispone de la información necesaria para hacer un correcto estudio de la viabilidad del presente proyecto.

Por lo tanto, se pretende hacer una valoración de cuánto tiempo se tardará en recuperar la inversión inicial (*Payback*) con el ahorro económico que supondría implantar el intercambiador. Para ello se valora el ahorro que supone cargar una determinada cantidad de buques anuales, en este caso se tomará desde 1 hasta 20 buques anuales para poder determinar cuántos buques se necesitan cargar al año para recuperar la inversión. Se establece que el *Payback* sea igual o inferior a 5 años para que BASF lo considere válido.

Se suponen los siguientes datos para realizar el cálculo:

- Inversión del proyecto: 800.000€
- Coste actual de la carga de 1 buque: 30.000€
- Reducción del coste post-proyecto: 40%
- Coste post-proyecto de la carga de 1 buque: 18.000€

El valor de la versión del proyecto se obtiene mediante una aproximación realizada a partir de otros proyectos similares del BASF. Este valor incluye el coste de fabricación y transporte del intercambiador, los trabajos de ingeniería en cuanto a estudio de líneas e isométricos, el diseño de las válvulas de seguridad por sobrepresión, la instrumentación donde cada instrumento con su respectiva instalación y comunicación se encuentra alrededor de los 6.000 € por instrumento, los trabajos de obra civil para adecuar el terreno, el coste de la mano de obra, etc.

Para los datos sobre el coste de la carga de buques, se ha realizado previamente el cálculo con los datos reales y posteriormente se han extrapolado por motivos de confidencialidad. Aun así, se ha respetado la relación entre el coste actual y el coste tras aplicar el proyecto, por lo que la reducción del coste en un 40% es un valor real.

A continuación, en la Tabla 11.1 se muestra el coste actual y el coste post-proyecto que supondría cargar una determinada cantidad de buques, de forma que como más buques se carguen al año, mayor será el ahorro tal y como se puede ver con los datos obtenidos.

Tabla 11.1. Ahorro económico en función de la cantidad de buques cargados anualmente.

Número de buques	Coste actual carga de buque (€)	Coste post-proyecto carga de buque (€)	Ahorro económico (€)
1	30.000	18.000	12.000
2	60.000	36.000	24.000
3	90.000	54.000	36.000
4	120.000	72.000	48.000
5	150.000	90.000	60.000
6	180.000	108.000	72.000
7	210.000	126.000	84.000
8	240.000	144.000	96.000
9	270.000	162.000	108.000
10	300.000	180.000	120.000
11	330.000	198.000	132.000
12	360.000	216.000	144.000
13	390.000	234.000	156.000
14	420.000	252.000	168.000
15	450.000	270.000	180.000
16	480.000	288.000	192.000
17	510.000	306.000	204.000
18	540.000	324.000	216.000
19	570.000	342.000	228.000
20	600.000	360.000	240.000

Con los datos obtenidos, se procede a calcular el *Payback*, cabe destacar que el coste anual por la carga de buques es fijo, por lo que los flujos de caja de cada año será el mismo y se puede seguir la ecuación (2).

$$\text{Payback} = \frac{\text{Inversión}}{\text{Ahorro económico}} \quad (2)$$

Teniendo en cuenta que el *payback* debe ser igual o menor a 5 años para ser válido, se pueden descartar todos los valores que supongan un ahorro inferior a 160.000€, que es el flujo necesario para recuperar la inversión en 5 años.

En la Tabla 11.2 se muestra el tiempo en años que se tardaría en recuperar la inversión en función del número de buques a cargar por año de los valores superiores al calculado.

Tabla 11.2. Tiempo de recuperación en función del número de tanques anuales a cargar.

Número de buques	Tiempo de recuperación de la inversión (años)
14	4,76
15	4,44
16	4,17
17	3,92
18	3,70
19	3,51
20	3,33

Se puede observar que se recuperará la inversión en un tiempo inferior de 5 años cargando como mínimo 14 buques anuales.

## 12 CONCLUSIONES

Pese a haber tenido que modificar las condiciones de operación presentadas por la empresa como base de diseño, se han obtenido valores satisfactorios en cuanto a diseño del intercambiador se refiere. Las condiciones de entrada y salida de ambos fluidos se acercan bastante a las condiciones propuestas, pero se ha querido trabajar con la mayor proximidad y eficacia posible, por lo que ha sido necesario adecuar el intercambiador a las condiciones de trabajo que presenta el sistema actual. El diseño del intercambiador se considera óptimo y se dispone de los datos suficientes para solicitar su estudio y construcción al fabricante.

Será necesario también instalar todas las acciones de seguridad obtenidas del análisis de riesgos HAZOP para conseguir el estado "aceptable" y la instalación nueva sea completamente segura. En este caso es fundamental la participación del equipo de instrumentación encargado de montar las conexiones al PLC y SPLC, y hacer su correspondiente programación.

Se decide que la mejor estrategia de control del intercambiador controlar la válvula de entrada de propano para variar el caudal de propano de forma que la temperatura al finalizar el primer paso por carcasa de propano vaya aumentando en gradientes de 10°C aproximadamente, con el objetivo de asegurar que el intercambiador se enfría progresivamente y así evitar estés térmico y formación de vapores.

Se propone instalar 2 válvulas de seguridad de alivio térmico en la línea de propano de entrada y salida del intercambiador para evitar el escenario de líquido bloqueado y otras 2 válvulas de seguridad en caso fuego en la carcasa del intercambiador con el objetivo de aliviar la sobrepresión en el equipo ante cualquier causa aparente en el análisis de riesgos. Las válvulas de expansión térmica dispararán aguas abajo del bloqueo para evitar emisiones a la atmósfera, y las válvulas de seguridad de sobrepresión por fuego (intercambiador) al colector de antorcha por motivos de seguridad.

Para la adaptación del emplazamiento para el posterior montaje del intercambiador, se deben tener en cuenta todos los puntos mencionados en el apartado de obra civil teniendo en cuenta todas las normas de seguridad laboral, emisiones al medioambiente, entre otras.

Respecto al mantenimiento, se proponen diversas estrategias de mantenimiento preventivo. Entre los más importantes, se deberá realizar un *Proof Test* anual para asegurar que todos los instrumentos que intervienen en el lazo de control Z funcionan correctamente.

Finalmente, tener en cuenta que se trata de una instalación con posible emisión de fugitivas, por lo que se deberá actuar de tal forma que se tengan controlados todos los posibles puntos de emisión y realizar el análisis correspondiente tal y como marca la normativa.

## 13 REFERENCIAS

- [1] Ley 31/1995, de 8 de noviembre, de prevención de Riesgos Laborales.  
<https://www.boe.es/buscar/pdf/1995/BOE-A-1995-24292-consolidado.pdf> (10/03/2022)
- [2] Real Decreto 485/1997, de 14 de abril, sobre Disposiciones mínimas en materia de señalización de seguridad y salud en el trabajo.  
<https://www.boe.es/buscar/pdf/2003/BOE-A-2003-12099-consolidado.pdf> (10/03/2022)
- [3] Real Decreto 681/2003, de 12 de junio, sobre la protección de la salud y la seguridad de los trabajadores expuestos a los riesgos derivados de atmósferas explosivas en el lugar de trabajo.  
<https://www.boe.es/buscar/pdf/2003/BOE-A-2003-12099-consolidado.pdf> (10/03/2022)
- [4] Directiva 2011/92/UE relativa a la evaluación de las repercusiones de determinados proyectos públicos y privados sobre el medio ambiente.  
<https://www.boe.es/doue/2012/026/L00001-00021.pdf> (10/03/2022)
- [5] Reglamento (CE) nº 1907/2006 (también denominado REACH) donde se trata el Registro, Evaluación, Autorización y Restricción de sustancias y mezclas químicas.  
<https://www.boe.es/buscar/doc.php?id=DOUE-L-2006-82750> (10/03/2022)
- [6] Reglamento (CE) nº 1272/2008 sobre clasificación, etiquetado y envasado de sustancias y mezclas. Con el cual se modifica el Reglamento anterior.  
<https://www.boe.es/doue/2008/353/L00001-01355.pdf> (10/03/2022)
- [7] Norma UNE-EN.  
<https://www.une.org/> (10/03/2022)
- [8] ASME (American Society of Mechanical Engineers).  
<https://www.asme.org/> (10/03/2022)
- [9] Norma TEMA (American Tubular Exchanger Manufacturers Association).  
<https://tema.org/> (10/03/2022)
- [10] Brief introduction to TEMA HEAT EXCHANGERS design and selection.  
<https://cadeengineering.com/brief-introduction-to-tema-heat-exchangers-design-and-selection/#:~:text=They%20are%20divided%20in%20three,TEMA%20R%20%E2%80%93%20Refinery%20Service> (15/03/2022)
- [11] Cálculo del factor de corrección en la diferencia de temperatura media logarítmica.  
<https://www.ier.unam.mx/~ojs/pub/HeatExchanger/Intercambiadores.pdf> (pág.14)
- [12] Typical fouling resistance.  
<https://www.lv-soft.de/modulehelp/en/coil/index.html#!WordDocuments/typicalfoulingresistances.htm> (16/03/2022)

[13] Recommended Shell and Tube side velocities.

<https://www.webbustertz.org/recommended-shell-and-tube-side-velocities/> (25/03/2022)

[14] AZO MATERIALS. Propiedades mecánicas del P355 NL1.

<https://www.azom.com/article.aspx?ArticleID=5243> (01/05/22)

[15] Características sensor de caudal Proline Prowirl F 200.

<https://www.endress.com/en/field-instruments-overview/flow-measurement-product-overview/vortex-flowmeter-prowirl-f200-7f2c?t.tabId=product-overview> (14/04/2022)

[16] Instrucciones de servicio para Transmisor de presión de proceso IPT-2x.

[Instrucciones de servicio - Transmisor de presión de proceso IPT-2x - 4 ... 20 mA Celda de medida metálica \(wika.es\)](#) (14/04/2022)

[17] Transmisor de presión IPT-20.

[Transmisor de proceso - IPT-20, IPT-21 - WIKA España](#) (14/04/2022)

[18] Medición de temperatura - Termómetros y transmisores para la industria de proceso

<http://www.euoinstruments.com.ec/wp-content/uploads/2016/01/Medicion-de-Temperatura-Endress-Hausser.pdf> (14/04/2022)

[19] Sensor de temperatura TR65

[TR62 Sensor de temperatura Pt100 a prueba de explosiones | Endress+Hauser](#) (14/04/2022)

[20] Sensor de temperatura TC13

<https://www.endress.com/en/field-instruments-overview/temperature-measurement-thermometers-transmitters/Explosion-proof-TC-thermometer-modular-TC13> (14/04/2022)

[21] Transmisor de temperatura iTEMP TMT82 HART® 7.

