



UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI



DISEÑO DE LA RED DE ANTORCHA DE UNA PLANTA PETROQUÍMICA

Trabajo de Fin de Grado

Identificador: TFGEQ_1801

Miembros: Sonia Aranda Santos

Paz Fandiño Gogg

Tutor: Josep Basco Montia

Grado: Ingeniería Química

Tarragona, 17 de enero de 2018

CONTENIDO

1. INTRODUCCIÓN	5
1.1. Agradecimientos	5
2. ETAPA PRELIMINAR.....	6
2.1. Descripción del proyecto	6
2.2. Alcance del proyecto	7
2.3. Bases de diseño para cargas de alivio.....	8
2.3.1. Códigos y estándares	8
2.3.2. Cálculo de las cargas de alivio para el caso de fuego.....	8
2.3.3. Tipos de válvulas de seguridad.....	13
2.3.3.1 Válvulas convencionales	13
2.3.3.2 Válvulas balanceadas o de fuelle.....	13
2.3.3.3 Válvulas pilotadas.....	14
2.3.4. Estabilidad de válvulas de seguridad.....	14
2.3.5. Cargas acumuladas	14
2.4. Tipos de flujo en un fluido compresible.....	15
2.4.1. Diseño de las tuberías para un fluido compresible	15
2.4.2. Comparación de flujo adiabático e isotérmico	16
2.4.3. Comparación de flujo isotérmico e incompresible.....	17
2.5. Planificación del proyecto	17
3. BASES PARA EL DESARROLLO DEL PROYECTO	19
3.1. Bases para el diseño de la red de antorcha	19
3.1.1. Cálculo de la contrapresión en las válvulas de seguridad.....	19
3.1.2. Fuerzas y momentos impuestos a la válvula incluyendo efectos térmicos...19	
3.1.3. Vibración acústica inducida (AIV).....	19
3.1.4. Número de Mach	20
3.1.5. <i>Momentum</i> (densidad, velocidad).....	20
3.1.6. Nivel de ruido	20
3.1.7. Flujo bifásico	20
3.1.8. Máxima y mínima temperatura de diseño y choque térmico.....	21
3.1.9. Polimerización y formación de hielo	22
3.1.10. Rugosidad de la tubería	22
3.1.11. Caudal requerido y caudal máximo	22
3.2. Datos iniciales para el desarrollo de la ingeniería	22
3.2.1. Pérdida de carga en la antorcha	22
3.2.2. Válvulas de seguridad y características	23
4. DESARROLLO DE LA INGENIERÍA BÁSICA	26
4.1. Elaboración de diagramas.....	26
4.1.1. P&ID.....	27
4.1.2. Nomenclatura PID	28
4.1.3. Plot Plan.....	29
4.1.4. Isométrica	30
4.2. Diseño de tuberías y accesorios.....	31
4.2.1. Coeficientes de resistencia “K”	31

4.2.1.1	Método CRANE 410	31
4.2.1.2	Método de Hooper (2 K's).....	33
4.2.1.3	Método de Darby (3 K's).....	33
4.2.2.	Dimensionamiento de las tuberías	34
4.2.3.	Aislamiento térmico.....	35
4.3.	Cálculo de la contrapresión.....	39
4.3.1.	Flujo isotérmico	39
4.3.1.1	Método isotérmico API 521.....	39
4.3.1.2	Método isotérmico con <i>Aspen Flare System Analyzer</i> ®	41
4.3.2.	Flujo adiabático con <i>Aspen Flare System Analyzer</i> ®.....	43
4.3.3.	Flujo bifásico con <i>Aspen Flare System Analyzer</i> ®.....	43
4.4.	Diseño de la instrumentación y control	44
4.4.1.	Lista de líneas	44
4.4.2.	Válvulas de control	46
4.4.2.1	Diseño	46
4.4.2.2	Hoja de especificación VG1001	47
4.4.3.	Sistema de control de la red de antorcha	48
4.5.	Diseño de los equipos	50
4.5.1.	Antorcha B850.....	50
4.5.1.1	Descripción funcional.....	50
4.5.1.2	Diseño.....	50
4.5.1.3	Hoja de especificación B850	55
4.5.2.	Separador de líquidos.....	56
4.5.2.1	Dimensionamiento.....	56
4.5.2.2	Encamisado.....	58
4.5.2.3	Diseño mecánico.....	59
4.5.2.4	Hoja de especificación B851	64
4.5.2.5	Hoja de especificación B600	65
5.	RESULTADOS	66
5.1.	Caso 1: PP III – Fuego en la zona de destilación cota 0.0m.....	67
5.1.1.	Coeficientes de pérdida de carga	67
5.1.2.	Contrapresiones	70
5.1.3.	Simulador <i>Aspen Flare System Analyzer</i> ®.....	74
5.1.3.1	Isotérmico	74
5.1.3.2	Adiabático.....	77
5.1.3.3	Bifásico	80
5.1.4.	Comparación de los resultados	85
5.2.	Caso 2: PP III – Fuego en la zona de polimerización cota 0.0m	85
5.2.1.	Coeficientes de pérdida de carga	85
5.2.2.	Contrapresiones	86
5.2.3.	Simulador <i>Aspen Flare System Analyzer</i> ®.....	89
5.2.4.	Comparación de los resultados	93
5.3.	Caso 3: PP III – Fuego en la zona de polimerización cota 9.5m	94
5.3.1.	Coeficientes de pérdida de carga	94
5.3.2.	Contrapresiones	94
5.3.3.	Simulador <i>Aspen Flare System Analyzer</i> ®.....	97
5.3.4.	Comparación de los resultados	101

5.4.	Caso 4: PP II – Fuego en la zona de purificación de materias primas cota 0.0m 102	
5.4.1.	Coeficientes de pérdida de carga	102
5.4.2.	Contrapresiones	102
5.4.3.	Simulador <i>Aspen Flare System Analyzer</i> ®.....	105
5.4.4.	Comparación de los resultados	109
5.5.	Caso 5: PP II – Fuego en la zona de polimerización cota 9.35m	110
5.5.1.	Coeficientes de pérdida de carga	110
5.5.2.	Contrapresiones	110
5.5.3.	Simulador <i>Aspen Flare System Analyzer</i> ®.....	113
5.5.4.	Comparación de los resultados	116
5.6.	Caso 6: PP II – Fuego en la zona de destilación cota 0.0m	116
5.6.1.	Coeficientes de pérdida de carga	116
5.6.2.	Contrapresiones	117
5.6.3.	Simulador <i>Aspen Flare System Analyzer</i> ®.....	119
5.6.4.	Comparación de los resultados	122
5.7.	Análisis de resultados	122
5.8.	Modificaciones del diseño original.....	123
6.	MANUAL DE MANTENIMIENTO	127
7.	MANUAL DE OPERACIÓN	130
7.1.	Instalación.....	130
7.2.	Verificaciones preliminares a la puesta en marcha.....	130
7.3.	Puesta en marcha	131
7.4.	Instrucciones de encendido.....	132
7.5.	Funcionamiento normal	133
7.6.	Apagado.....	133
8.	MANUAL DE SEGURIDAD.....	134
9.	ESTUDIO MEDIOAMBIENTAL.....	138
9.1.	Emisión de CO ₂	138
9.2.	Dispersión de gases combustibles	139
10.	ESTUDIO ECONÓMICO	143
10.1.	Coste de las modificaciones.....	143
10.2.	Pérdida económica por parada.....	146
10.3.	Viabilidad del proyecto.....	146
11.	CONCLUSIONES	150
12.	BIBLIOGRAFÍA	151
 <u>ANEXOS</u>		
A.1.	PÉRDIDAS DE CARGA CON DIFERENTES MÉTODOS	154
A.2.	GRÁFICOS FACTOR A Y B	155
A.3.	CÁLCULO ISOTÉRMICO DE LA CONTRAPRESIÓN EN UN TRAMO	156

1. INTRODUCCIÓN

Título	Diseño de la red de antorcha de una planta petroquímica		
Identificador	TFGEQ_1801		
Tutor	Josep Basco Montia		
Día	17/01/18	Localización	Tarragona
Autoras	Sonia Aranda Santos	<i>(color azul)</i>	
	Paz Rocío Fandiño Gogg	<i>(color verde)</i>	

1.1. Agradecimientos

Queríamos dar las gracias a todos los compañeros, amigos y profesores que han estado a nuestro lado durante todos estos años y, principalmente a nuestras familias, que sin ellas nada de esto hubiera sido posible. Por último, un agradecimiento especial al Dr. Josep Basco por habernos guiado en la realización de este proyecto.

2. ETAPA PRELIMINAR

2.1. Descripción del proyecto

Este proyecto tiene como objetivo la comprobación del sistema de antorcha en dos plantas de producción de propileno. El caso dimensionante es el de fuego en las plantas. Las diferentes áreas donde puede haber fuego se han dividido en seis casos. Los tres primeros casos van destinados a la planta 3, donde se lleva a cabo el proceso PP III, y los otros tres casos a la planta 2, donde se lleva a cabo el proceso PP II.

A continuación, se muestra un listado de los casos estudiados para la comprobación del sistema de antorcha:

- Caso 1: PP III - Fuego en la zona de destilación cota 0.0m.
- Caso 2: PP III - Fuego en la zona de polimerización cota 0.0m.
- Caso 3: PP III - Fuego en la zona de polimerización cota 9.5m.
- Caso 4: PP II - Fuego en la zona de purificación de materias primas cota 0.0m.
- Caso 5: PP II - Fuego en la zona de polimerización cota 9.35m.
- Caso 6: PP II - Fuego en la zona de destilación cota 0.0m.

Para llevar a cabo la comprobación, se ha partido de los datos iniciales proporcionados por la empresa en los cuales se presenta un listado de válvulas de seguridad de cada caso con sus caudales requeridos y máximos. Además, se suministró la pérdida de carga de la antorcha en cada uno de los casos (facilitadas por la empresa italiana ITAS). El procedimiento seguido se presenta a continuación.