<https://www.endress.com/en/field-instruments-overview/temperature-measurement-thermometers-transmitters/Temperature-transmitter-TMT82-HART> (14/04/2022)

[22] Termopozo TA575

<https://www.endress.com/en/field-instruments-overview/temperature-measurement-thermometers-transmitters/barstock-thermowell-TA575> (14/04/2022)

[23] Catálogo LESER. SV de acción moderada

<https://www.leser.com/es-es/productos/modulate-action/type-431-433/> (20/04/2022)

## A. HOJAS DE SEGURIDAD RESUMIDAS

<b>Hoja de Datos de Seguridad del Propano</b>
Número CAS: 74-98-6
<b>SECCIÓN 2: Identificación de los peligros</b>
Clasificación de la sustancia: Press. Gas gases licuados Flam. gases (incl. chem. unstable gases) 1 H280, H220 Elementos de la etiqueta Pictograma: 
Indicaciones de peligro: H280 Contiene gas a presión; peligro de explosión en caso de calentamiento. H220 Gas extremadamente inflamable.
<b>SECCIÓN 4: PRIMEROS AUXILIOS</b>
Cambiarse inmediatamente la ropa contaminada. En caso de riesgo de pérdida de conocimiento, el paciente debe colocarse y transportarse en posición lateral estable. Si la persona afectada no respira, practicar respiración artificial. La persona que auxilie debe autoprotgerse. Tras inhalación: Reposo, respirar aire fresco Tras contacto con la piel: Lavar abundantemente con agua y jabón. Tratar las congelaciones con líquido frío o agua, no frotar las partes del cuerpo afectadas, usar vendaje de protección estéril, consultar con un dermatólogo Tras contacto con los ojos: Lavar los ojos afectados con agua en chorro, durante por lo menos 15 minutos, manteniendo los párpados abiertos. Consultar con un oftalmólogo. Tras ingestión: Lavar inmediatamente la boca y beber posteriormente 200-300 ml de agua, buscar ayuda médica.
<b>SECCIÓN 9: PROPIEDADES FÍSICAS Y QUÍMICAS</b>
Forma: gas licuado a presión Color: incoloro Olor: inodoro Punto de ebullición: -42,1 °C (a 1 bar) Punto de inflamación: -104 °C (a 1 bar) Inflamabilidad: Extremadamente inflamable

<b>Hoja de Datos de Seguridad del Propileno</b>
Número CAS: 115-07-1
<b>SECCIÓN 2: Identificación de los peligros</b>
<p>Clasificación de la sustancia:                      Press. Gas gases licuados                      Flam. gases (incl. chem. unstable gases) 1                      H280, H220</p> <p>Elementos de la etiqueta</p> <p>Pictograma:</p> 
<p>Indicaciones de peligro:                      H280 Contiene gas a presión; peligro de explosión en caso de calentamiento.                      H220 Gas extremadamente inflamable.</p>
<b>SECCIÓN 4: PRIMEROS AUXILIOS</b>
<p>Cambiarse inmediatamente la ropa contaminada. En caso de riesgo de pérdida de conocimiento, el paciente debe colocarse y transportarse en posición lateral estable. Si la persona afectada no respira, practicar respiración artificial. La persona que auxilie debe autoprotegerse.</p> <p>Tras inhalación:                      Reposo, respirar aire fresco</p> <p>Tras contacto con la piel:                      Lavar abundantemente con agua y jabón. Tratar las congelaciones con líquido frío o agua, no frotar las partes del cuerpo afectadas, usar vendaje de protección estéril, consultar con un dermatólogo</p> <p>Tras contacto con los ojos:                      Lavar los ojos afectados con agua en chorro, durante por lo menos 15 minutos, manteniendo los párpados abiertos. Consultar con un oftalmólogo.</p> <p>Tras ingestión:                      Lavar inmediatamente la boca y beber posteriormente 200-300 ml de agua, buscar ayuda médica.</p>
<b>SECCIÓN 9: PROPIEDADES FÍSICAS Y QUÍMICAS</b>
<p>Forma: gas licuado a presión                      Color: incoloro                      Olor: ligero olor                      Punto de ebullición: -48 °C (a 1 bar)                      Punto de inflamación: -108 °C (a 1 bar)                      Inflamabilidad: Extremadamente inflamable</p>

## B. DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR

### B.1. Designaciones TEMA

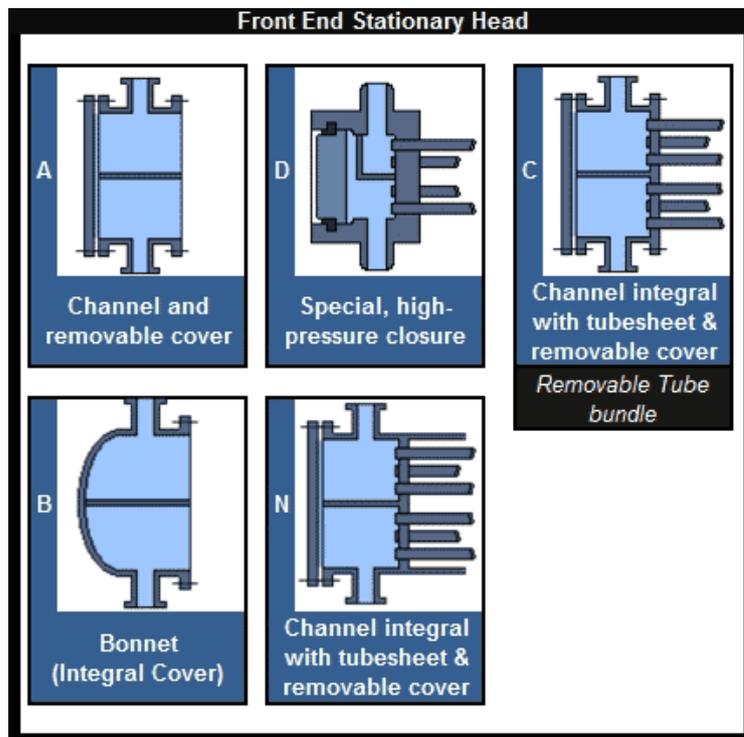


Figura A.1. Configuraciones para el cabezal frontal según TEMA

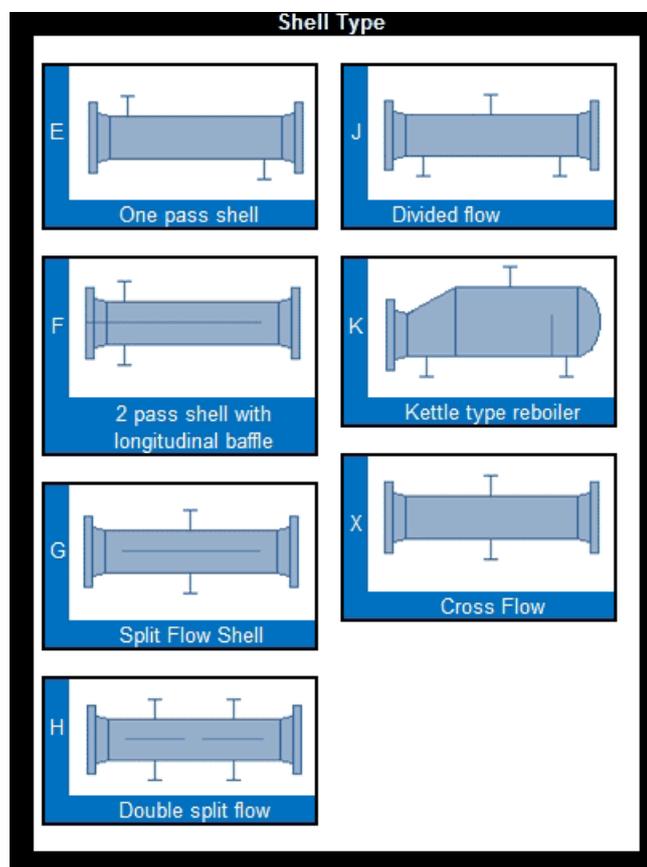


Figura A.2. Configuraciones para la sección central según TEMA

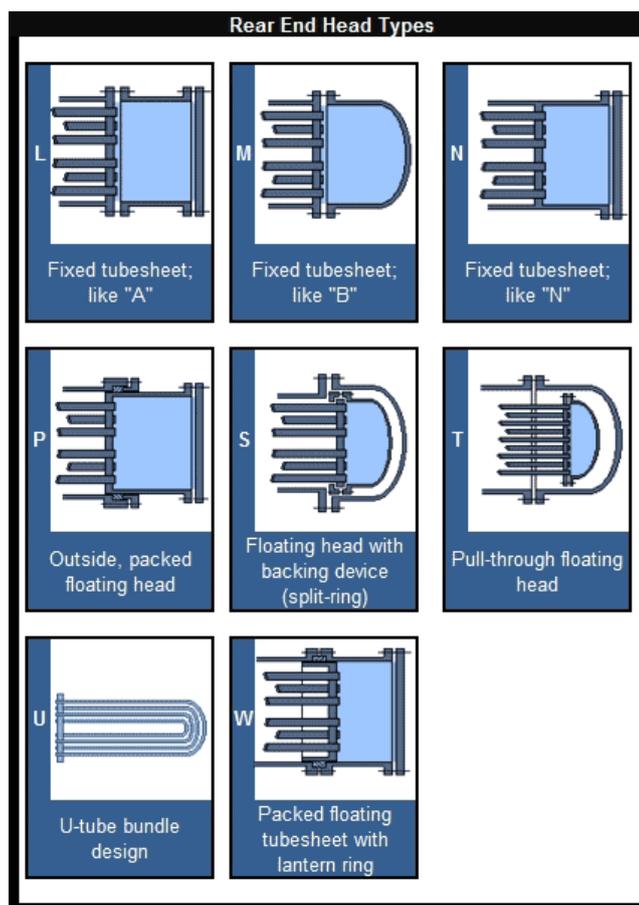


Figura A.3. Configuraciones para el cabezal trasero según TEMA

## B.2. Cálculo del factor de corrección

En un intercambiador en flujo paralelo, la  $DT_{LM}$  nos da el valor medio de la diferencia de temperaturas entre las dos corrientes. El incremento de temperatura logarítmica se calcula mediante la expresión siguiente.

$$\Delta T_{LM} = \frac{(T_{1,i} - T_{2,o}) - (T_{1,o} - T_{2,i})}{\ln \frac{(T_{1,i} - T_{2,o})}{(T_{1,o} - T_{2,i})}}$$

En un intercambiador que no tenemos flujo paralelo es necesario aplicar una corrección  $F$  a esta temperatura.  $F$  nos da la relación entre la diferencia de temperatura real entre las dos corrientes y lo da utilizando la expresión de la  $DT_{LM}$ . El factor de corrección se calcula mediante la siguiente expresión.

$$F = \frac{\Delta T_m}{\Delta T_{LM}}$$

Los factores de corrección aparecen en las gráficas en función de R y P donde R es la relación de capacidades térmicas de los dos fluidos y P la eficiencia del intercambiador. Ambos parámetros se calculan mediante las siguientes expresiones.

$$R = \frac{C_2}{C_1} = \frac{(T_{1,i} - T_{1,o})}{(T_{2,o} - T_{2,i})} \quad P = \frac{(T_{2,o} - T_{2,i})}{(T_{1,i} - T_{2,i})}$$

La DTLM También se puede calcular en función de estos dos parámetros R y P mediante la expresión:

$$\Delta T_{LM} = \frac{T_{1,i} - T_{1,o}}{R} \left\{ \frac{R - 1}{\ln \frac{1 - P}{1 - P \cdot R}} \right\}_{R \neq 1}$$

Cuando se derivan las expresiones para calcular el factor de corrección F por diferentes configuraciones de flujo, el término entre claves siempre aparece la expresión:

$$\delta = \left\{ \frac{R - 1}{\ln \frac{1 - P}{1 - P \cdot R}} \right\}_{R \neq 1} = \frac{1 - P}{P} \Big|_{R=1}$$

El cálculo de F lo podemos definir como:

$$F = \frac{\eta}{\delta \cdot \ln\{[2 - P(1 + R - \eta)]/[2 - P(1 + R + \eta)]\}}$$

Donde:

$$\eta = \sqrt{R^2 + 1}$$

En la Tabla B.1 se muestran los valores obtenidos en el cálculo de los diferentes parámetros.

Tabla B.1. Valores obtenidos del cálculo del factor de corrección.

R	P	$\delta$	$\eta$	F	$\Delta T_{LM}$	$\Delta T_M$
0,555	0,625	0,802	1,143	0,83	36,08	29,98

### B.3. Hoja de especificación del intercambiador

Ver en página siguiente.

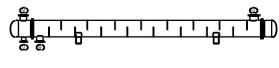
# Aspen Exchanger Design and Rating Shell & Tube V11

File: C:\Users\laura\Dropbox\TFM\1.EDR

Printed: 25/05/2022 at 1:28:37

TEMA Sheet

## Heat Exchanger Specification Sheet

1	Company: BASF Española				
2	Location: Tarragona				
3	Service of Unit:	Our Reference:			
4	Item No.:	Your Reference: W-7016			
5	Date: 01/05/2022	Rev No.:	C	Job No.:	
6	Size: 438 - 6000	mm	Type: BEM	Horizontal	Connected in: 1 parallel 1 series
7	Surf/unit(eff.)	79,9	m <sup>2</sup>	Shells/unit 1	Surf/shell(eff.) 79,9 m <sup>2</sup>
8	<b>PERFORMANCE OF ONE UNIT</b>				
9	Fluid allocation	Shell Side		Tube Side	
10	Fluid name	PROPILENO		PROPANO	
11	Fluid quantity, Total	27,78		17,1819	
12	Vapor (In/Out)	kg/s	0	0	0
13	Liquid	kg/s	27,78	27,78	17,1819
14	Noncondensable	kg/s	0	0	0
15					
16	Temperature (In/Out)	°C	30	5	-42
17	Bubble / Dew point	°C	/	/	/
18	Density Vapor/Liquid	kg/m <sup>3</sup>	/ 497,35	/ 538,1	/ 581,79
19	Viscosity	mPa-s	/ 0,0755	/ 0,1017	/ 0,1979
20	Molecular wt, Vap				
21	Molecular wt, NC				
22	Specific heat	kJ/(kg-K)	/ 2,842	/ 2,465	/ 2,225
23	Thermal conductivity	W/(m-K)	/ 0,0989	/ 0,112	/ 0,1317
24	Latent heat	kJ/kg			
25	Pressure (abs)	bar	15	14,71555	6
26	Velocity (Mean/Max)	m/s	1,37	/ 1,69	1,6
27	Pressure drop, allow./calc.	bar	0,5	0,28445	0,5
28	Fouling resistance (min)	m <sup>2</sup> -K/W	0,0002		0,0002 0,00026 Ao based
29	Heat exchanged	1829,1	kW		MTD (corrected) 30,12 °C
30	Transfer rate, Service	760	Dirty	766,3	Clean 1179 W/(m <sup>2</sup> -K)
31	<b>CONSTRUCTION OF ONE SHELL</b>				<b>Sketch</b>
32		Shell Side		Tube Side	
33	Design/Vacuum/test pressure	bar	17 / /	7 / /	
34	Design temperature / MDMT	°C	65 /	40 /	
35	Number passes per shell		1	2	
36	Corrosion allowance	mm	1,59	1,59	
37	Connections	In	mm 1 203,2 / -	1 101,6 / -	
38	Size/Rating	Out	1 152,4 / -	1 152,4 / -	
39	Nominal	Intermediate	/ -	/ -	
40	Tube #: 225	OD: 19,05	Tks. Average 2,11	mm	Length: 6000 mm Pitch: 23,81 mm Tube pattern:30
41	Tube type: Plain	Insert:None	Fin#:	#/m	Material:Carbon Steel
42	Shell Carbon Steel	ID 438,15	OD 457,2	mm	Shell cover -
43	Channel or bonnet	Carbon Steel			Channel cover -
44	Tubesheet-stationary	Carbon Steel			Tubesheet-floating -
45	Floating head cover	-			Impingement protection None
46	Baffle-cross Carbon Steel	Type	Single segmental	Cut(%d)	41,67 HorizSpacing: c/c 345 mm
47	Baffle-long -	Seal Type			Inlet 379,98 mm
48	Supports-tube	U-bend	0	Type	
49	Bypass seal		Tube-tubesheet joint		Expanded only (2 grooves)(App.A 'i')
50	Expansion joint	-	Type	None	
51	RhoV2-Inlet nozzle	1490	Bundle entrance	1083	Bundle exit 1810 kg/(m-s <sup>2</sup> )
52	Gaskets - Shell side	-	Tube side		Flat Metal Jacket Fibe
53	Floating head	-			
54	Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1	TEMA class	B - chemical service	
55	Weight/Shell	2256,5	Filled with water	3087,7	Bundle 1335,7 kg
56	Remarks				
57					
58					

## C. DIMENSIONES TUBERÍAS

Tabla C.1. Tabla de equivalencias entre sistema NPS y DN y espesores para cada línea.

NPS (pulgadas)	DN	Diámetro (mm)	Espesor (mm)	
			25FB20S25B1	40FB20S24B1
1/2	15	21,3	2	2,3
3/4	20	26,9	2,3	2,6
1	25	33,7	2,6	2,9
1 1/4	32	42,4	2,6	2,9
1 1/2	40	48,3	2,6	3,2
2	50	60,3	2,9	3,2
2 1/2	65	76,1	2,9	3,6
3	80	88,9	3,2	4
4	100	114,3	3,6	5
5	125	139,7	4	5
6	150	168,3	4,5	6,3
8	200	219,1	4,5	8
10	250	273	5	8,8
12	300	323,9	5	10
14	350	355,6	5,6	-
16	400	406,4	6,3	-
18	500	508	7,1	-
20	600	610	8,8	-

**D. LISTADO DE LINEAS**

Tabla D.1. Listado líneas del P&amp;ID.

P&I	Sheet	Nº Línea	Media	Nº Isométrico	De	Hasta	DN	PN	Especificación de línea	Junta	Clase de Aislamiento	Producto	Estado	P Max. (Barg)	T Max. (°C)
D1171	171	001	980	171.001	Línea 169.003	W-7013A	150	25	25FB20B1	S25	KY22	Propano	Líquido	8	-42/35
D1171	171	002	980	171.002	Línea 169.003	W-7013B	150	25	25FB20B1	S25	KY22	Propano	Líquido	8	-42/35
D1171	171	003	980	171.003	Línea 169.003	B-7014	150	25	25FB20B1	S25	KY22	Propano	Líquido	8	-5/35
D1171	171	004	980	171.004	W-7013A	Línea 169.003	150	25	25FB20B1	S25	KY22	Propano	Líquido	8	-42/35
D1171	171	005	980	171.005	W-7013B	Línea 171.003	150	25	25FB20B1	S25	KY22	Propano	Líquido	8	-5/35
D1171	171	006	980	171.006	Línea 169.003	Línea 168.001	50	25	25FB20B1	S25	KY22	Propano	Líquido	8	-42/35
D1171	171	007	980	171.007	Línea 169.003	Manguera	150	25	25FB20B1	S25	KY22	Propano	Líquido	8	-42/35
D1171	171	008	980	171.008	Línea 169.003	Manguera	150	25	25FB20B1	S25	KY22	Propano	Líquido	8	-42/35
D1171	171	009	980	171.009	Línea 169.003	B-7014	80	25	25FB20B1	S25	KY22	Propano	Líquido	8	-42/35
D1171	171	010	980	171.010	Línea 169.003	Línea 171.012	25	25	25FB20B1	S25	KY22	Propano	Líquido	18	-42/50
D1171	171	011	980	171.011	W-7014A	Línea 171.012	50	25	25FB20B1	S25	KY22	Propano	Líquido	18	0/50
D1171	171	012	980	171.012	W-7014B	B-7014	50	25	25FB20B1	S25	KY22	Propano	Líquido	18	0/50
D1171	171	013	980	171.013	B-7014	Impulsiones bombas P-7013A/B/C	250	25	25FB20B1	S25	KY22	Propano	Líquido	8	0/50
D1171	171	014	980	171.014	Línea 171.013	Línea 171.015	50	25	25FB20B1	S25	KY22	Propano	Líquido	8	0/50
D1171	171	015	980	171.015	Línea 171.014	B-7101	80	25	25FB20B1	S25	KY22	Propano	Líquido	8	-42/50
D1171	171	016	980	171.016	Línea 169.003	W-7016	150	25	25FB20B1	S25	KY22	Propano	Líquido	8	-42/35
D1171	171	017	980	171.017	W-7016	Línea 171.003	150	25	25FB20B1	S25	KY22	Propano	Líquido	8	-42/35
D1171	171	018	427	171.018	W-7016	Brazo de carga A-9400	150	40	40FB20B1	S24	KY22	Propileno	Líquido	8	-42/35
D1171	171	019	427	171.019	Línea 111.064	Línea 171.018	150	40	40FB20B1	S24	KY22	Propileno	Líquido	8	-42/35
D1171	171	020	981	171.020	Y-17101/Y-17102	Colector antorcha	80	10	10FB20B1	S25	-	Propano	Gas	1	-42/35
D1171	171	021	981	171.021	Y-17103/Y-17104	Colector antorcha	80	10	10FB20B1	S25	-	Propano	Gas	1	-42/35
D1171	171	022	981	171.022	Y-17105/Y-17106	Colector antorcha	100	10	10FB20B1	S25	-	Propano	Gas	1	-42/35
D1171	171	023	426	171.023	Y-17110/Y-17111	Colector antorcha	80	25	25FB20B1	S24	-	Propileno	Gas	1	-42/35
D1171	171	030	981	171.030	W-7013A	Colector antorcha	25	25	25FB20B1	S25	-	Propano	Vapor	1	-42/35
D1171	171	031	981	171.031	W-7013B	Colector antorcha	25	25	25FB20B1	S25	-	Propano	Vapor	1	-42/35
D1171	171	032	981	171.032	B-7014	Antorcha A-7011	50	25	25FB20B1	S25	-	Propano	Vapor	8	-42/35
D1171	171	040	981	171.040	Y-17107/Y-17108	B-7101	80	25	25FB20B1	S25	-	Propano	Vapor	1	-42/35
D1171	171	041	981	171.041	Y-17109	Línea 171.016	50	25	25FB20B1	S25	-	Propano	Vapor	8	-42/35
D1171	171	042	981	171.042	Y-17112	Línea 171.017	50	25	25FB20B1	S25	-	Propano	Vapor	8	-42/35

**E. LISTADO DE INSTRUMENTOS**

Tabla E.1. Listado de instrumentos del P&amp;ID

TAG	Función	Alarma / Enclavamiento	Configuración al fallo	Lazo de control	Visualización de señal	Tipo de señal
<b>F17100</b>	<b>FI</b>		-	-	<b>Planta y Sala Control</b>	<b>Analógica</b>
G17181	GO±A+	Alarma posición abierta	-	-	Sala Control	Digital
<b>G17182</b>	<b>GO±A+</b>	Alarma posición abierta	-	-	<b>Sala Control</b>	<b>Digital</b>
<b>G17183</b>	<b>GO±A+</b>	Alarma posición abierta	-	-	<b>Sala Control</b>	<b>Digital</b>
<b>G17184</b>	<b>GO±A+</b>	Alarma posición abierta	-	-	<b>Sala Control</b>	<b>Digital</b>
H17120	HVM±K		-	-	Sala Control	Digital
H17172	HVK (Z)		Fallo cierra	UZ52219 / UZ52220	Sala Control	Digital
H17173	HVK (Z)		Fallo cierra	UZ52219 / UZ52220	Sala Control	Digital
H17174	HVK (Z)		Fallo cierra	UZ52219 / UZ52220	Sala Control	Digital
<b>H17175</b>	<b>HVK±(Z)</b>		Fallo cierra	<b>UZ52222</b>	<b>Sala Control</b>	<b>Digital</b>
<b>H17176</b>	<b>HVK</b>		Fallo cierra	-	<b>Sala Control</b>	<b>Digital</b>
<b>H17177</b>	<b>HVK</b>		Fallo abre	-	<b>Sala Control</b>	<b>Digital</b>
<b>H17178</b>	<b>HVK (Z)</b>		Fallo cierra	<b>UZ52221</b>	<b>Sala Control</b>	<b>Digital</b>
L17100	LICS-A±	Alarma por nivel alto o bajo / Enclavamiento por nivel bajo	-	-	Planta y Sala Control	Analógica
L17101	LI		-	-	Planta	Analógica
L17110	LICS <sup>o</sup> ±A± LVK	Alarma por nivel alto o bajo / Enclavamiento por nivel alto	Fallo cierra	-	Planta y Sala Control	Analógica
L17111	LI		-	-	Planta	Analógica
L17120	LICS±A- LVK	Alarma por nivel bajo / Enclavamiento por nivel alto o bajo	Fallo cierra	-	Planta y Sala Control	Analógica
L17121	LI		-	-	Planta	Analógica
L17122	LS+A+	Alarma por nivel alto / Enclavamiento por nivel alto	-	-	Planta y Sala Control	Analógica
L17170	LVK (Z)		Fallo cierra	UZ52219 / UZ52220	Planta y Sala Control	Analógica
P17100	PI		-	-	Planta y Sala Control	Analógica
P17101	PICS <sup>o</sup> +A++	Alarma por presión alta/muy alta / Enclavamiento por presión alta	-	-	Planta y Sala Control	Analógica
P17102	PIS+A+	Alarma por presión alto / Enclavamiento por nivel alto	-	-	Planta y Sala Control	Analógica
P17103	PVK		Fallo cierra	-	Sala Control	Analógica
P17110	PI		-	-	Planta y Sala Control	Analógica
P17111	PICS <sup>o</sup> +A±±		-	-	Planta y Sala Control	Analógica
P17112	PIS+A+	Alarma por presión alto / Enclavamiento por nivel alto	-	-	Planta y Sala Control	Analógica
P17113	PVC		-	-	Sala Control	Analógica
<b>P17120</b>	<b>PI</b>		-	-	<b>Planta y Sala Control</b>	<b>Analógica</b>
P17120	PICZ+S+A+ PVK	Alarma por presión alto / Enclavamiento por nivel alto	Fallo cierra	-	Planta y Sala Control	Analógica
P17121	PIZ+S+A+	Alarma por presión alto / Enclavamiento por nivel alto	-	-	Planta y Sala Control	Analógica