En primer lugar, se calcula la presión de salida de cada válvula realizando un estudio dimensional exhaustivo de todo el tramo que hay desde la antorcha hasta la válvula de seguridad. Con esto, se consigue calcular la contrapresión, la cual no debe superar el 15% de la presión de tarado. Si alguna válvula supera la contrapresión, perjudica al equipo que protege ya que se superará su presión de diseño.

Para el cálculo de la pérdida de carga se han utilizado diferentes métodos teniendo en cuenta el tipo de flujo que puede pasar por las tuberías, que son el flujo isotérmico, adiabático o bifásico. A continuación, se listan los métodos utilizados en cada caso:

- Flujo isotérmico: Método API 521 y Simulador *Flare System Analyzer*® de ASPEN.
- Flujo adiabático: Simulador *Flare System Analyzer*® de ASPEN.
- Flujo bifásico: Simulador *Flare System Analyzer*® de ASPEN.

Dentro de estos métodos era necesario calcular las pérdidas de carga de los accesorios en las tuberías. Para ello, se ha realizado el estudio de tres métodos de cálculo, con lo cual se encuentra el más conservador. Los métodos son:

- Método 1: CRANE (Ref. 6).
- Método 2: Darby (Ref. 6).
- Método 3: Hooper (Ref. 6).

Finalmente, se realiza un estudio de las modificaciones necesarias para disminuir la contrapresión en los casos donde no se cumpla el criterio del 15%. A partir del valor económico de estas modificaciones, se lleva a cabo un estudio económico.

Por último, se establece el control y diseño de la antorcha, así como de los separadores de líquido. Además, se lleva a cabo un estudio medioambiental de la antorcha y los manuales de seguridad, mantenimiento y operación.

2.2. Alcance del proyecto

Una planta petroquímica del polígono industrial de Tarragona ha tenido modificaciones en los últimos años. Si bien se han diseñado en cada caso las válvulas de seguridad que protegen los equipos a presión, no se han chequeado las contrapresiones en las válvulas de seguridad para los distintos escenarios. El propósito de este trabajo es calcular las contrapresiones de las válvulas de seguridad que están conectadas a la red de antorcha para comprobar si abrirán a la presión de consigna estipulada.

En el diseño original, el escenario dimensionante para la antorcha era el de fuego. Por lo tanto, se demostró que los casos acumulativos de fallo de energía eléctrica, fallo de agua de refrigeración y fallo de aire de instrumentos no eran dimensionantes.

El trabajo comprende el rediseño de la antorcha y de los botellones separadores de líquidos situados antes de ésta. Además, se llevan a cabo los manuales de mantenimiento, operación y seguridad; y un estudio ambiental y económico.

2.3. Bases de diseño para cargas de alivio

2.3.1. Códigos y estándares

- API Standard 520 (Ref. 2): Dimensionamiento, selección e instalación de dispositivos de alivio de presión en refinerías. Parte I – Dimensionamiento y selección, 9º edición, 2014. Parte II – Instalación, 6º edición, 2015.
- ANSI/API STD 521 (Ref. 1): Sistemas de alivio de presión y despresurización, 5º edición, 2014.
- ISO 4126 Dispositivos de seguridad para la protección contra una presión excesiva. Partes 1-10.
- AD – Merkblatt: Dispositivos de seguridad contra el exceso de presión A1-A6.

2.3.2. Cálculo de las cargas de alivio para el caso de fuego

Considerando el daño significativo causado por el fuego, diseñar el sistema de alivio de presión para este caso es necesario. Sin embargo, según API 520 el caso de fuego puede ser omitido en las siguientes circunstancias:

- Cuando el equipo no está situado cerca o dentro de áreas que contienen productos inflamables.
- Cuando el equipo está situado por encima de cierto nivel donde la acumulación de líquido inflamable puede ocurrir. Según API STD 521, este nivel es 7.6 m.
- Cuando el calor del fuego es insuficiente para vaporizar el líquido dentro del tiempo requerido para que los operadores lleven a cabo una acción correctiva. Normalmente este tiempo es 20 minutos.
- Cuando el equipo puede ser vaciado con seguridad si el incendio ocurre.

El comportamiento exacto del sistema cuando el fuego impacta con él es muy complejo y depende de varios factores, como de la operación de la planta, del sistema de detección de fuego, del procedimiento de parada, del sistema de extinción de incendios, etc. Seguidamente, se realiza una lista de las suposiciones que se han considerado en este proyecto:

- Se supone que cada pieza del equipo envuelto en el fuego está aislada, lo que significa que todas las entradas y salidas de productos se cierran. Esta suposición se

basa en la práctica operativa general de aislar los equipos cada vez que se detecta un incendio.

- Se supone que el fuego externo ocurre solo en una zona en particular. Esta zona de fuego es como un círculo con un diámetro de 30 m.
- Se supone que todas las válvulas de seguridad de una zona en particular alivian al mismo tiempo su máximo caudal (no el caudal requerido).
- La cantidad de calor absorbido por el equipo expuesto al fuego depende de muchos factores, como el tipo de combustible, el tamaño y forma del equipo, etc. De todos modos, la entrada de calor se determina con las correlaciones del API 521.
- Un sistema efectivo de diluvio de agua depende de muchos factores, como del clima frío, de los vientos fuertes, de los sistemas obstruidos, de una fuente fiable de agua y de las condiciones superficiales del equipo. Por consiguiente, no hay un método recomendado por API 521 respecto los factores ambientales usados en las ecuaciones que sirven para determinar la carga de calor debido al fuego.
- La existencia de aislamiento solo puede tomarse en consideración en el diseño si éste es a prueba de fuego y cumple con los criterios de API 521. En este trabajo, no se utiliza un método determinado, es decir, siempre será $F=1$.
- No se utiliza el nivel normal del líquido para calcular la absorción de calor en los recipientes y equipos que tienen un controlador automático de nivel recomendado por API 521, sino el nivel máximo de operación.
- En general, se utiliza un enfoque conservador en las tuberías y accesorios. Es decir, se agrega del 10% al 15% del valor del área mojada a la hora de considerar la generación de vapor en tuberías y accesorios que están sujetos a la misma exposición al fuego. Sin embargo, en este trabajo sólo se han incluido las tuberías con un diámetro $> DN500$.
- Para determinar la generación de vapor sólo se ha considerado la parte del recipiente que está mojada.
- Los equipos que contienen gases se comportan diferente bajo el efecto del fuego. Los equipos que contienen líquidos con un punto de ebullición razonable tendrán el beneficio de tener una buena transferencia de calor entre las paredes del equipo y el

líquido del interior, resultando así un bajo aumento de temperatura en las paredes. Por el contrario, para los equipos que contienen gases, vapores o fluidos supercríticos, habrá poca transferencia de calor entre las paredes y el fluido, lo que resultará en un rápido aumento de temperatura en las paredes del equipo. Por lo tanto, diferentes procedimientos tendrán que ser seguidos para determinar las cargas de alivio en el caso de fuego.

- A excepción de algunas aplicaciones inusuales, el tiempo de duración del fuego se ignora. Es decir, el tiempo requerido para calentar el contenido de un recipiente hasta llegar a las condiciones de alivio no se consideran en el dimensionamiento del sistema de alivio de presión. Por lo tanto, se supone que toda la entrada de calor por el fuego está disponible para vaporizar o calentar el contenido del recipiente. En este trabajo, hay las siguientes aplicaciones inusuales pero que son un caso normal en las plantas de propileno. Un recipiente está lleno de propileno líquido y la presión de alivio es mayor a la presión crítica del propileno (45.6 barg). Cuando el incendio comienza, la temperatura del líquido aumenta y una transformación isocórica ocurre hasta que el líquido alcanza el punto de consigna de la válvula de seguridad. Desde este punto, el líquido es aliviado a través de la válvula actuando como un flash isoentrópico dando dos fases a la salida. A través de la válvula ocurre una condensación retrógrada, es decir, entra un gas supercrítico y salen dos fases hasta 270°F aproximadamente. Con temperaturas más altas no hay condensación retrógrada. Desde este momento, hay un recipiente con gas y se sabe que el tiempo antes de la ruptura son 15-20 minutos (API 521). Cuando hay una condensación retrógrada, hay una vaporización posterior del propileno líquido. La carga de alivio es calculada con las fórmulas de API 521. El coeficiente de expansión térmica cambia hasta que se alcanza la temperatura crítica. En este trabajo, los valores de este coeficiente son calculados hasta 73.37°C con la correlación de Yaws (Ref. 23). Seguidamente, se puede observar el diagrama de Mollier del propileno, en el cual se pueden las explicaciones dadas en este apartado.

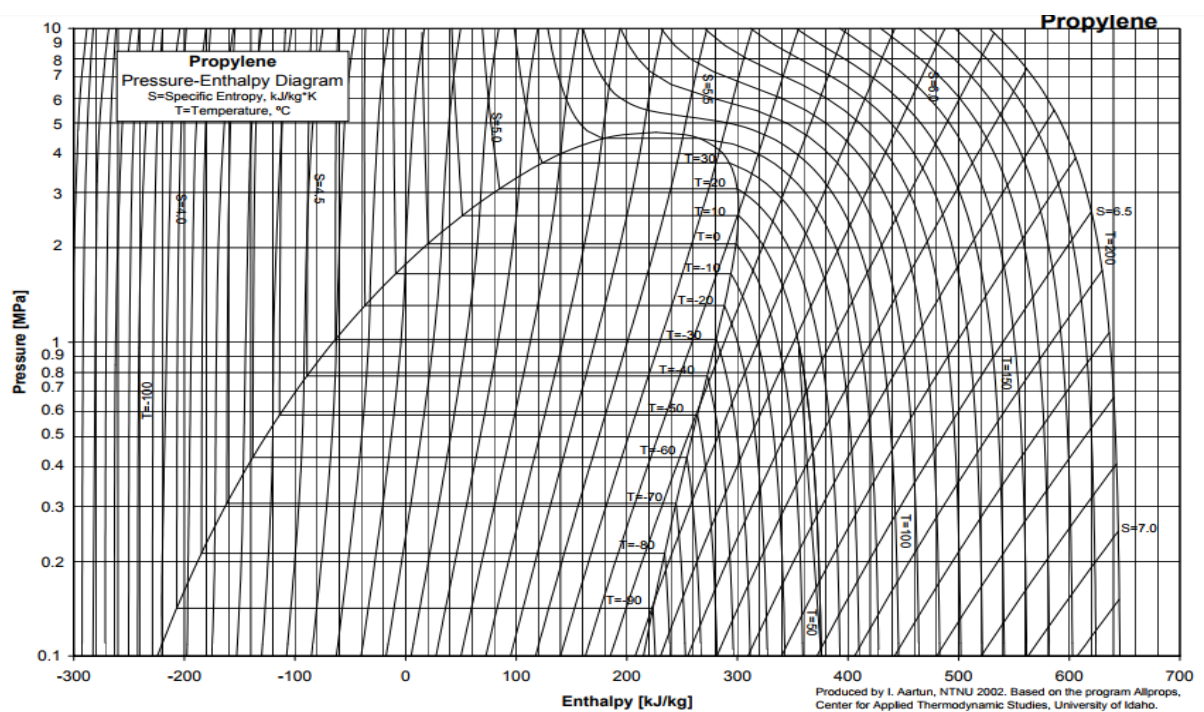


Figura 2.3.1. Diagrama de Mollier del propileno (Fuente: *Applied hydrocarbon thermodynamics*, Wayne C. Edmister, 1988. Ref. 7).