Cont. Tabla E.1. Listado de instrumentos del P&ID

TAG	Función	Alarma / Enclavamiento	Configuración al fallo	Lazo de control	Visualización de señal	Tipo de señal
P17122	PIZ+S+A+	Alarma por presión alto / Enclavamiento por nivel alto	-	-	Planta y Sala Control	Analógica
P17130	PI		-	-	Planta y Sala Control	Analógica
P17130	PV		-	-	Planta	Analógica
T17100	TI		-	-	Planta	Analógica
T17101	TIZ-S-A-	Alarma por temperatura baja / Enclavamiento por temperatura baja	-	UZ52219	Planta y Sala Control	Analógica
T17102	TIS <sup>o</sup> A--		-	-	Planta y Sala Control	Analógica
T17110	TI		-	-	Planta	Analógica
T17111	TIZ-S-A-	Alarma por temperatura baja / Enclavamiento por temperatura baja	-	UZ52220	Planta y Sala Control	Analógica
T17112	TIS <sup>o</sup> A--	Alarma por temperatura baja/muy baja	-	-	Planta y Sala Control	Analógica
T17120	TICA+ TVK		Fallo cierra	-	Planta y Sala Control	Analógica
T17121	TIZ-A-	Alarma por temperatura baja / Enclavamiento por temperatura baja	-	-	Planta y Sala Control	Analógica
T17130	TVK±(Z)		Fallo cierra	UZ52222	Sala Control	Analógica
T17131	TIDZ+S+A+	Alarma por dif. temperatura alto / Enclavamiento por dif. temperatura nivel alto	-	-	Planta y Sala Control	Analógica
T17132	TICDZ+S+A+	Alarma por presión alto / Enclavamiento por nivel alto	-	-	Planta y Sala Control	Analógica
T17133	TIDZ-S-A-	Alarma por dif. temperatura alto / Enclavamiento por dif. temperatura nivel alto	-	UZ52221	Planta y Sala Control	Analógica
T17134	TICDZ-S-A-	Alarma por dif. temperatura alto / Enclavamiento por dif. temperatura nivel alto	-	UZ52221	Planta y Sala Control	Analógica
T17135	TIZ±S±	Enclavamiento por temperatura alta/baja	-	UZ52222	Planta y Sala Control	Analógica
T17136	TI+S+A+	Alarma por temperatura alta / Enclavamiento por temperatura alta	-	UZ52222	Planta y Sala Control	Analógica
T17140	TVK±(Z)		Fallo cierra	UZ52221	Sala Control	Analógica
T17170	TICA± TVK		Fallo cierra	-	Sala Control	Analógica
T17171	TI		-	-	Planta	Analógica
T17172	TIA+	Alarma por temperatura alta	-	-	Planta y Sala Control	Analógica
T17174	TIZA		-	-	Planta y Sala Control	Analógica

## F. LISTADO DE VÁLVULAS DE BLOQUEO

Tabla F.1. Listado válvulas bloque del P&amp;ID.

Plano	Identificación	Instalación	Función	Bloqueo
D1171	D1171-01-LO	SV17116	No bloquear entrada válvula Y17116	LO
D1171	D1171-02-LO	SV17116	No bloquear descarga válvula Y17116	LO
D1171	D1171-03-LO	W-7013A	No bloquear salida del W-7013A	LO
D1171	D1171-04-LO	W-7013B	No bloquear entrada del W-7013B	LO
D1171	D1171-05-LO	B-7014	No bloquear señal PICZ±A±± (P17120) presión tanque B-7014	LO
D1171	D1171-06-LO	B-7014	No bloquear señal PZ+ (P17121) presión tanque B-7014	LO
D1171	D1171-07-LO	B-7014	No bloquear señal PZ+ (P17122) presión tanque B-7014	LO
D1171	D1171-08-LO	B-7014	No bloquear reciclo de P-7013A a B-7014	LO
D1171	D1171-09-LO	B-7014	No bloquear reciclo de P-7013B a B-7014	LO
D1171	D1171-10-LO	B-7014	No bloquear reciclo de P-7013C a B-7014	LO
D1171	D1171-11-LO	F-7012A	No bloquear entrada del F-7012A	LO
D1171	D1171-12-LO	F-7012B	No bloquear entrada del F-7012B	LO
D1171	D1171-13-LO	W-7016	No bloquear entrada propano del W-7016	LO
D1171	D1171-14-LO	SV17109	No bloquear entrada válvula Y17109	LO
D1171	D1171-15-LO	SV17109	No bloquear descarga válvula Y17109	LO
D1171	D1171-16-LO	W-7016	No bloquear salida propano del W-7016	LO
D1171	D1171-17-LO	SV17112	No bloquear entrada válvula Y17112	LO
D1171	D1171-18-LO	SV17112	No bloquear descarga válvula Y17112	LO
D1171	D1171-19-LO	W-7016	No bloquear conexión entre W-7016 y B-7014	LO

Cont. Tabla F.1. Listado válvulas bloqueo del P&ID.

<b>Plano</b>	<b>Identificación</b>	<b>Instalación</b>	<b>Función</b>	<b>Bloqueo</b>
D1171	D1171-20-LO	W-7016	No bloquear entrada propileno a W-7016	LO
D1171	D1171-21-LO	W-7016	No bloquear entrada propileno del W-7016	LO
D1171	D1171-22-LO	W-7016	No bloquear by-pass propileno	LO
D1171	D1171-23-LO	W-7016	No bloquear salida propileno del W-7016	LO
D1171	D1171-24-NC	W-7016	Bloquear purga entrada propano a W-7016	NC
D1171	D1171-25-NC	W-7016	Bloquear purga salida propano a W-7016	NC
D1171	D1171-26-NC	W-7016	Bloquear purga conexión entre W-7016 Y B-7014	NC
D1171	D1171-27-NC	W-7016	Bloquear purga entrada propileno a W-7016	NC
D1171	D1171-28-NC	W-7016	Bloquear purga salida propileno a W-7016	NC

---

### G. HAZOP

Tabla G.1. HAZOP del proceso

Parameter	Desviation	Cause	Consequence	P	S	RC	Countermeasure	*Type
More Flow	More flow of propane from intank pumps to B7014	No safety relevant because maximum flow limited by pump characteristics.						
	More flow of propane from P7013A/B/C to PDH plant	Human error switching on 3 pumps.	Potential for more flow, flow control in PDH plant will restrict the flow increasing pressure in line. See more pressure.					
	More flow of propylene from tanks to customers	No causes found. Maximum flow limited by pumps capacity.	Level decrease faster. Refer to less level.					
Less Flow	Less flow of propane from B7014 to B7101	Filters obturation, closed valves.	More level in B7014. See more level.					
	Less flow of propane from intank pumps to B7014	Pump failure	Low level in B7014. See low level. Backflow. See reverse flow.					
		Closed intermediate valves	Low level in B7014. See low level.					
		Low level in B7101	Dry running and damage of pumps P7011A/B.				In case of tank low level, LS-16901 and LS-16902 stops pumps P7011A/B.	
		Closed valves at discharge side P7011A/B	See more pressure and more temperature.					
	Less flow of propane from P7013A/B/C to PDH plant	Pump failure	Backflow. See reverse flow.					
		Closed intermediate valves	See more pressure					
		Closed valves at discharge side P7013A/B/C	Water hammer. See more pressure.					
		Low level in B7014	Dry running and damage of internal seals of pumps P7013A/B/C, no loss of containment because it is a canned motorpump.	P2	S4	F	LS-A-17130/40/45 in the suction side of the pumps. If level low, LS-17120 closes HVK17120. LS-17120 stops P7013A/B/C when there is low level in B-7014	
Valves at suction side closed		Dry running and damage of internal seals of pumps P7013A/B/C, no loss of containment because it is a canned motorpump.	P2	S4	F	LS-A-17130/40/45 in the suction side of the pumps.		
More Temperature	More temperature in W7013A tube side (cryogenic propane)	No flow of propane in tube side.	Maximum temperature in heating media (shell side) is limited by maximum temperature of sea water (25°C) which is lower than design temperature. Intrinsically safe.					
		Malfunction of pressure control valve PICS-A++17101, or valve PVC17101 on the sea water line of lower bundle of W7014A fails open.	Increase of temperature. below design conditions. No problem for the tube bundle				Tubes are designed for this case.	

Cont. Tabla G.1. HAZOP del proceso

Parameter	Deviation	Cause	Consequence	P	S	RC	Countermeasure	*Type
More temperature	More temperature in W7013A shell side (evaporated propane)	Malfunction of pressure control valve PICS-A++17101, or valve PVC17101 on the sea water line of lower bundle of W7014A fails open.	Maximum temperature in heating media (tube side) is limited by maximum temperature of sea water (25°C) which is lower than design temperature. Intrinsically safe.					
		Human error opening manual valve of gas propane from compressors.	Temperature in shell side higher than design temperature. Loss of containment. Release of pressurized propane gas to atmosphere. Fire	P2	S2	C	UZ52213: T17174 a T=80°C para los compresores.	Z (SIL2)
						TS+A++17002 (high quality) in compressor discharge line stops compressor when temperature is higher than 80°C (Tdesign=80°C).	S	
	More temperature in W7014A tube side (sea water)	No scenario.						
	More temperature in W7014A shell side (propane)	As more temperature in W7013A shell side.	See more temperature in W7013A shell side.					
	More temperature in W7013B tube side (propane)	Malfunction of temperature control: TC17170 in propane bypass of W7013A	No problem for tube bundle but condensation capacity may decrease. Increase pressure in shell side of W7013B, see more pressure.				TA+17170 will initiate an alarm, for operator action.	
		Less propane flow in tube side.	No safety relevant					
		Storage mode: Failure of sea water supply and BOG in shell side	Pressure increase at shell side with a temperature increase at tube side (80°C) --- > above design temperature (60°C). Tube rupture. No loss of containment, no safety relevant.				PICS+A++17111 opens PVK17111.	
		Storage mode: Malfunction of pressure control valve PICS-A++17111, or valve PVC17101 on the sea water line of lower bundle of W7014A fails close.	Pressure increase at shell side with a temperature increase at tube side (80°C) --- > above design temperature (60°C). Tube rupture. No loss of containment, no safety relevant.				New P17102 and P17112 (PIS+A+) installed in W7013A/B	
	More temperature in W7013B shell side (evaporated propane)	Storage mode: Failure of sea water supply and BOG in shell side	Temperature in shell side higher than design temperature. Loss of containment. Release of pressurized propane gas to atmosphere. Fire	P2	S2	C	UZ52220: Si T17111 llega a T=-10°C y T17517 o T17518 llega a T=1°C, cierra L17170, H17172, H17173, H17174 (entradas W7013A/B)	Z (SIL3)
						TS+A++17002 (high quality) in compressor discharge line stops compressor when temperature is higher than 85°C (Tdesign=80°C).	S	
Storage mode: Malfunction of pressure control valve PICS-A++17111, or valve PVC17101 on the sea water line of lower bundle of W7014A fails close.		Same as failure of sea water supply and BOG in shell side. See above						
More temperature in W7014B tube side (sea water)	Sea water intake temperature higher than usual (24°C)	No problem for the tube bundle, condensation capacity may be decreased, possible pressure rise in shell side.						
More temperature in W7014B shell side (Propane)	Refer to more temperature in W7013B shell side.							

Cont. Tabla G.1. HAZOP del proceso

Parameter	Deviation	Cause	Consequence	P	S	RC	Countermeasure	*Type
More temperature	More temperature in B7014	Storage mode: heat input by BOG condensate not sufficiently compensated by cold propane bypass.	Increase of temperature. Design temperature will be higher (50°C). Pressure will increase, refer to more pressure.				Maximum pressure in surge vessel is controlled by PVC17120 which will release vapor to tank if pressure too high.	
						High temperature alarm TA+17120.		
		Send-out mode: heat input by BOG condensate not sufficiently compensated by tube stream cold propane	Increase of temperature. Design temperature will be higher (50°C). Pressure will increase, refer to more pressure.				TICA+17120 will open bypass line (TVK17120) from B7101 (-42°C).	
		P7013A/B/C heat input by pumps running with recirculation mode.	Increase of temperature. Design temperature will be higher (50°C). Pressure will increase, refer to more pressure.				Maximum pressure in surge vessel is controlled by PVC17120 which will release vapor to tank if pressure too high.	
	More temperature in intank pumps P7011A/B	Discharge side closed (dead head) and failure of EICS control or closed recirculation valve.	Increase of temperature in the pump and discharge line. Possible damage to pump. No loss of containment, submerged pumps.				LO manual valves in recirculation line.	
							Automatic valve in recirculation line opens in case of energy failure.	
							PIA+ in P16950 and P16960 at 10 bar.	
	More temperature in P7013A/B/C	Discharge and suction sides closed	Increase of temperature, thermal expansion and liquid vaporization, increase of pressure, leakage of propane (ductile material)	P2	S2	C	- Safety valves at discharge side: Y17111/12/21. LO valves in inlet and outlet side.	
							- Minflow control FIC17130/40/45.	
							- TS+17130/40/45 in pump	
				GOS- in H17120 which stops pump sending in case that the valve closes				
				GOA+- in all relevant manual valves from B7014 to PDH.				
Low or no product in the tank		Pump rupture and leakage in the next use, rupture, leakage of propane, fire	P3	S2	D	There are LS-A- in boosters pump suction.		
					I.o. manual valves in suction side. Automatic valve in suction side interlock the pump if closed	S (D)		
More temperature in oil vessels of pumps	Loss of cooling system	According to experience, max oil temperature is 55-70°C. Range of operation is 40-100°C. In long term high temperature, properties of oil may change. Possible loss of lubrication.	P3	S2	D	TIA+ in oil vessels of PB-5220/40/60.	O (D)	
More temperature in pipelines	Solar radiation	In case of block in liquid overpressure. See more pressure in pipelines.						