- Antes de determinar el caudal de alivio, el ingeniero tiene la importante tarea de determinar el calor latente de vaporización del líquido. En este proyecto, todos los casos son de un solo componente, es decir, no hay mezclas. Un modelo con más de un componente necesitaría un cálculo más complicado.
- En el caso de aliviar cerca de la zona crítica, el calor latente de vaporización se acerca a cero ya que domina el calor sensible. Para estas condiciones, API 521 sugiere usar el valor mínimo de calor latente de 115 kJ/kg como aproximación. Este caso se puede ver cuando la presión de tarado de la válvula está muy poco por debajo de la presión crítica.
- Como se ha nombrado anteriormente, la transferencia de calor entre las paredes del equipo y el líquido del interior es muy baja cuando el fluido es un gas, un vapor o un fluido supercrítico. Esto genera un aumento rápido de la temperatura de las paredes del equipo, pudiendo causar un fallo debido a la tensión por calor incluso antes de que la presión interna alcance la presión de tarado de la válvula de seguridad. Estos recipientes tienen que estar protegidos como se indica a continuación:

-
- Enfriamiento de la superficie del equipo mediante un sistema de diluvio de agua.
 - Proporcionar sistemas automáticos de despresurización de vapor.
 - Instalación equipos para eliminar o reducir los efectos del fuego.
 - Instalación de calorifugado a prueba de fuego.
 - Utilización de un sistema confiable de control de incendios y un equipo rápido de lucha contra incendios.
- Para los equipos que contienen un baja cantidad de líquido, es decir, equipos en los que todo el líquido contenido podría evaporarse en menos de 20 minutos, si la presión del recipiente cuando la última gota de líquido se vaporiza es menor que la presión de tarado de la válvula, la carga de alivio se basa en el procedimiento de cálculo para el equipo lleno de gas. Sin embargo, si la presión del recipiente cuando se vaporiza la última gota de líquido es mayor que la presión de tarado de la válvula de seguridad, la carga de alivio que se debe considerar es la carga de alivio máxima entre el recipiente lleno de líquido y lleno de gas.
 - Uno de los problemas en el diseño de los sistemas de alivio de presión es saber exactamente si hay una sola fase (vapor o líquido) o dos fases en la entrada de la válvula de seguridad. Generalmente, un flujo de dos fases requiere un área de alivio mayor que un flujo de una fase. Sin embargo, se ha visto que el alivio puede ser un flujo de dos fases dependiendo de los siguientes factores:
 - a. Naturaleza del líquido: es el comportamiento espumoso o no espumoso del líquido lo que da como resultado la posibilidad de tener dos fases durante el alivio de presión. Se ha observado que el alivio del líquido no espumoso generalmente es un alivio en fase de vapor (API 521). Sin embargo, no es posible predecir el comportamiento del líquido espumoso; de ahí que el enfoque conservador sea considerar el líquido como espumoso siempre que haya dudas. Las características para clasificar el líquido como espumoso pueden ser las siguientes:
 - Líquidos con viscosidad mayor a 100 cP.
 - Líquidos que contienen surfactantes.

- Líquidos sucios que contienen sólidos.
 - Líquidos multicomponentes con un amplio intervalo de punto de ebullición.
 - Líquidos que reaccionan químicamente.
 - Líquidos con más de una fase líquida.
- b. Nivel de llenado inicial: aunque un líquido puede no ser espumoso, se ha observado que, si el nivel de llenado inicial en el recipiente está por encima de cierto nivel, el alivio de presión puede ser de fase mixta, aunque hasta ahora no hay estándares bien definidos disponibles. De todos modos, un enfoque conservador es considerar el alivio de dos fases cuando el nivel de líquido inicial es superior al 20% para líquidos espumosos y superior al 80% para líquidos no espumosos.

2.3.3. Tipos de válvulas de seguridad

Las válvulas de seguridad o de alivio de presión están diseñadas para garantizar la protección del recipiente o equipo a presión en caso de que este sufra una subida de presión. Se abren cuando se alcanza un nivel de presión ajustado evitando daños en el sistema. Existen varios tipos de válvulas de seguridad disponibles en el mercado, que se presentan a continuación:

2.3.3.1 Válvulas convencionales

Son dispositivos de presión diferencial con resorte diseñados para abrirse a una presión determinada. Por sus características, son susceptibles a la contrapresión y no permiten un exceso del 10% de la presión de tarado. Contienen un disco que se abre o cierra dependiendo de la presión y un resorte que controla la posición del disco. En el momento en que el equipo tiene una subida de presión el disco cede y abre paso retornando la presión requerida en el equipo.

2.3.3.2 Válvulas balanceadas o de fuelle

Se utilizan cuando las válvulas convencionales no pueden soportar el límite anteriormente mencionado del 10%. Estas válvulas pueden llegar a resistir el 50% de la presión de tarado. La apertura de la válvula es independiente de la contrapresión ya que contienen un fuelle para minimizar el efecto directo de la contrapresión. Debido al aislamiento que contienen en su interior, logran evitar posibles daños por la corrosión del fluido.

2.3.3.3 Válvulas pilotadas

Están formadas por dos dispositivos, un piloto externo y otro principal con mayor capacidad. La presión de entrada tiene acceso a ambos dispositivos pero, en el momento en que hay una sobrepresión, el piloto externo cierra y solo trabaja el mecanismo principal de la válvula. El hecho de que exista un piloto externo evita los efectos de la contrapresión y admite hasta un 80% de la presión de ajuste sin que afecte gravemente a la capacidad de la válvula.

2.3.4. Estabilidad de válvulas de seguridad

- Las oscilaciones son generadas como consecuencia de una pérdida de presión en la entrada de la tubería. Cuando se genera un aumento de presión, se espera que una válvula funcione de manera estable, es decir, no clapetee. La regla más comúnmente aplicada para determinar la estabilidad de una válvula de seguridad es la regla de la pérdida de presión del 3%. De esta manera, la pérdida de presión en la tubería de entrada no debe exceder el 3% de la presión de tarado.
- El clapeteo se puede definir como un ciclo rápido de una válvula de seguridad al abrir y cerrar. Las causas de vibración son:
 - Líneas de entrada excesivamente largas.
 - Pérdidas de carga de entrada excesivas.
 - Contrapresiones excesivas.
 - Coincidencia de frecuencia.
 - Válvulas de seguridad sobredimensionadas.
 - Mala instalación.

2.3.5. Cargas acumuladas

Las cargas de alivio de las válvulas de seguridad pueden ser clasificadas como individuales o acumuladas. Las individuales significan que el escenario considerado (la válvula no abre, la salida está bloqueada, la ruptura de un tubo de un intercambiador, etc) afecta sólo a una válvula de seguridad. Las acumuladas son esas en las cuales el escenario considerado afecta a muchas válvulas de seguridad (fallo de la energía eléctrica, fallo del agua de refrigeración, fallo del aire de instrumentos, fuego, etc).

2.4. Tipos de flujo en un fluido compresible

En este apartado se discuten las diferentes alternativas presentes a la hora de asumir un flujo de un fluido compresible según el estudio bibliográfico realizado antes de comenzar el proyecto. Con ello, se podrá concluir qué alternativa es la más conservadora bibliográficamente. Las opciones posibles son:

- Flujo incompresible, donde la densidad del fluido es constante.
- Flujo isotérmico, donde la temperatura del fluido es constante.
- Flujo adiabático, donde no hay transferencia de calor entre el fluido y el exterior.

Con el fin de comparar las tres opciones, se compararán los gráficos de Mak (Ref. 14), con los que se pueden comparar diferentes aspectos, tales como la caída de presión, influencia del número de Mach o de las dimensiones de las tuberías.

2.4.1. Diseño de las tuberías para un fluido compresible

El flujo de un gas a través de una tubería horizontal con una sección constante está gobernado por la segunda ley de Newton, la primera ley de la termodinámica, la ley de los gases ideales y la ley de la conservación de masa. También se debe tener en cuenta el número de Mach, el cual depende de las condiciones del fluido y de la velocidad del gas. Si $Ma \geq 1$, la velocidad del gas excede la velocidad sónica.

A la hora de realizar el diseño de las tuberías, hay tres condiciones del fluido para simplificar los cálculos. Se puede tener un fluido incompresible, isotérmico o adiabático. Se puede considerar un fluido incompresible cuando éste experimenta una variación de la densidad menor al 30% o cuando la caída de presión es menor al 40% de la presión inicial. Por otro lado, es isotérmico cuando la temperatura es constante y, adiabático cuando la tubería está muy bien aislada y se puede despreciar la transferencia de calor entre el fluido y el exterior.

Aunque API 521 recomienda el método isotérmico para dimensionar todas las tuberías de un sistema de alivio, se compararán los métodos a partir del cálculo de la caída de presión mediante cada método, encontrando así el más conservador.

2.4.2. Comparación de flujo adiabático e isotérmico

Para realizar la comparación, los cálculos se realizan a partir de las ecuaciones para flujos compresibles, haciendo las suposiciones correspondientes. Se tienen en cuenta dos escenarios, el primero conocidas las condiciones a la entrada (Figura 2.4.1) y el segundo conocidas las condiciones a la salida (Figura 2.4.2). Con los resultados obtenidos se consiguen los gráficos de Mak, para comparar los métodos.

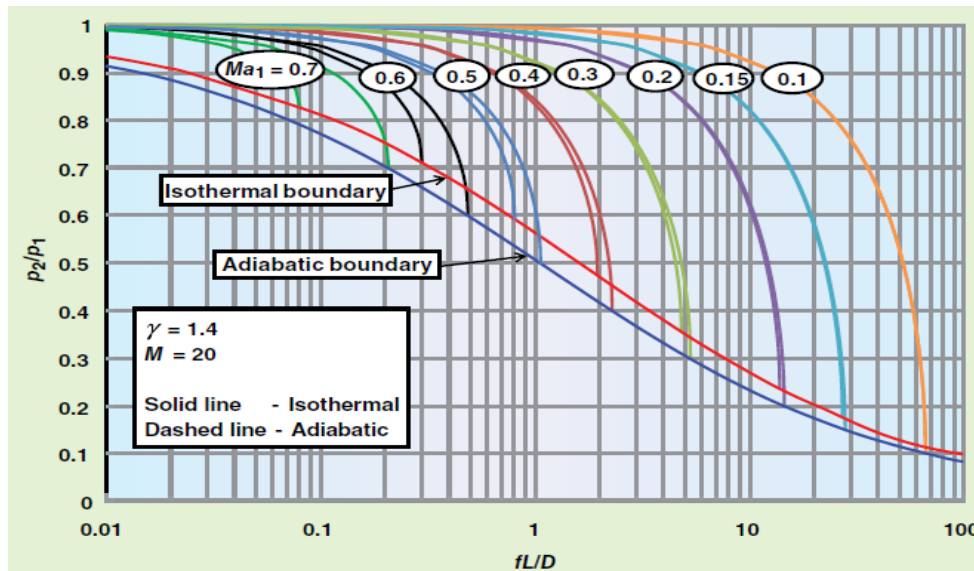


Figura 2.4.1. Gráfico de Mak a partir de las condiciones de entrada (Fuente: “Compressible Fluid Flow Calculation Methods”, Teng F, Medina P and Heigold M., 2014. Ref. 21).

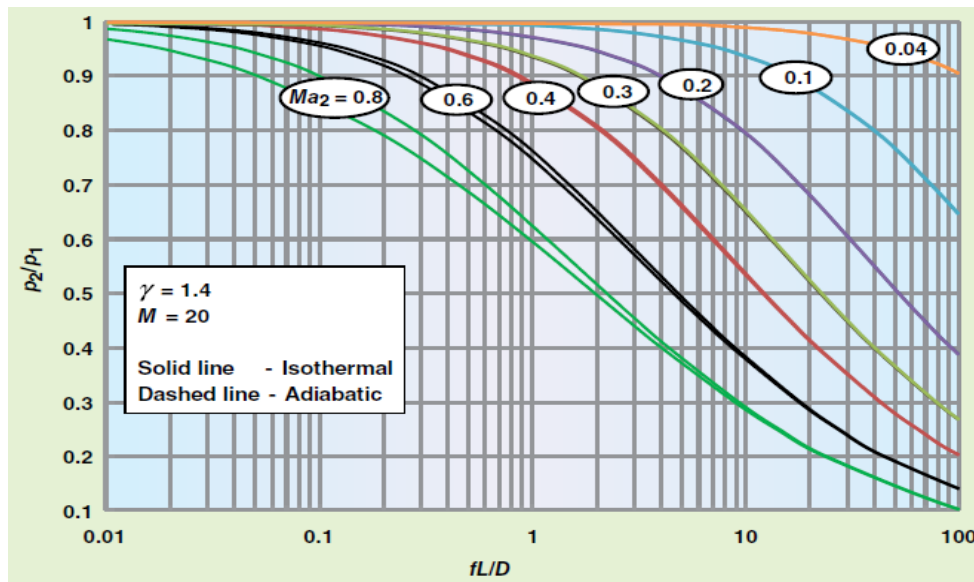


Figura 2.4.2. Gráfico de MAK a partir de las condiciones de salida (Fuente: “Compressible Fluid Flow Calculation Methods”, Teng F, Medina P and Heigold M., 2014. Ref. 21).

El primer caso muestra que la P_2 calculada para un flujo isotérmico es más pequeña que para un flujo adiabático, para las mismas dimensiones de tubería. Por lo tanto, el flujo isotérmico da resultados más conservadores respecto a la caída de presión. Además, para números de Mach pequeños los dos métodos dan resultados muy similares y, cuando $Ma \geq 0.3$, la diferencia empieza a ser notable.

En el segundo caso, se obtienen las mismas conclusiones, pero, en este caso los resultados obtenidos se parecen aún más. La única diferencia es que cuando disminuye la pérdida de carga hasta el valor crítico, el método adiabático es el más conservador.

2.4.3. Comparación de flujo isotérmico e incompresible

Para realizar la comparación, los cálculos se realizan a partir de las ecuaciones para flujos compresibles, haciendo las suposiciones correspondientes. Además, se tiene en cuenta que la caída de presión total es la suma de la caída de presión causada por la fricción y por la aceleración, aunque, para un flujo incompresible, el término de la aceleración es despreciable. En este caso, también los resultados se han calculado para condiciones de entrada conocidas y por condiciones de salida conocidas.

De este modo, se han podido comparar las presiones calculadas de la entrada o de la salida obteniendo un rendimiento (η). Como conclusión, se obtiene que, para poder discutir los dos métodos, se deben tener en cuenta dos parámetros, que son la caída de presión y el número de Mach.

2.5. Planificación del proyecto

Todo proyecto requiere una buena organización y distribución de las tareas, por lo que, se ha elaborado una planificación temporal. Previamente se han establecido un listado de tareas y una previsión de tiempo dedicado a éstas. Acto seguido, se ha creado un esquema de la planificación con el programa *Gantt Project* y se ha intentado cumplir con los plazos de entrega. No obstante, algunos de los cometidos se han podido finalizar antes de lo previsto y otros se han alargado debido a su dificultad. Asimismo, se han ampliado algunas tareas para presentar un proyecto más sugerente. A continuación, se expone el diagrama de Gantt definitivo con los objetivos íntegros del proyecto (Figura 2.5.1) dónde las tareas en rojo se corresponden con las más críticas.

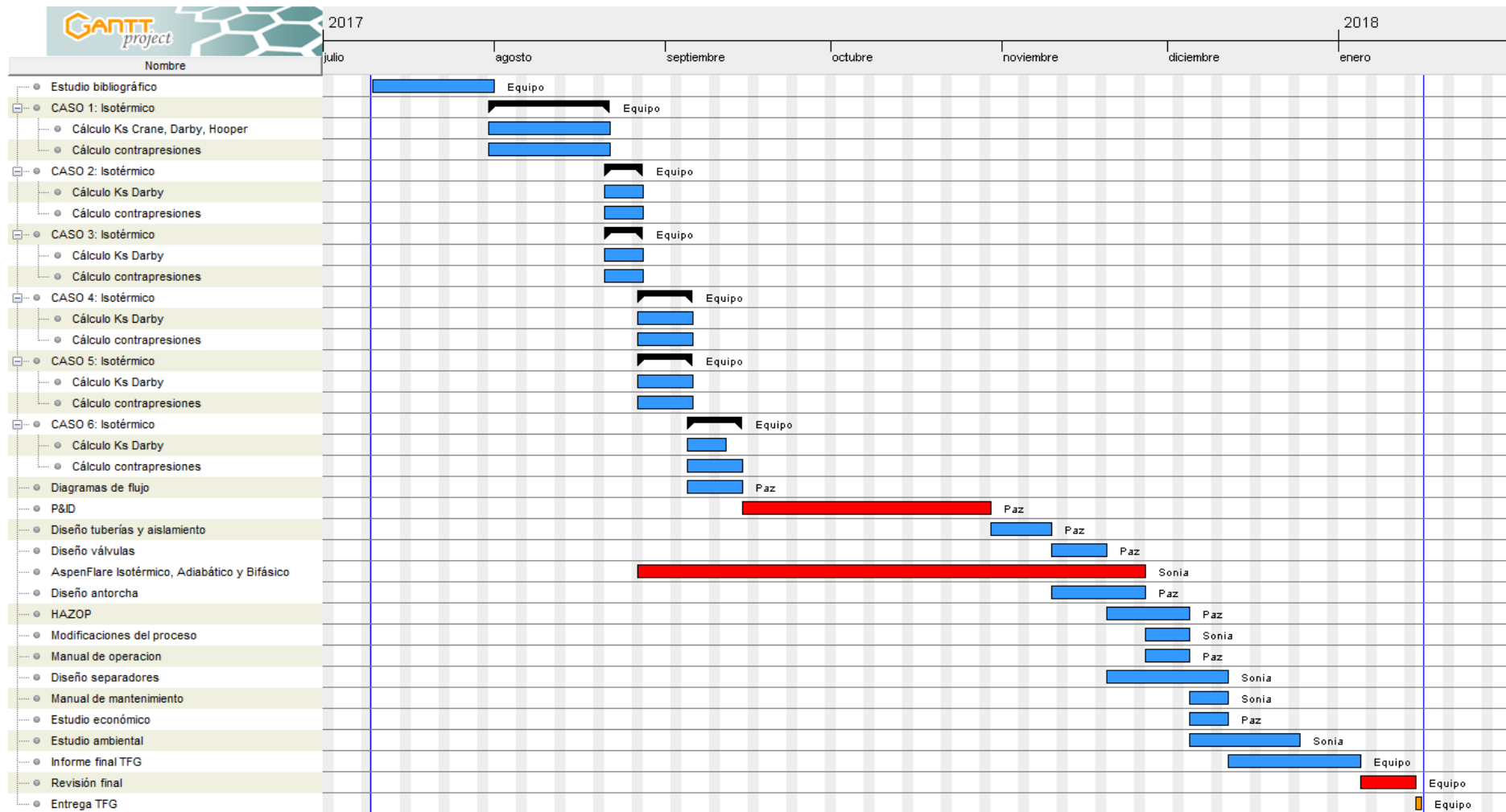


Figura 2.5.1. Diagrama de Gantt final.