Cont. Tabla G.1. HAZOP del proceso

Parameter	Deviation	Cause	Consequence	P	S	RC	Countermeasure	*Type
More temperature	More temperature in P-5280A/B/C and P5217A/B	Pump working with discharge side closed	Increase of temperature. Maximum temperature achievable is the boiling temperature at the maximum pressure of the pump (Tmax=80°C)				Intrinsically safe	I
			Increase of pressure in pipes. Refer to more pressure in pipelines.					
			If the pump is working long time in this conditions, seal could be damaged. Release of propylene.	P3	S2	D	Programación lazos de control clase Z Transmisores de flujo en descarga capaces de parar la bomba	Z (SIL3)
		Pump working with suction and discharge side closed	Increase of temperature, increase of pressure because of liquid expansion, rupture of seal or gasket, loss of containment (ductil material). When pump is restarted again, release of propylene, fire/explosion	P2	S1	B	Programación lazos de control clase Z Transmisores de temperatura en descarga capaces de parar la bomba Transmisores de flujo en descarga capaces de parar la bomba	Z (SIL3)
		Dry running	Seal damage and propylene is released to the "calderín" (only partial rupture of internal seal) or atmosphere (complete seal rupture)	P3	S1	C	Programación lazos de control clase Z Transmisores de temperatura en descarga capaces de parar la bomba Transmisores de flujo en descarga capaces de parar la bomba	Z (SIL3)
Less temerature	Less temperature in W7013A tube side (cryogenic propane)	Lowest possible temperature is tank temperature at the lowest pressure (-5 mbar, -44°C).	Design temperature of -50°C, intrinsically safe.					
	Less temperature in W7013A shell side (evaporated propane)	Sea water flow stopped	No problem for the shell side but danger of freezing of water in tubes W7014A				See at no flow tube side W7014A	
		Shell side pressure is released by vent valve	As the intermedium pressure is lowered the propane will boil and quickly assume boiling liquid temperature. Design temperature of -50°C, intrinsically safe.				PS-- P17101 will initiate an alarm and close vent valve PVK P17101.	
		W7013A tube rupture, release cold propane to W7013A shell side	Design temperature of -50°C, intrinsically safe.					
	Less temperature in W7014A tube side (sea water)	No sea water flow	Freezing of water and tube rupture. Release of liquid propane to the sea water pipeline. Propane emission to sea water. Considering d=20mm of tube rupture, there would be a radio of 15 m of propane gas cloud from the pit where water comes back to the sea.	P3	S1	C	Programación lazos de control clase Z - Programado que TIS-17101/2 cierre entrada propano a temperatura mayor que -1.7°C. - Programado FIS-17500 a 250 m3/h que cierre entrada de propano a intercambiador. Actualmente hay alarma a 300 m3/h. Programado TIS-17502 a 4°C que cierre entrada propano.	Z (SIL3)
	Less temperature in W7014A shell side (propane)	Refer to less temperature in W7013A shell side (evaporated propane)						
Less temperature in W7013B tube side (propane)	No heat exchange in W7013A	Design temperature of -50°C, intrinsically safe.						

Cont. Tabla G.1. HAZOP del proceso

Parameter	Deviation	Cause	Consequence	P	S	RC	Countermeasure	*Type	
Less temperature	Less temperature in W7014B shell side (Propane)	See less temperature in W7013B shell side (evaporated propane)							
	Less temperature in B7014	Process deviation: Controller TC17170 or TC17120 nor working properly	No problem for the vessel Sending propane to cold to PDH plant. Design temperature of the pipe -46°C				Vessel made of LTCS (-48°C)	ID	
		Depressurization due to PIC17120 failure or valve PVK17120 open.	No problem for the vessel				Vessel made of LTCS (-48°C)		
		Cold propane stream due to heat exchanger failure	No problem for the vessel				Vessel made of LTCS (-48°C)		
	Less temperature in intank pumps P7011A/B	Minimum temperature is tank B7101 temperature (-48°C). Refer to less temperature in B7101.	Design temperature (-48°C)						
	Less temperature in P7013A/B/C	See less temperature in B7014.	Design temperature -48°C.						
	Less temperature in oil vessels of pumps	Leakage of seal. Propylene liquid to oil.	Material fragilitation due to low temperature (boiling temperature of -48°C)						
	Less temperature in pipelines	Sudden depressurization	Material fragilitation due to low temperature (boiling temperature of -48°C)				Material according to media key is suitable for low temperature (-50°C)		
	Less temperature in P-5280A/B/C and P5217A/B and P-5220/40/60/16A/16B	Sudden depressurization	Material fragilitation due to low temperature (boiling temperature of -48°C)				Design temperature is -48°C	I	
More pressure	More pressure in W7013A tube side (propane)	One or more valves on the outlet line is closed	No problem for the tubes because design pressure is higher than shut off pressure of the pumps (Pmax=8.7, Q=0).					ID	
		Blocked volume and heat ingress due to ambient temperature or external fire	Tube damage possible	P2	S1	B	Safety valves Y17107 and Y17108 rated at 25 barg. Valve in the outlet of W7013A is locked open	Y	
	More pressure in W7013A and W7014A shell side (propane)	High pressure in discharge side of compressor.	Shell rupture, release of propane gas, fire.		P2	S2	C	Y17000/20 rated are 22 bar in discharge side of compressor. Pdesign shell is 25 bar. Pressure control PICS17101 opens PVK17101 to the flare at 16 bar.	
		Control valve PVC17101 on the sea water line W7014A tube bundle fails open.	Shell side pressure may rise to vapour pressure of intermedium at highest sea water temperature (24°C). At 24°C intermedium pressure is 11 barg, much lower than shell design pressure.						ID
		Leakage due to tube / tube sheet failure.	Shell side pressure may rise pump shut off head pressure						ID
			Shut off head pressure on intank pumps and of sea water pumps lower than shell side design pressure.						
		Solar radiation while no send out and no cooling water flow	No problem for the heat exchanger						
		External fire	Pressure might increase above design pressure					Y17101/02 rated at 25 bar release to the flare. Pressure control PICS17101 opens PVK17101 to the flare at 16 bar. Insulation withstanding fire for 30 minutes	Y

Cont. Tabla G.1. HAZOP del proceso

Parameter	Deviation	Cause	Consequence	P	S	RC	Countermeasure	*Type
More pressure	More pressure in W7014A tube side (sea water)	Valve on the outlet line is closed	Tube side design pressure higher than pump shut off head pressure. No consequences.					ID
		Thermal expansion of block-in liquid	Tube rupture.	P2	S1	B	Y17501 rated at 10 bar.	Y
	More pressure in W7013B tube side (propane)	One or more valves on the outlet line is closed	No problem for the tubes because design pressure is higher than shut off pressure of the pumps (Pmax=8.7, Q=0).					ID
		Blocked volume and heat ingress due to ambient temperature or external fire	Tube damage possible	P2	S1	B	Safety valves Y17107 and Y17108 rated at 25 barg. Valve in the outlet of W7013B is locked open	Y
	More pressure in W7013B and W7014B shell side (propane)	High pressure in discharge side of compressor.	Shell rupture, release of propane gas, fire.	P2	S2	C	Y17000/20 rated are 22 bar in discharge side of compressor. Pdesign shell is 25 bar. Pressure control PICS17111 opens PVK17111 to the flare at 16 bar.	Y
		Control valve PVC17111 on the sea water line W7014B tube bundle fails open.	Shell side pressure may rise to vapour pressure of intermedium at highest sea water temperature (24°C). At 24°C intermedium pressure is 11 barg, much lower than shell design pressure.					ID
	Leakage due to tube / tube sheet failure.	Shell side pressure may rise pump shut off head pressure Shut off head pressure on intank pumps and of sea water pumps lower than shell side design pressure.					ID	
	Solar radiation while no send out and no cooling water flow	No problem for the heat exchanger						
	External fire	Pressure might increase above design pressure					Y17103/04 rated at 25 bar release to the flare. Pressure control PICS17111 opens PVK17111 to the flare at 16 bar. Insulation withstanding fire for 30 minutes.	Y
More pressure	More pressure in W7014B tube side (sea water)	Valve on the outlet line is closed.	Tube side design pressure higher than pump shut off head pressure. No consequences.					
		Thermal expansion of block-in liquid	Tube rupture.	P2	S1	B	Y17502 rated at 10 bar.	Y
More pressure	in B7014	Process deviation: heat input by BOG condensate not sufficiently compensated by cold propane bypass. Maximum temperature of BOG condensate is 70°C (vapour pressure at 25 bar).	Pressure in the tank will increase over design pressure.	P2	S1	B	Y17105/06 rated at 18 bar.	Y
							Maximum pressure in surge vessel is controlled by PVC17120 which will release vapor to tank B7101 if pressure too high. TICA+-17120 opens TVK17120 (propane at -42°C) in case temperature is higher than 4°C.	

Cont. Tabla G.1. HAZOP del proceso

Parameter	Deviation	Cause	Consequence	P	S	RC	Countermeasure	*Type
More pressure	More pressure in B7014	Gas break through from W7014A/B if level control LCV17110/100 fails open or LVK17110 fails.	Pressure in the tank will increase over design pressure.	P2	S1	<b>B</b>	Y17105/06 rated at 18 bar.	Y
		Compressor discharge side pressure ensured at 22 bar					UZ52205 PZ+17120, 17121, 17122 stops V7011A/B	
		Manual valves open in direct stream from compressor discharge side to B7014 (22 bar). Used during non routine operations.		P2	S1	<b>B</b>	Y17105/06 rated at 18 bar.	Y
	More pressure due to intank pumps	Pmax of intank pumps 8.7 bar. No consequences.				PS+ that stops intank pumps or use P17120, 17121, 17122 to do it in normal quality.		
	Increase of temperature due to heat input from pumps P7013A/B/C running in recirculation mode.	Pressure increase in surge vessel above design pressure.	P2	S1	<b>B</b>	Y17105/06 rated at 18 bar.	Y	
						UZ52205 PZ+17120, 17121, 17122 stops P7013A/B/C at 7.3 bar. PS+ that stops booster pumps or use P17120, 17121, 17122 to do it in normal quality. For this scenario is not necessary a SIF because the safety valve is the last protection.		
	Overfilling and thermal expansion.	Pressure in the tank above design pressure. See more level in B7014	P2	S1	<b>B</b>	Y17105/06 rated at 18 bar.	Y	
	External fire	Pressure might increase above design pressure				At 18 barg, safety valve Y17105/06 will open and release propane vapor to flare via blow down system.	Y	
						Vessel protected with fire insulation (120 min)		
	More pressure in P7013A/B/C	More pressure due to closing of valve in discharge line	Pressure increase due to shut off pump pressure (Pmax=18 bar+32 bar=50 bar), Pe pump=50 bar, pipeline PN63.				FICS-17130/40/45 stops the pumps P7013A/B/C in case of low flow.	
Block in liquid and pump running. Refer to more temperature.								
More pressure in sending line to PDH plant.	Pressure surge (water hammer) due to quick closing of valves.	Pipe damages with release of propane.				Closing time of shut down valves will be adjusted to 20-30 sec.		
More pressure in F7012 A/B	Pressure from B7014. Pmax=18 bar, Pd=25 bar	Intrinsically safe.				Manual valves in discharge line not able to close instantly because huge diameter.		
	Thermal expansion due to block in liquid	Pipeline rupture and release of propane.	P2	S1	<b>B</b>	Y17119/20 rated at 25 bar.	Y	
					Manual valves in the filter inlet are L.O.	O		
More pressure in P7011 A/B	More pressure due to closing of valve in discharge line	Pressure increase due to shut off pump pressure (Pmax=0,2 bar+8.7 bar=9 bar), Pe pump=10 bar, pipeline PN25.				EICS- NP7011A/B stops pumps if no consumption is detected.		