3. BASES PARA EL DESARROLLO DEL PROYECTO

3.1. Bases para el diseño de la red de antorcha

3.1.1. Cálculo de la contrapresión en las válvulas de seguridad

En los casos en que la contrapresión sea mayor que los límites especificados por los fabricantes de válvulas, puede producirse una inestabilidad de la válvula de seguridad. Para los casos en que la contrapresión excede los límites del fabricante de la válvula, se ha demostrado que este incremento de la contrapresión también aumenta la probabilidad de vibración. La instalación de válvulas de alivio de fuelles aumenta la estabilidad de la instalación respecto a la contrapresión. Una válvula de alivio de presión de resorte convencional permite una contrapresión de un 10% de la presión de tarado de la válvula de seguridad. En este proyecto, hasta el 15% de la presión establecida se ha permitido para las válvulas, de acuerdo con el fabricante LESER y Sempell.

En una válvula de alivio de presión de fuelle balanceado, la contrapresión máxima permitida se limita al 30% -50% de su presión de tarado.

3.1.2. Fuerzas y momentos impuestos a la válvula incluyendo efectos térmicos

El API 520-2015 requiere la identificación de las fuerzas y los momentos permisibles que pueden imponerse al dispositivo de alivio de presión. Esto debería incluir las fuerzas y los momentos permitidos para las condiciones de flujo y no flujo, según corresponda. Esta información debe ser obtenida del fabricante del dispositivo. También requiere cálculos de cargas de alivio para la condición de no flujo. Esto incluye cargas muertas y cargas impuestas por efectos térmicos. También, los cálculos de las fuerzas de reacción mientras fluye el dispositivo de recuperación de presión. En este proyecto, este cálculo no se hace, porque ya lo hizo anteriormente en la ingeniería de detalle.

3.1.3. Vibración acústica inducida (AIV)

Una válvula que alivia a una red de antorcha provocará una excitación acústica de alta frecuencia en la tubería aguas abajo y un posible fallo de la tubería respecto a la vibración acústica inducida. Si el nivel de potencia acústica generado por la válvula de seguridad está por debajo de 155 dB, la tubería aguas abajo se considera segura contra el fallo por fatiga de la AIV.

3.1.4. Número de Mach

El número de Mach para los ramales de la válvula de alivio de presión se limita comúnmente a 0.7 para el flujo máximo. Para los colectores de antorcha, el número de Mach está limitado a 0.5 también para el flujo máximo (Ref. 18).

3.1.5. *Momentum* (densidad, velocidad)

Para los ramales, el momento máximo está limitado a 150000 Pa mientras que para el colector debería estar limitado a 100000 Pa. En cualquier caso, hay que confirmar que los soportes de la tubería y el análisis de la vibración son correctos (Ref. 18).

3.1.6. Nivel de ruido

A medida que el fluido pasa a través de la válvula de seguridad, el ramal y el colector, se generará un ruido significativo y se transmitirá a lo largo de todas las partes. Uno de los requisitos de seguridad comunes es limitar el nivel de ruido a 115 dB durante el escenario de alivio de emergencia.

3.1.7. Flujo bifásico

La consideración de la transformación isoentrópica a través de las válvulas de seguridad en este proyecto proporciona un flujo de dos fases en la salida con temperaturas cercanas a la temperatura de diseño mínima del metal, lo que puede provocar una fractura frágil. En cualquier caso, la especificación de tuberías para sistemas de antorcha es responsable de este problema.

También hay casos en los que se da una condensación retrógrada, es decir, el propileno gas supercrítico en la entrada de la válvula de seguridad se transforma en dos fases a la salida.

Como una base conservadora, los cálculos se llevan a cabo teniendo en cuenta las ecuaciones de caída de presión isotérmica. Como regla general, debe evitarse el flujo en embolsamiento (*slug*). A continuación se describen algunos de los efectos de flujo que se han dado en este proyecto para entender mejor la idea que representan estos patrones:

- *Bubble flow*: En un flujo de líquido continuo se distribuyen pequeñas burbujas. Si se trata de una tubería horizontal suelen concentrarse en la parte superior y en el momento en que el vapor incrementa, la distribución es menos uniforme.
- *Slug flow*: Aparecen unas bolsas de líquido que ocupan la mayor parte del tubo y alrededor de éstas se crea una fina capa de líquido estratificado que entran en contacto con la pared del conducto.

- *Stratified flow*: En la parte superior fluye gas y en la inferior líquido. A pequeñas velocidades se le conoce también como *Stratified smooth* donde la división entre ambas fases se ve totalmente lisa.
- *Wavy flow*: Este modelo de flujo ondulado puede aparecer tanto en el flujo estratificado cuando la velocidad es mayor como en el flujo anular representándose con pequeñas olas.
- *Annular flow*: Se manifiesta cuando las velocidades del vapor crecen dando lugar a una capa de líquido en el perímetro del tubo y un flujo de gas en el foco del mismo.

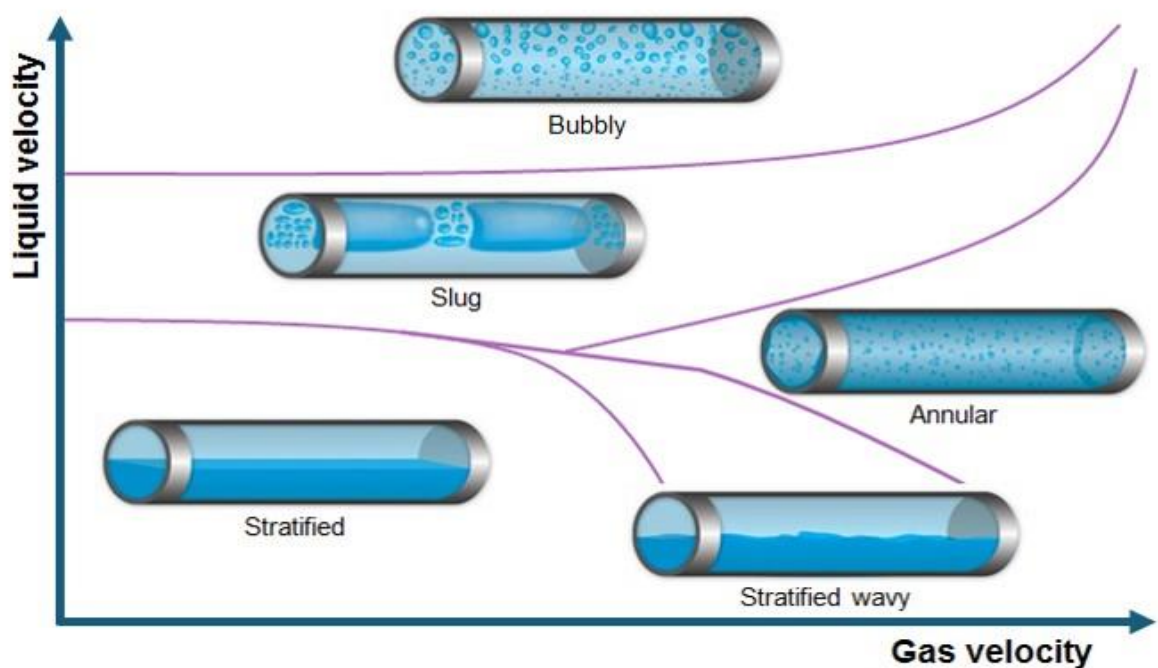


Figura 3.1.1. Condiciones de flujo vinculadas a las velocidades de cada fase (Fuente: *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*, 2016. Ref. 22).

3.1.8. Máxima y mínima temperatura de diseño y choque térmico

La temperatura de diseño máxima y mínima de la red de antorcha se determinará típicamente a partir de la descarga de fluido. La tensión de la tubería de la antorcha se analizará teniendo en cuenta la peor temperatura posible, garantizando que se proporcionen suficientes fuelles de expansión y la ubicación adecuada de los soportes.

3.1.9. Polimerización y formación de hielo

Un análisis es llevado a cabo para confirmar la formación de hielo en los puntos donde el vapor es descargado con el propileno con la posibilidad de bloqueo de los ramales.

3.1.10. Rugosidad de la tubería

En el interior de los tubos comerciales existen protuberancias o irregularidades de diferentes formas y tamaños cuyo valor medio se conoce como rugosidad absoluta, y que puede definirse como la variación media del radio interno de la tubería.

A medida que la planta está operando, las tuberías comienzan a estar cada vez más corroídas, a causa del paso del tiempo y de la fricción con el fluido. Por lo tanto, se realiza la suposición de que la tubería tiene una rugosidad absoluta de 0.3 mm.

3.1.11. Caudal requerido y caudal máximo

El caudal requerido es el caudal que se obtiene a partir de los cálculos de determinación de la carga a aliviar. Es el caudal que se ratea para el cálculo de la pérdida de carga. Por otro lado, el caudal máximo o nominal es el caudal más grande que puede aliviar la válvula cuando está totalmente abierta.

3.2. Datos iniciales para el desarrollo de la ingeniería

En este apartado se expondrán los datos preliminares para obtener los cálculos de las contrapresiones para cada caso y presión en la base de la antorcha.

3.2.1. Pérdida de carga en la antorcha

El fabricante ITAS facilitó las cifras que se muestran en la tabla 3.2.1 con las que se parte inicialmente para el cálculo de las contrapresiones.

Tabla 3.2.1. Caída de presión en la antorcha y caudales para cada zona.

Caso	ΔP requerido (mbar)	Caudal requerido (kg/h)	Caudal máximo (kg/h)
Caso 1: PP III - Fuego en la zona de destilación cota 0.0m.	697	145,500	271,369
Caso 2: PP III - Fuego en la zona de polimerización cota 0.0m.	624	135,000	160,992
Caso 3: PP III - Fuego en la zona de polimerización cota 9.5m.	728	150,000	194,237
Caso 4: PP II - Fuego en la zona de purificación de materias primas cota 0.0m.	154.5	68,506	144,440
Caso 5: PP II - Fuego en la zona de polimerización cota 9.35m.	73	47,040	76,140
Caso 6: PP II - Fuego en la zona de destilación cota 0.0m.	45.34	37,110	86,840

3.2.2. Válvulas de seguridad y características

Seguidamente, se presenta el listado de válvulas de seguridad y control de cada sector y sus respectivas condiciones de operación (Tabla 3.2.2 a 3.2.7).

Tabla 3.2.2. Válvulas del Caso 1: PP III - Fuego en la zona de destilación cota 0.0m.

Válvula	Presión de tarado (barg)	Caudal requerido (kg/h)	Caudal máximo (kg/h)	Peso molecular (kg/kmol)	Temperatura de alivio (°C)
YS 860/08	40	15,000	17,241	42.1	90
YS 861/01	31	21,000	21,421	42.1	76
YS 861/04	15.5	15,000	42,274	42.1	52
YS 861/05	15.5	4,000	10,183	42.1	44
YS 861/08	31	9,000	13,474	42.1	77
YS 860/12	40	6,000	44,147	42.1	87
YS 860/01	40	15,500	62,629	41.65	89
F40115	30	30,000	30,000	42.1	80
F41115	30	30,000	30,000	42.1	80

Tabla 3.2.3. Válvulas del Caso 2: PP III - Fuego en la zona de polimerización cota 0.0m.

Válvula	Presión de tarado (barg)	Caudal requerido (kg/h)	Caudal máximo (kg/h)	Peso molecular (kg/kmol)	Temperatura de alivio (°C)
YS 700/01-02	38	15,000	21,007	42.1	86
YS 701/03-04	38	20,000	24,008	42.1	86
YS 701/01-02	38	20,000	24,008	42.1	86
YS 720/01	6	3,000	3,858	60.1	143
YS 702/10	45	1,000	5,390	42.1	95
YS 702/01	45	10,000	15,827	42.1	100
YS 710/01-02	38	3,000	3,447	28.0	300
YS 710/03-04	38	3,000	3,447	28.0	300
F40115	30	30,000	30,000	42.1	80
F41115	30	30,000	30,000	42.1	80

Tabla 3.2.4. Válvulas del Caso 3: PP III - Fuego en la zona de polimerización cota 9.5m.

Válvula	Presión de tarado (barg)	Caudal requerido (kg/h)	Caudal máximo (kg/h)	Peso molecular (kg/kmol)	Temperatura de alivio (°C)
YS 404-01-02	40	30,000	35,764	42.1	91
YS 414-01-02	40	30,000	35,764	42.1	91
YS 416-03	45	10,000	14,693	42.1	160
YS 701-03-04	38	10,000	24,008	42.1	86
YS 701-01-02	38	10,000	24,008	42.1	86
F40115	30	30,000	30,000	42.1	80
F41115	30	30,000	30,000	42.1	80

Tabla 3.2.5. Válvulas del Caso 4: PP II - Fuego en la zona de purificación de materias primas cota 0.0m.

Válvula	Presión de tarado (barg)	Caudal requerido (kg/h)	Caudal máximo (kg/h)	Peso molecular (kg/kmol)	Temperatura de alivio (°C)
Y 15a/b	45	8,782	10,948	42.1	92
Y 15c/d	45	8,782	10,948	42.1	92
Y 13/Y 13a	45	5,530	10,948	42.1	92
Y 14/Y 14a	45	5,530	10,948	42.1	92
Y 1123/Y 1124	45	8,782	10,948	42.1	92
Y 31	6	6,100	7,250	100.2	186
Y 1312	45	600	1,250	28.0	140
Y 06	45	1,400	3,900	42.1	96
Y 72	45	3,000	57,300	42.1	96
HS1001	30	10,000	10,000	42.1	80
HS30103	30	10,000	10,000	42.1	80

Tabla 3.2.6. Válvulas del Caso 5: PP II - Fuego en la zona de polimerización cota 9.35m.

Válvula	Presión de tarado (barg)	Caudal requerido (kg/h)	Caudal máximo (kg/h)	Peso molecular (kg/kmol)	Temperatura de alivio (°C)
Y 103	40	6,900	19,400	42.1	90
Y 104/105	40	0(*)	2,440	42.1	90
Y 106/107	45	13,240	14,900	42.1	90
Y 3034	40	6,900	19,400	42.1	90
HS1001	30	10,000	10,000	42.1	80
HS30103	30	10,000	10,000	42.1	80

Tabla 3.2.7. Válvulas del Caso 6: PP II - Fuego en la zona de destilación cota 0.0m.

Válvula	Presión de tarado (barg)	Caudal requerido (kg/h)	Caudal máximo (kg/h)	Peso molecular (kg/kmol)	Temperatura de alivio (°C)
Y 6510 A/B	20	11,700	59,240	42.1	53
Y 3925	24	5,410	7,600	42.1	62
HS1001	30	10,000	10,000	42.1	80
HS30103	30	10,000	10,000	42.1	80

(*) En caso de que un incendio afecte al equipo W100, la carga de liberación de líquido de propileno (13240 kg/h) se produce solo a través de las válvulas de seguridad Y106/107.

4. DESARROLLO DE LA INGENIERÍA BÁSICA

En primer lugar, en este apartado se podrán ver los diagramas principales de la red de antorcha, menos los diagramas de flujo y los de simulación, que se presentan en el apartado 5.

Además, se explica el diseño de las tuberías y accesorios. Por lo tanto, se puede ver el método de diseño de las tuberías y el del aislamiento de las tuberías de vapor. También, se pueden ver los métodos de cálculo del coeficiente de resistencia, K , de estas tuberías.

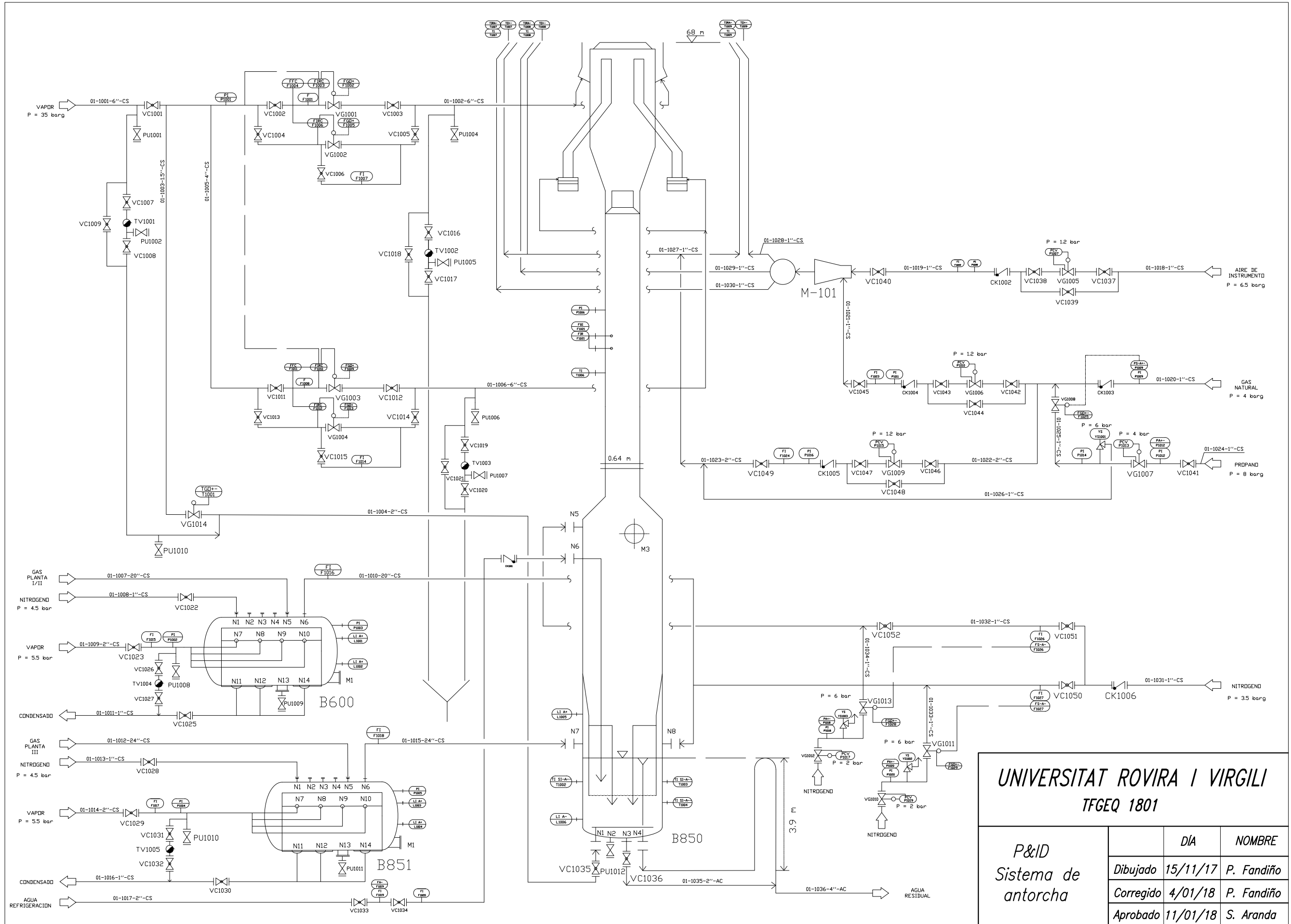
Por otro lado, se puede observar la descripción del P&ID, con la respectiva lista de líneas y el diseño simplificado de las válvulas de control del proceso con la hoja de especificación de una de ellas.