Cont. Tabla G.1. HAZOP del proceso

Parameter	Deviation	Cause	Consequence	P	S	RC	Countermeasure	*Type
More Pressure	More pressure in oil vessels of booster pumps (Pd=40 bar)	More pressure due to N2 (Pmax=200 bar)	Vessel rupture	P2	S1	B	SV5225 rated at 30 bar in PH5220; SV5245 rated at 30 bar in PH5240; SV5265 rated at 30 bar in PH5260; SV12 rated at 25 bar in PH5215; SV11 rated at 25 bar in PH5216 High pressure alarm in the vessels	
		Loss of cooling	Increase of pressure due to propylene presence in the oil due to a leakage and high temperature.	P2	S1	B	SV5225 rated at 30 bar in PH5220; SV5245 rated at 30 bar in PH5240; SV5265 rated at 30 bar in PH5260; SV12 rated at 25 bar in PH5215; SV11 rated at 25 bar in PH5216 High pressure alarm in the vessels	
		Seal rupture	Same consequences that loss of cooling. Refer to loss of cooling					
		Overfilling during oil filling and thermal expansion	Tank rupture. Oil spillage					
	More pressure in oil vessels of sundyne pumps (Pd=25 bar)	Fuga del sello primario a Presión en cajera = 1,3XPresión aspiración = 1,3X17.5 Bar = 22.75 bar	Intrinsically safe				Depósito diseñado según API52 High pressure alarm and switch stops the pumps.	
		Thermal expansion in case of overfilling	Tank rupture. Oil spillage.					
	More pressure in pipelines	Solar radiation and propylene blocked between valves, thermal expansion of liquid.	Increase of pressure, pipe gasket rupture. Leakage.	P2	S2	C	Thermal expansion safety valves every blocked pipe more than 50L. Thermal expansion safety valves release to B-5211 or B5210.	
	Less pressure	Less pressure in W7013A tube side (propane)	No causes found.					
		Less pressure in W7013A and W7014A shell side (propane)	Sea water flow stopped	Even at lowest ambient temperature of -2°C vapour pressure medium above 1 bar(a)				PA-17101 will initiate an alarm Shell is designed for absolute vacuum.
Less pressure in W7014A tube side (sea water)		No causes found						
Less pressure in W7013B tube side (propane)		No causes found						
Less pressure in W7013B and W7014B shell side (propane)		No BOG flow into W7013B/W7014B	Even at lowest possible propane temperature vapour pressure of medium above 1 bar(a)				Shell designed for vacuum.	
Less pressure in W7014B tube side (sea water)		No causes found.						
Less pressure in B7014		Net send-out volume is more than the boil-off rate in the tank.	Propane will cool down correspondingly.				Vessel made of LTCS (Td=-48°C).	
Less pressure in P7013A/B/C		Low level of B7014 or suction side blocked. Refer to less flow in P7013A/B/C						

Cont. Tabla G.1. HAZOP del proceso

Parameter	Deviation	Cause	Consequence	P	S	RC	Countermeasure	*Type	
More level	More level in W7013 A and W7014 A shell side (propane)	Human error at filling	Heater efficiency reduced				Clear filling instruction in operation manual LSA+ L17100 alerts operator		
		Malfunction of LC17100	Shell cooling efficiency reduced. Refer to high pressure.				Compressor V7011A/B will be stopped by LS+17100 Compressor will be stopped by pressure high switch PS+17001/21		
			Tube heater efficiency reduced				Compressor V7011A/B will be stopped by LS+17100 Compressor will be stopped by pressure high switch PS+17001/21		
		More level in W7013 B and W7014B shell side (propane)	Human error at filling	Heater efficiency reduced				Clear filling instruction in operation manual LSA+ L17110 alerts operator	
			Malfunction of LC17110	Cooling efficiency reduced. Refer to high pressure.				Compressor V7011A/B will be stopped by LS+17110 Compressor will be stopped by pressure high switch PS+17001/21	
				Tube heater efficiency reduced				Compressor V7011A/B will be stopped by LS+17110 Compressor will be stopped by pressure high switch PS+17001/21	
	More level in B7014	Stop of booster pumps, failure of LC17120	Overfilling of vessel will pressurize vessel up to shut off head pressure on intank pump.				Design pressure of vessel higher than shut off head pressure of intank pump.	IT	
							LS++17120 will cut feed streams by closing level control valve LVK17170 and stoping compressors V7011A/B	S	
		Failure of TICA17120 or TVK17120 fails open	Overfilling of vessel will pressurize vessel up to shut off head pressure on intank pump.				Design pressure of vessel higher than shut off head pressure of intank pump.	IT	
							LS+17120 that close TVK17120 in case of level high and LVK17110.		
		Failure of LC17100/10 or LVK17110 fails open	Overfilling of vessel, increase of pressure up to 22 bar (safeguarded pressure at compressor discharge side)				LS+17120 that close TVK17120 in case of level high and LVK17110.		
More level in oil vessels	Loading more quantity of oil	Overfilling. Spillage of oil.				High level alarm in oil vessels			
	Seal damage, leakage of propylene	Sundyne oil vessel: Overfilling. Spillage of oil and propylene to atmosphere.				High pressure alarm in oil vessel that stops the pump. Refer to more pressure in sundyne oil vessels	S		
						Interlock for low level alarm in oil vessels that stops the pump.	O		
	Booster oil vessel: Overfilling.					Pressure in oil vessel is higher than operation pressure. No overfilling Interlock and low pressure alarm that stops pump.			
Less level	Less level in W7014A/B shell side (propane)	Human error at filling or failure of LC17100/17110	Heater efficiency reduced				Clear filling instruction in operation manual		
			Cooling efficiency reduced. Increase of pressure. Refer to high pressure.				LICS-17100/17110 close LVK17110.		
			Gas break through to B7014. Refer to high pressure.						

Cont. Tabla G.1. HAZOP del proceso

Parameter	Deviation	Cause	Consequence	P	S	RC	Countermeasure	*Type
Less level	Less level in B7014	Failure of LC17120 or LVK17120 fails open or LVK17170 fails open	No safety problem for the vessel. Pumps dry running. Refer to less flow.					
	Less level in oil vessels	Purge mistakenly opened or untight	Sundyne oil vessels: Loss of seal fluid. Seal damage. Propylene leakage.	P3	S2	D	LA-S- that stops pumps	
Booster oil vessels: Loss of seal fluid. Seal damage. Propylene leakage.			P3	S2	D	LA-S- that stops pumps		
More viscosity	More viscosity of lubrication oil (gear box) (Sundyne)	Different oil	Pump damage. No leakage expected.				Tipo de aceite indicado en el planificado de mantenimiento	
	More viscosity of seal oil of all pumps	Different oil	Possible damage to the seal. Possible propylene leakage	P3	S2	D	Tipo de aceite indicado en el planificado de mantenimiento	
Less viscosity	Less viscosity of lubrication oil (gear box) (Sundyne)	Different oil	Pump damage. No leakage expected.				Tipo de aceite indicado en el planificado de mantenimiento	
	Less viscosity of seal oil of all pumps	Different oil	Possible damage to the seal. Possible propylene leakage	P3	S2	D	Tipo de aceite indicado en el planificado de mantenimiento	
Ignition Sources, Ignition energy	Static electricity	Charge loading due to flow in the pipes	Potential source of ignition.				Grounding of all equipment and pipes. Refer to DPCE	
	Electrical spark	Electrical device failure	Potential source of ignition				All electrical equipment according to ATEX zone. Refer to DPCE.	
	Mechanical spark/hot surface	Mechanical device failure.	Potential source of ignition				All mechanical equipment according to ATEX zone. Refer to DPCE.	
	Electrical storm	Lightning	Potential source of ignition				Lightning protection.	
Equipment - External leakage	Leakage in functional group.	Flange leakage, loss of containment	Explosive atmosphere. Fire				Gas detectors in all equipment	
							Regular plant inspection	
							Fire detectors (drop pressure in plastic tubing) in pressurized propane zone.	
Equipment - Internal leakage	Internal leakage in W7015 A/B	Corrosion due to sea water.	Inlet of oil in sea water stream. Loss of lubrication oil. Refer to less level of oil.				Heat exchanger material of titanium.	
	Internal leakage in W7013 A/B	Untightness.	More level in W7014A/B. Refer to more level.					
			Low temperature in W7014A/B. Risk of tube rupture due to freezing. Refer to internal leakage in W7014A/B.					
	Internal leakage in W7014 A/B	Tube rupture due to frozen water in tube side.	Refer to less temperature in W7014A/B in tube side.				Refer to less temperature in W7014A/B in tube side countermeasures.	
		Corrosion / vibration	Corrosion is minimal because material used is titanium.	P3	S2	D	QIA+17711 explosion atmosphere detector in pit.	S (D)
			Vibration is minimal because there is a steady process in terms of pressure and temperature.					
		Beginning leakage is detectable by explosion detector in pit.						
	Leakage diameter: 5 mm. Explosion atmosphere is not relevant.					Temperature measurement in water pipeline.	O	
Internal leakage in W7011	Tube rupture due to frozen water in tube side.	Propane emission to sea water. Refer to less temperature in W7011 tube side.						
	Corrosion due to sea water.	Inlet of oil in sea water stream. Loss of lubrication oil. Refer to less level of oil.				Heat exchanger material of titanium. Gas detector installed in pit.		

Cont. Tabla G.1. HAZOP del proceso

Parameter	Deviation	Cause	Consequence	P	S	RC	Countermeasure	*Type	
Pipe/ Flange Leakage	Functional Group	Construction / assembly mistake	Emission with flammable liquids. Potential of explosion.				Installation in an open construction. Check for tightness before start up after repair work.		
		Material breakdown	Risk of Fire.				Supervision by staff during shift (patrol rounds twice per shift with a close look at possible leaks).		
							Adequate flanges and gaskets in use. Only a minimum of flange connections is used. The number of nozzles is held to a minimum.		
		Corrosion / Erosion					Mechanical integrity / preventive maintenance program.		
							Determination of required inspections or tests, their frequency, and acceptable limits or criteria for passing.		
		Vibration / Stress					Establishment of maintenance procedures.		
					Flammable (combustible) gas detectors with regular testing are uniformly dispersed around equipment containing HC's. Classified as risk class D as per BASF standard.				
Loss of utilities	Loss of sea water	Pumps failure, plugging....	Increase of pressure in B7101.				Refer to more pressure.		
			Decrease of temperature of propane in B7014				Refer to less temperature.		
	Loss of nitrogen	Supply failure, valves close	Backflow in the N2 net.				Block and bleed according BASF standards. Refer to CSR Medium PTP.		
			Loss of inertization in annular space .				Refer to DPCE		
	Loss of instrumentation air	Loss of compressed air.	Automatic valves lose energy. Loss of control in automatic valves.				Valves return to their safety position: pump recirculation valves open and the rest of the valve close.		
							Refer to "Internal leaks".		
							Redundancy system by means of nitrogen.		
							There is a manual block and bleed in the connexion between nitrogen and air		
	Loss of electricity	Power fail		Loss of pumps, compressors.				Refer to "Loss of Pump".	
				Reverse flow possible.				Refer to "Cooling less".	
						Refer to "Reverse flow / Backflow".			
						Emergency power unit.			

## H. PROCEDIMIENTO DE SIS PROOF TEST (UZ52221)

Revisión de la documentación

- a. Comprobar que la versión de software de la función o el CRC coinciden con el documentado en el listado de versiones del SPLC.
- b. En caso de cambio de versiones, existe un MOC que justifique el cambio.

Comprobar que los Proof Test de todos los instrumentos que intervienen en la función han sido realizados y no tienen puntos pendientes que impidan la puesta en marcha.

Cada 5 años: comprobar la lógica, los puntos de disparo y las constantes del SPLC

### PROOF TEST PERIÓDICO - T17133

#### 1. Preparación

Hecho OK

Informar a operaciones acerca de la realización del test.

Confirmar condiciones de proceso (¿Está la tubería vacía y limpia?).

Realizar permiso de trabajo.

Si es necesario: Seguir las medidas sobre zonas ATEX y utilizar los instrumentos y herramientas adecuados.