Por último, se presenta el diseño de la antorcha y el recipiente separador, con los respectivos métodos de cálculo y hojas de especificación finales.

4.1. Elaboración de diagramas







Seguidamente, se puede ver el P&ID de la red de antorcha junto con la tabla de nomenclatura. Además, se puede ver el Plot Plan de la antorcha. Por último, se presenta una isométrica de una tubería del caso 1, de donde se han podido ver los accesorios presentes en cada tramo de tubería para el cálculo de los coeficientes de resistencia.

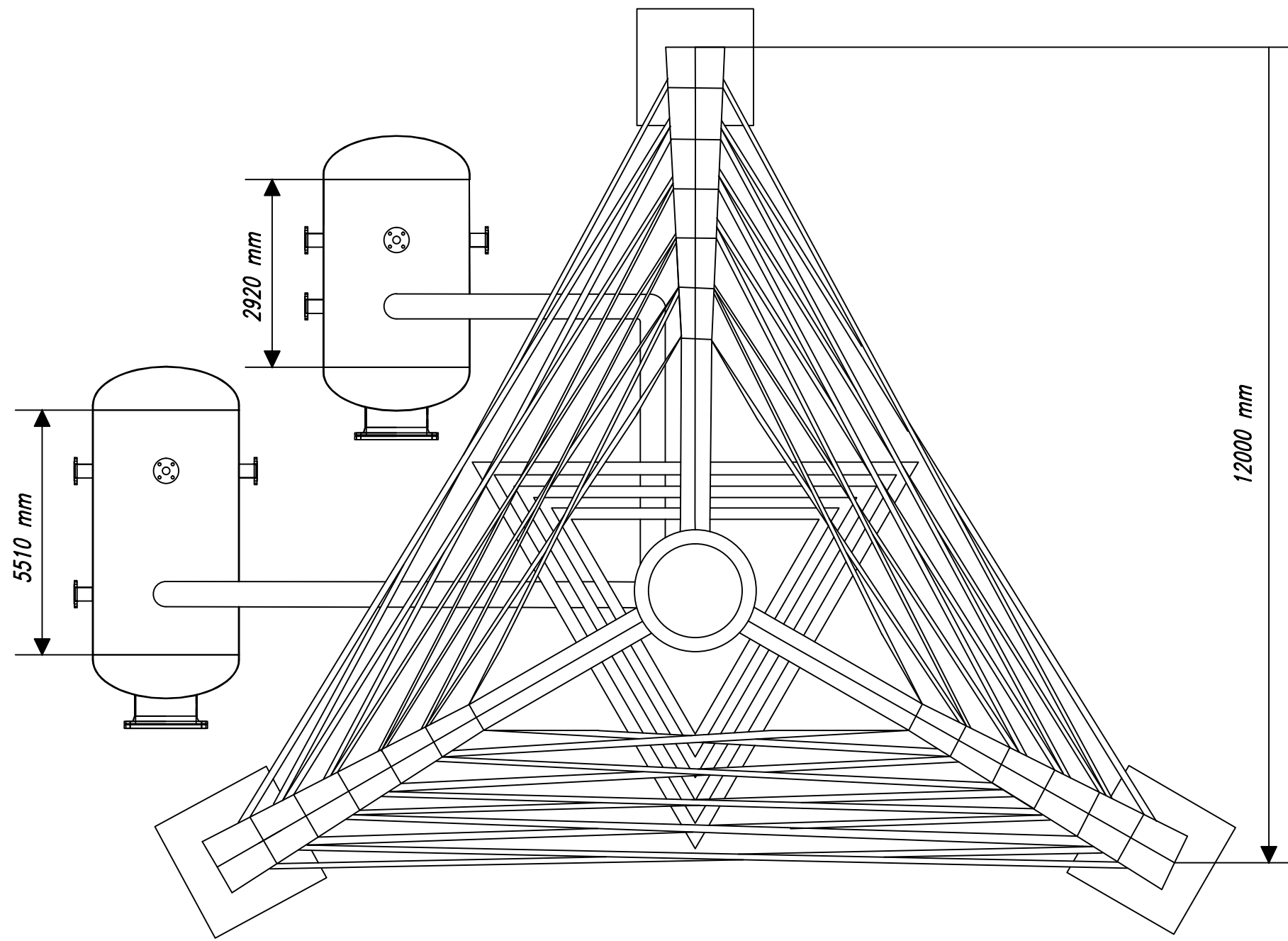
Los diagramas de flujo y los diagramas de simulación de cada caso se presentan en el apartado de resultados para conseguir una mejor comprensión de cada uno.



UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI
TFGEQ 1801

P&ID Sistema de antorcha	DIA	NOMBRE
	Dibujado 15/11/17	P. Fandiño
	Corregido 4/01/18	P. Fandiño
	Aprobado 11/01/18	S. Aranda

SÍMBOLO	DESIGNACIÓN	DESCRIPCIÓN	EJEMPLOS												
	VG	VÁLVULA DE CONTROL DE GLOBUS AUTOMÁTICA	<p>CS: Acero al carbono XX-X00X-X"-X01</p> <p>DIAGRAMA ← UBICACIÓN ←</p> <p>MATERIAL DIÁMETRO LÍNEA</p> <p>VARIABLE Y SEÑAL F: Caudal T: Temperatura P: Presión L: Nivel</p> <p>XX X00X</p> <p>NUMERACIÓN UBICACIÓN DEL BLOQUE</p>												
	VC	VÁLVULA DE COMPUERTA													
	PU	VÁLVULA DE PURGA													
	CK	VÁLVULA ANTIRETORNO													
	TV	TRAMPA DE VAPOR													
	YS	VÁLVULA DE SEGURIDAD PSV													
UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI TFGEQ 1801															
Simbología PID			<table border="1"> <thead> <tr> <th></th> <th>DIA</th> <th>NOMBRE</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>Dibujado</td> <td>15/11/17</td> <td>P. Fandiño</td> </tr> <tr> <td>Corregido</td> <td>4/01/17</td> <td>P. Fandiño</td> </tr> <tr> <td>Aprobado</td> <td>11/01/17</td> <td>S. Aranda</td> </tr> </tbody> </table>		DIA	NOMBRE	Dibujado	15/11/17	P. Fandiño	Corregido	4/01/17	P. Fandiño	Aprobado	11/01/17	S. Aranda
	DIA	NOMBRE													
Dibujado	15/11/17	P. Fandiño													
Corregido	4/01/17	P. Fandiño													
Aprobado	11/01/17	S. Aranda													

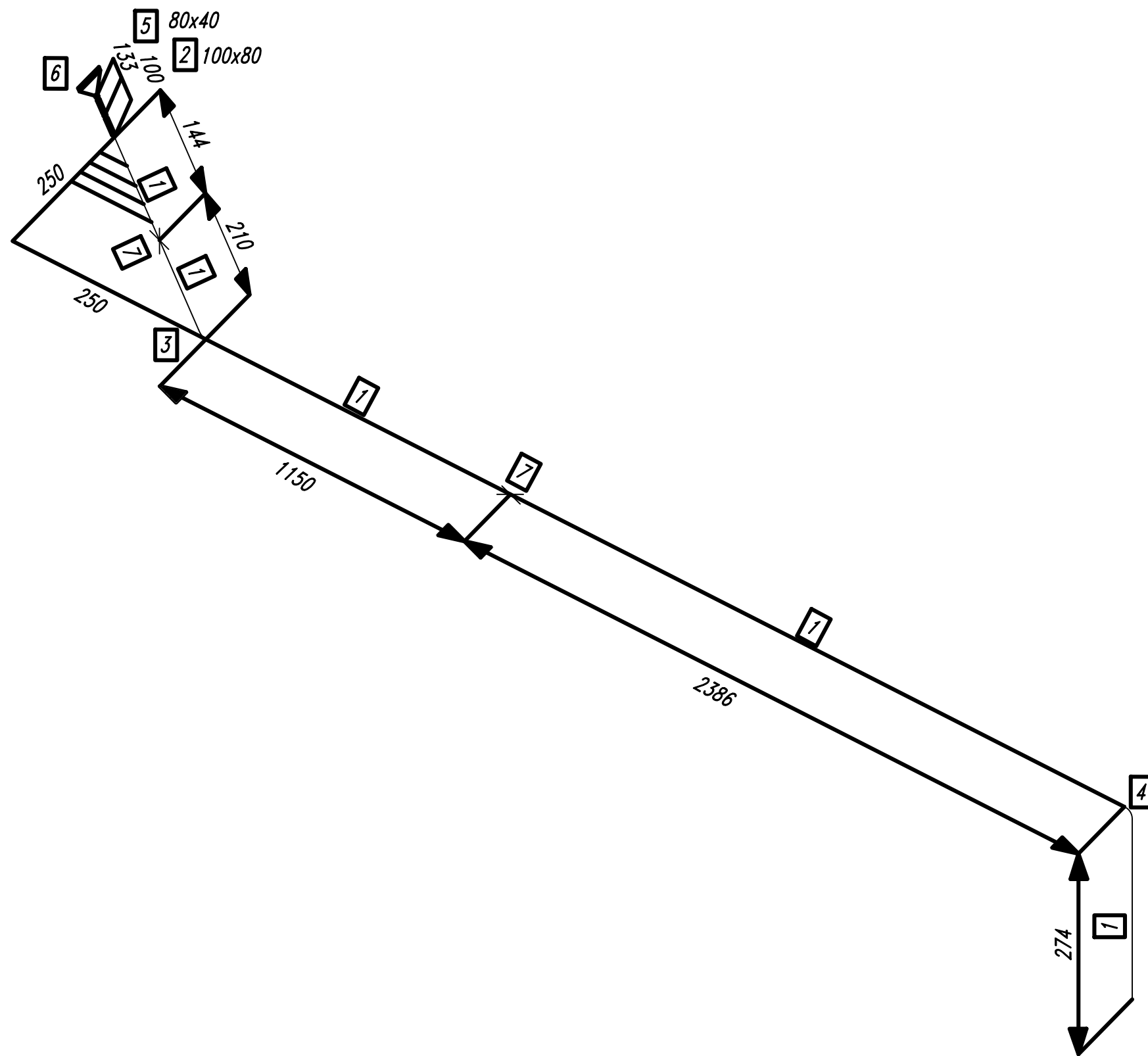


ESCALA 1:200

UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI
TFGEQ 1801

Plot Plan
Antorcha

	DÍA	NOMBRE
Dibujado	15/11/17	P. Fandiño
Corregido	4/01/18	P. Fandiño
Aprobado	11/01/18	S. Aranda



N°	Descripción	Medida	Cantidad
1	Tubería	100	3.8 m
2	Reductor	100x80	1
3	Codo 45°	100	1
4	Codo 90°	100	1
5	Reductor	80x40	1
6	Brida	40	1
7	Soportes	100	2

UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI
TFGEQ 1801

	DÍA	NOMBRE
Isométrica		
Tramo 15-19	Dibujado 15/11/17	P. Fandiño
CASO 1	Corregido 4/01/18	P. Fandiño
	Aprobado 11/01/18	S. Aranda

4.2. Diseño de tuberías y accesorios

4.2.1. Coeficientes de resistencia “K”

El coeficiente K es un factor que indica las pérdidas de carga presentes en las tuberías contando los accesorios. Se expresa como carga de la velocidad, que es la cantidad de energía cinética contenida en la corriente del fluido en la tubería.