#### 2. Inspección visual del sensor

Hecho OK

Etiquetado: **T17133** (Nombre del TAG e identificación "Z")

Fabricante: **E&H**

Modelo: **TR62 + TMT82**

Defectos visibles (p.ej. Fugas, fijación defectuosa, corrosión, entrada de agua, cableado de señal, potencia y/o alimentación).

#### 3. Comprobación del sensor (test físico)

→ Comprobación de circuito abierto de la señal analógica

Hecho OK

Abrir el lazo mediante la cuchilla seccionable de la señal analógica en las bornas **AC09-LXEIG-AIS7 37,38** en la sala de instrumentación o directamente en el sensor

Comprobar las E/S del SPLC y que el bloque del toolkit detecta circuito abierto.

Reconectar el instrumento cerrando la cuchilla y comprobar que la medida está nuevamente trabajando de modo correcto

→ Comprobación de cortocircuito de la señal analógica

Hecho OK

Cortocircuitar el lazo las bornas **AC09-L-XEIG-AIS7 37,38**, en la sala de instrumentación, sin desconectarlo o directamente en el sensor

Comprobar las E/S del SPLC y que el bloque del toolkit detecta cortocircuito

Retirar el puente de cortocircuito y comprobar que la medida está nuevamente trabajando de modo correcto

→ Comprobación de la señal analógica

Hecho OK

Generar corriente en el lazo 4-20mA, mediante generador o mediante comunicador HART. Anotar el resultado en la tabla adjunta

Señal de entrada	Valor deseado	Valor medido en el DCS
4 mA / 0%	-50°C	
8 mA / 25%	-25°C	
12 mA / 50%	0°C	
16 mA / 75%	25°C	
20 mA / 100%	50°C	

Hecho OK

Comprobación Límite NAMUR NE43 mediante comunicador HART. Comprobar y verificar que el estado de la señal está en fallo (SPLC & DCS)

Límite instrumento	Límite PLC	
3,6 mA	3,7mA / 1,875%	
21 mA	20,8mA / 5%	
Dirección Señal Fallo	Requerido:	MIN
	Configurado	

Hecho OK

Reconectar el instrumento y comprobar que la medida está nuevamente trabajando de modo correcto

#### 4. Test extendido

Este apartado solo aplica en los años que es necesario el test extendido que para este instrumento está definido cada **10 años**. Si en este año no aplica, anotar la fecha de la última calibración

→ Calibración y revisión del sensor

Hecho OK

Quitar el sensor del proceso y llevarlo al taller para calibración y revisión o reemplazarlo por uno nuevo

Reemplazar el instrumento

Realizar el protocolo de pruebas previo al arranque

→ Finalización del Test

Hecho OK

Desconectar el instrumento y reconectarlo para eliminar todas las simulaciones

Reestablecer las condiciones normales y comprobar que el instrumento funciona con normalidad

# PLANOS



UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI



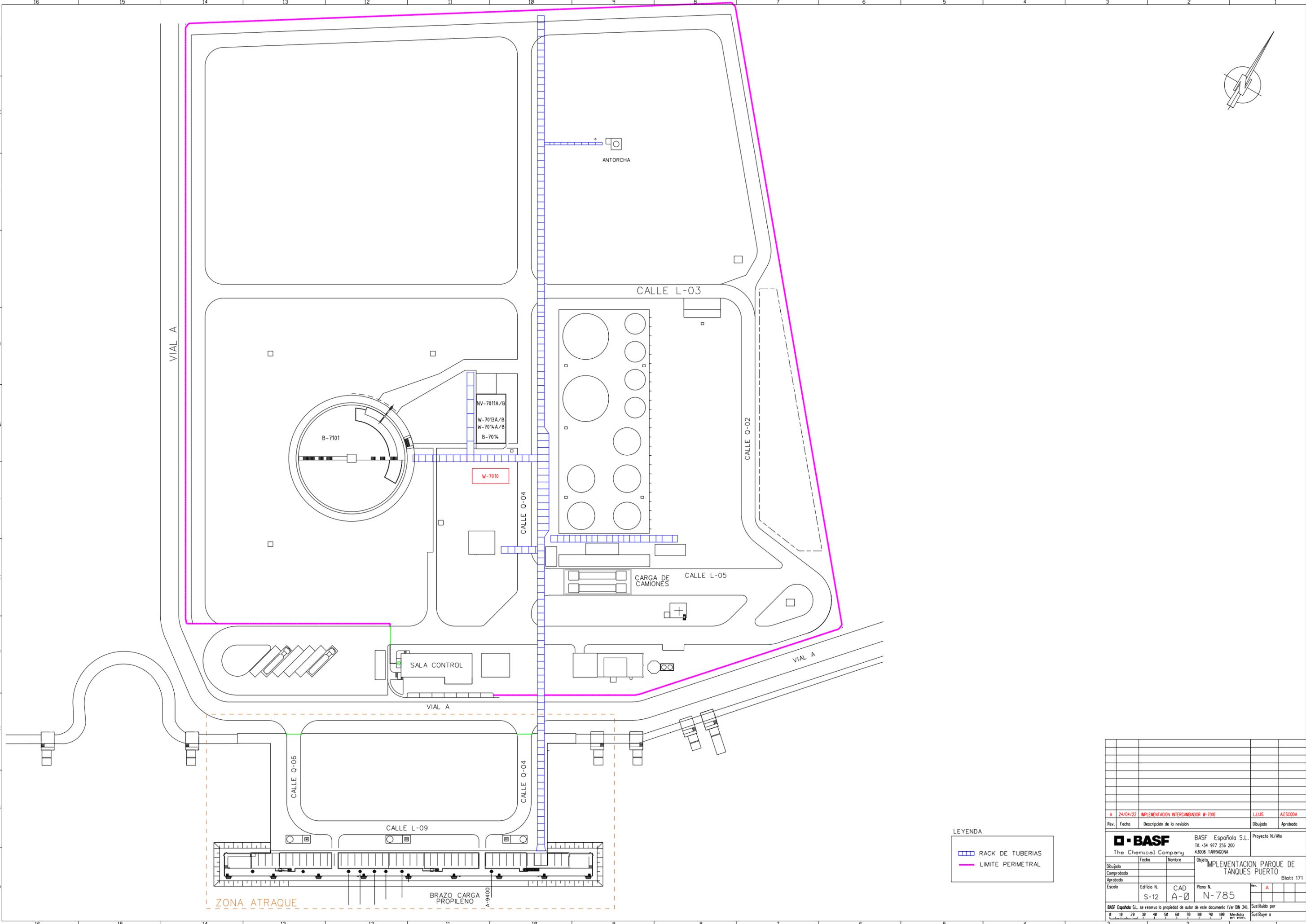
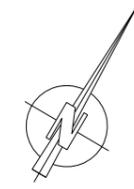
We create chemistry

**Tarragona**

**2022**

## ÍNDICE

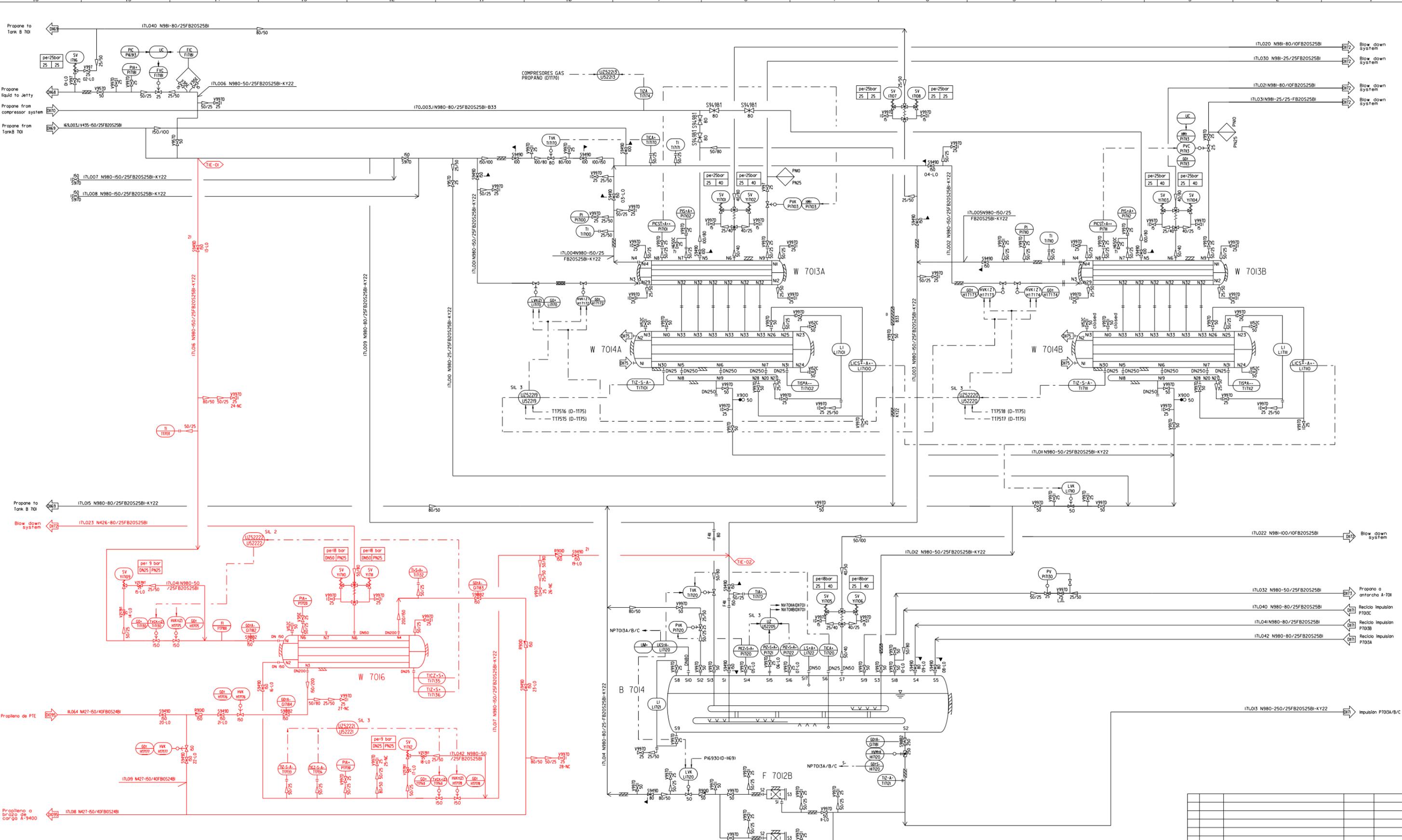
1. PLANO 1: Implementación parque de tanques de puerto (N785)
2. PLANO 2: Diagrama P&ID (D1171)
3. PLANO 3: Diagrama envío propileno a puerto (D1095)
4. PLANO 4: Hoja de especificaciones de la carcasa del intercambiador
5. PLANO 5: *Layout* de los tubos del intercambiador



LEYENDA

	RACK DE TUBERIAS
	LIMITE PERIMETRAL

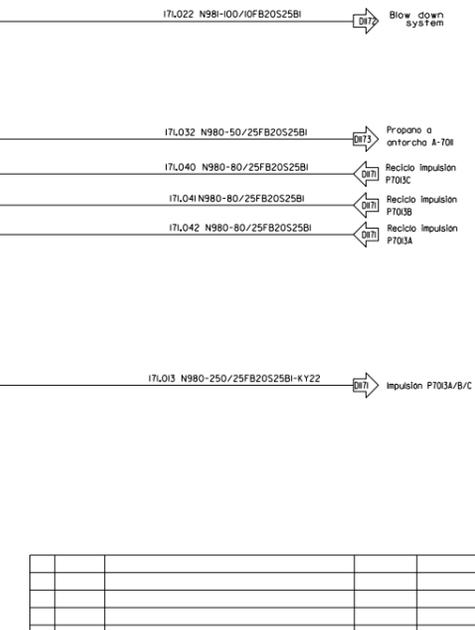
Rev.	Fecha	Descripción de la revisión	Dibujado	Aprobado
A	24/04/22	IMPLEMENTACION INTERCAMBIADOR W-7010	LLUS	AESCODA
		BASF Española S.L. The Chemical Company Tel. +34 977 256 200 43006 TARRAGONA	Proyecto N/Año IMPLEMENTACION PARQUE DE TANQUES PUERTO Blott 171	
Dibujado	Fecha	Nombre	Objeto	
Comprobado				
Aprobado				
Escala	Edificio N.	CAD	Piso N.	Rev. A
	S-12	A-Ø	N-785	
BASF Española S.L. se reserva la propiedad de autor de este documento (Ver DN 341)				Sustituido por Medida en mm.
0	10	20	30	40
50	60	70	80	90
100				
				Sustituye a



**Blatt 171**

ITEM	B7014	F7012A/B	W7013A/B	W7014A/B	W7016	SV17101-04	SV17105-06	SV17107-08	SV17109	SV17110-11	SV17112	SV17116
DESIGNACION	Surge vessel	Filter dryer	Heater, upper part	Heater, lower part	Heater	Safety valve	Safety valve	Safety valve				
FABRICANTE	Schwartz-Haeflmont	Villa	Villa	Villa	Villa	LESER	LESER	LESER	LESER	LESER	LESER	LESER
MODELO	H					4414.4642/3104.9440	4414.4642/3104.9440	4334.4282/3104.9420	4334.4282/3104.9420	4334.4282/3104.9420	4334.4282/3104.9420	4334.4282/3104.9420
MATERIAL	P 355 NL1	1.0405	P355 NL1/Titanium	P355 NL1/Titanium	P355 NL1/A182 F304							
PROTECCION												
CAPACIDAD	V=100m <sup>3</sup>	V=13L	S=216m <sup>2</sup>	S=397m <sup>2</sup>	Q=4968,2 kg/h	Q=3218,7 kg/h	Q=2528,3 kg/h	Q=2476 kg/h				
DIMENSIONES	Ø=4000 mm H=8000 mm	Ø=168,3 mm H=735 mm	Ø=800 mm H=6000 mm	Ø=1500 mm H=6000 mm	Ø=458 mm H=6000 mm	Ø=23 mm DN25/DN40	Ø=23 mm DN25/DN40	Ø=18 mm DN25/DN25	Ø=18 mm DN25/DN25	Ø=18 mm DN25/DN25	Ø=18 mm DN25/DN25	Ø=18 mm DN25/DN25
PYT DISEÑO	P=1/18bar T=48/50°C	P=1/25bar T=48/50°C	P=1/25bar // T=50/60°C // 60°C	P=1/25bar // T=50/60°C // 60°C	P=1/25bar // T=50/60°C // 60°C	Pd=25 bar PN40/PN16	Pd=25 bar PN40/PN16	Pd=25 bar PN25/PN25	Pd=25 bar PN25/PN25	Pd=18 bar PN25/PN25	Pd=9 bar PN25/PN25	Pd=25 bar PN40/PN40

**NOTAS:**  
 1) Alimentación solo en las zonas operativas  
 2) Situado lo más próximo posible del picoje



Rev.	Fecha	Descripción de la revisión	Dibujado	Aprobado
A	24/04/22	ACTUALIZACION CSR PTP	LLUS	AESCODA

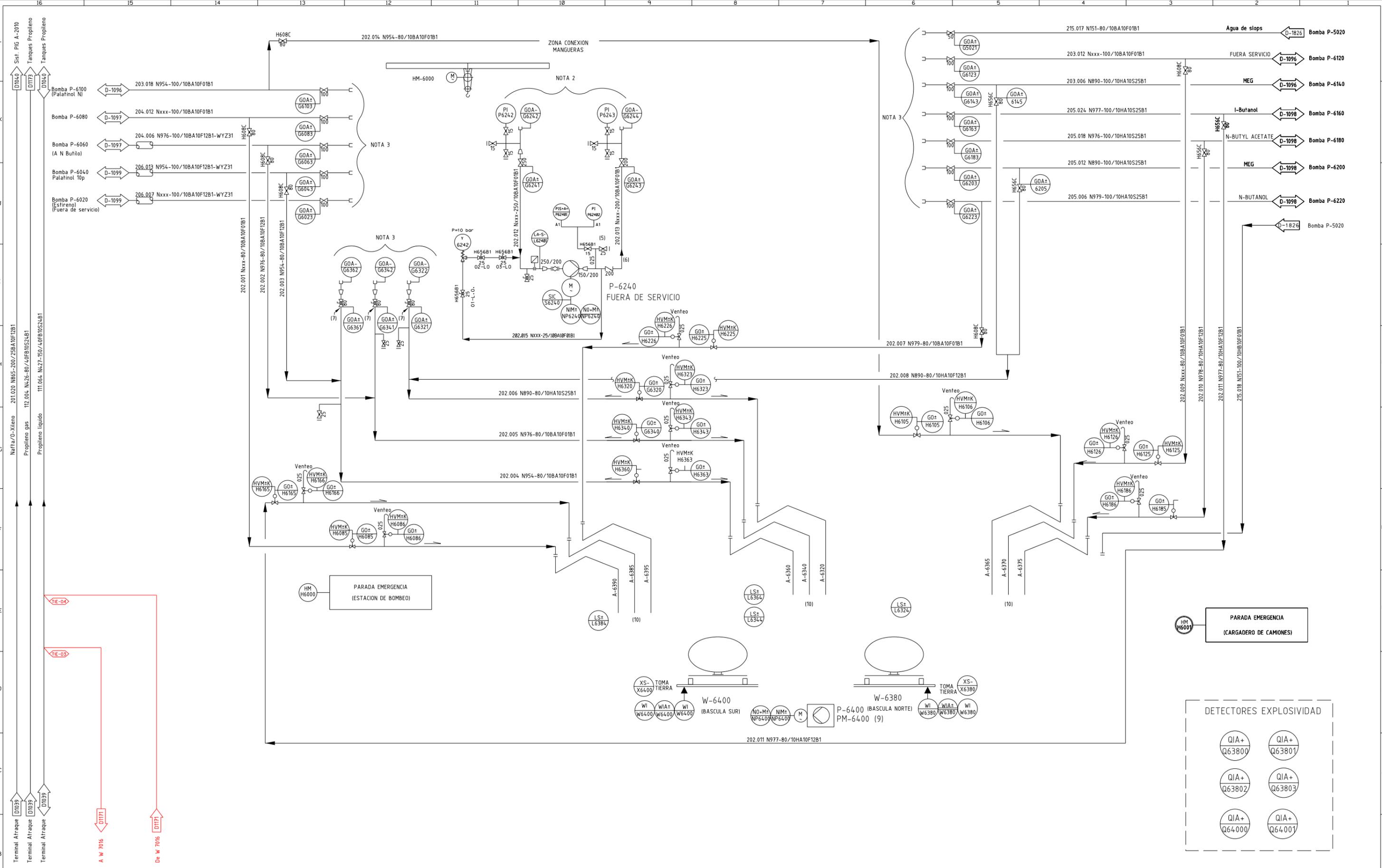
**BASF** España S.L.  
 The Chemical Company  
 Tarragona, 43006

Objeto: **CALENTAMIENTO Y ENVIO DE PROPANO**

Blatt 171

Escala: Edificio N. S-12, CAD A-0, Plano N. D-1171

Sustituido por: Sustituye o en mm.



**NOTAS:** (1) Todas las valvulas ON-OFF llevan una electrovalvula segun esta disposicion:

(2) Todas las conexiones de manguera de DN 200 con brida ciega

(3) Todas las conexiones de manguera de DN 100 con brida ciega

(4) Media coquilla de aluminio en tuberías de Estireno.

(5) Toma de muestras DN 25.

(6) Manguito + Tapon para futura conexion de sonda de temperatura, de DN 25.

(7) Disco con orificio de 37.5 mm de diametro.

(8) Distancia minima raccords - valvulas de cierre.

(9) Bomba hidraulica escaleras

(10) Puntas de teflón en extremos de brazos A-6320, A-6340, A-6360, A-6365, A-6370, A-6375, A-6385, A-6390, A-6395

Purgador de vapor  
 Mirilla  
 Filtro en y  
 Filtro temporal  
 Raccord  
 Panel Local  
 Sistema de Control  
 Local  
 Drenaje  
 Drenaje a la red de aguas contaminadas  
 Drenaje a la red de aguas pluviales  
 Espumogeno  
 Válvula de membrana  
 Válvula de compuerta  
 Válvula de bola  
 Válvula de retención  
 Válvula de asiento  
 Válvula de mariposa

Rev.	Fecha	Descripción de la revisión	Dibujado	Aprobado
A	24/04/22	PICAA LINEA PROPILENO A ATRIQUE	LLUIS	AESCODA

**BASF** The Chemical Company

BASF Española S.L.  
 Tlf. +34 977 256 200  
 43006 TARRAGONA

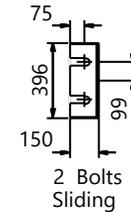
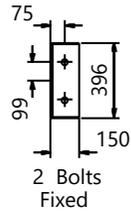
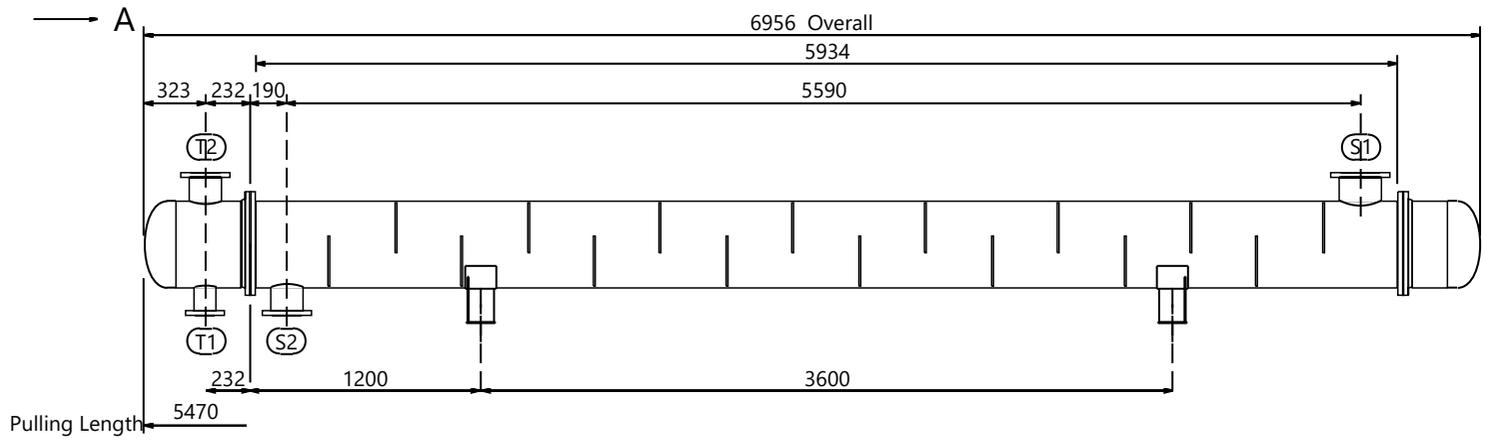
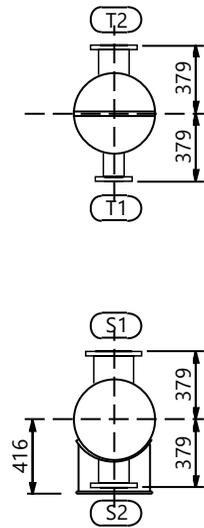
Proyecto N/Año

**AUMENTO CAPACIDAD CARGA CISTERNAS EN PTP**

Blatt 202

BASF Española S.L. se reserva la propiedad de autor de este documento (Ver DIN 34). Sustituye por

Views on arrow A



Nozzle Data				
Ref	OD	Wall	Standard	Notes
S1	219 mm	8,2 mm	Slip on	
S2	168 mm	7,1 mm	Slip on	
T1	114 mm	6 mm	Slip on	
T2	168 mm	7,1 mm	Slip on	

Design Data		Units	Shell	Channel
Design Pressure	bar	17	7	
Design Temperature	°C	65	40	
Full Vacuum				
Corrosion Allowance	mm	1,5875	1,5875	
Test Pressure	bar			
Number of Passes		1	2	
Radiography				
PWHT				
Internal Volume	m³	0,5141	0,3676	
Weight Summary				
Empty	Flooded	Bundle		
2257 kg	3088 kg	1336 kg		

Notes:						
Scale:						
Rev.	Date:	Description	Dwg.	Chk.	Appd.	

Company: BASF Española		Our Reference:	
Location: Tarragona		Your Reference: W-70	
Service of Unit:		Rev No.:	C
Item No.:		Job No.:	
Date: 01/05/2022			
<b>Company Name</b>			
City, State			
ASME Section VIII Div. 1		<b>Setting Plan</b>	
TEMA Type: BEM		Dwg No.:	Rev.:
Size: 438 - 6000			
TEMA Class: B		11	