Para el cálculo de este coeficiente se pueden utilizar 3 métodos de cálculo bibliográficos. El primero es el método de Crane 410 (Ref. 6), el segundo el método de Hooper (2K) (Ref. 6) o el tercero el método de Darby (3K) (Ref. 6). Todos los accesorios presentan diferentes maneras para calcular la pérdida de carga. Para el cálculo de la pérdida de carga de ensanchamientos y reducciones se tiene en cuenta el diámetro de entrada y de salida, y se utiliza la relación entre ellos. Se pone como referencia uno de los dos y, posteriormente, los cálculos de la contrapresión estarán definidos a este diámetro escogido.

Bibliográficamente (Ref. 26), se sabe que, en general, no hay cambios significativos en el empleo de algún método en especial. No obstante, los cálculos con Darby 3-K son los más actualizados y completos, ya que tienen en cuenta características de los dos anteriores. En el anexo A.1.1 se pueden observar los resultados obtenidos respecto a las pérdidas de carga utilizando cada uno de los tres métodos. Además, en el apartado 5.1.1 de los resultados se puede observar la tabla completa de los valores a partir del método de Darby, ya que es el método escogido para el cálculo de los coeficientes después de analizar los resultados obtenidos.

4.2.1.1 Método CRANE 410

Para determinar el coeficiente de resistencia de la tubería se utiliza la ecuación 4.2.1. En esta ecuación afecta el factor de Moody, la longitud de la tubería y el diámetro.

$$K = \frac{fL}{D} \quad (4.2.1)$$

El factor de fricción se obtiene directamente con la fórmula 4.2.2 desarrollada por Swamee y Jain para régimen turbulento rugoso (Ref. 16).

$$f = \frac{0.25}{\left[\log \left(\frac{1}{3.7 \cdot \left(\frac{\varepsilon}{D}\right)^{-1} + \frac{5.74}{Re^{0.9}}} \right) \right]^2} \quad (4.2.2)$$

El factor ε/D es la rugosidad relativa, donde ε es igual a 0.3 mm (tubería ligeramente corregida). Finalmente, el número de Reynolds, Re , se calcula a partir de la ecuación 4.2.3. En esta ecuación afecta el diámetro de la tubería, la velocidad, la densidad y la viscosidad.

$$Re = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (4.2.3)$$

Para poder determinar los coeficientes de resistencia, K , de cada accesorio, se utilizan las ecuaciones que se pueden ver en la tabla 4.2.1, donde f_T es un factor que depende del diámetro de la tubería. Posteriormente, el resultado de este cálculo tiene que ser multiplicado por el número de accesorios que hay. La relación β viene definida por la ecuación 4.2.4, donde D_1 es el diámetro menor.

$$\beta = \frac{D_1}{D_2} \quad (4.2.4)$$

Tabla 4.2.1. Accesorios y parámetros (Ref. 6).

Accesorio	Tipo	K
Codos	90°	$K = 14 \cdot f_T$
	45°	$K = 16 \cdot f_T$
Tees	Recta	$K = 20 \cdot f_T$
	Desviada	$K = 60 \cdot f_T$
Entrada a tubería	$r/D = 0$	$K = 0.5$
Salida de tubería	$r/D = 0$	$K = 1.0$
Ensanchamiento	$\theta = 30^\circ$	$K = \frac{2.6 \cdot \text{sen}(\theta/2) \cdot (1 - \beta^2)^2}{\beta^4}$
Reducción	$\theta = 30^\circ$	$K = \frac{0.8 \cdot \text{sen}(\theta/2) \cdot (1 - \beta^2)}{\beta^4}$

Para ensanchamientos, el coeficiente de resistencia K viene dado por la ecuación 4.2.5. Por otro lado, para reducciones se utiliza la ecuación 4.2.6.

$$K = \left(1 - \frac{D_1^2}{D_2^2}\right)^2 = (1 - \beta^2)^2 \quad (4.2.5)$$

$$K = 0.5 \cdot \left(1 - \frac{D_1^2}{D_2^2}\right) = 0.5 \cdot (1 - \beta^2) \quad (4.2.6)$$

4.2.1.2 Método de Hooper (2 K's)

Este método de cálculo es el más adecuado para diferentes tamaños de tubería y es independiente de la rugosidad a la hora del cálculo del coeficiente para los accesorios, pero si que depende del número de Reynolds y de la geometría del accesorio. Este método es válido para un amplio rango de números de Reynolds.

El cálculo del coeficiente de la tubería es igual que en el método de CRANE. En cambio, para poder determinar los coeficientes de resistencia, K, de cada accesorio, se utiliza la ecuación 4.2.7. En esta ecuación se fijan unos parámetros dependiendo del accesorio escogido. Estos valores fijados se pueden ver en la tabla 4.2.2.

$$K = \frac{K_1}{Re} + K_{inf} \cdot \left(1 + \frac{1}{ID_{inch}}\right) \quad (4.2.7)$$

Tabla 4.2.2. Accesorios y parámetros (Ref. 6).

Accesorio	Tipo	K_1	K_{inf}
Codós	90°	Threaded, long radius (r/D=1.5)	800
	45°	Long radius (r/D=1.5)	500
Tees	Recta	Flanged 2 (r/D=1)	200
	Desviada	Flanged 1 (r/D=1)	250

Para ensanchamientos, el coeficiente de resistencia K viene dado por la ecuación 4.2.8. Por otro lado, para reducciones se utiliza la ecuación 4.2.9.

$$K = \left(1 - \frac{D_1^2}{D_2^2}\right)^2 = (1 - \beta^2)^2 \quad (4.2.8)$$

$$K = 0.5 \cdot \left(1 - \frac{D_1^2}{D_2^2}\right) = 0.5 \cdot (1 - \beta^2) \quad (4.2.9)$$

4.2.1.3 Método de Darby (3 K's)

El cálculo del coeficiente de la tubería es igual que en el método de CRANE. De la misma manera que en el método de Hooper, se determinan los coeficientes mediante la ecuación 4.2.10 y los valores de los parámetros en la tabla 4.2.3.

$$K = \frac{K_m}{Re} + K_i \cdot \left(1 + \frac{K_d}{D_{inch}^{0.3}}\right) \quad (4.2.10)$$

Tabla 4.2.3. Accesorios y parámetros (Ref. 6).

Accesorio		Tipo	K_m	K_i	K_d
Codos	90°	Threaded, long radius ($r/D=1.5$)	800	0.071	4.2
	45°	Long radius ($r/D=1.5$)	500	0.052	4.0
Tees	Recta	Flanged 2 ($r/D=1$)	150	0.017	4.0
	Desviada	Flanged 1 ($r/D=1$)	800	0.280	4.0

Para ensanchamientos y reducciones, el coeficiente de resistencia K se define de la misma manera como en el método de Hooper.

4.2.2. Dimensionamiento de las tuberías

En este apartado se lleva a cabo el cálculo de los espesores de las tuberías presentes en la red de la antorcha, que comprenden tanto las tuberías de proceso como las tuberías de *utilities*. Para calcularlos, se parte de los caudales de cada fluido.

El material de las tuberías de la planta es acero al carbono de grano fino para evitar la rotura frágil a bajas temperaturas. Los aceros de grano fino contribuyen a una alta resistencia y a una reducción de peso. Además, presenta extraordinarios valores de resistencia a la tracción.

Los diámetros de las tuberías han sido fijados según el CRANE (Ref. 6), el cual presenta valores estándar. Seguidamente, en la tabla 4.2.4 se presentan las tuberías estudiadas con las características de cada una y el diámetro interno calculado; y el interno y externo bibliográfico. Se ha considerado un velocidad del gas de 20 m/s y del líquido de 2 m/s.

Tabla 4.2.4. Tuberías dimensionadas de la red de antorcha.

Tubería	Caudal (m ³ /h)	D _i calculado (pulgadas)	D _i real SCH 40 (pulgadas)	D _i (mm)	D _e (mm)
01-1001-6''-CS	1268	5.9	6.0	154.1	168.3
01-1003-1.5''-CS	76.10	1.4	1.5	40.90	48.30
01-1005-4''-CS	507.0	3.7	4.0	102.3	114.3
01-1031-1''-CS	31.20	0.92	1.0	26.60	33.40
01-1020-1''-CS	31.60	0.93	1.0	26.60	33.40
01-1024-1''-CS	36.00	0.99	1.0	26.60	33.40
01-1018-1''-CS	36.00	0.99	1.0	26.60	33.40
01-1017-2''-CS	14.40	2.0	2.0	52.50	60.3
01-1009-2''-CS	126.8	1.9	2.0	52.50	60.3
01-1008-1''-CS	36.00	1.0	1.0	26.60	33.4
01-1012-24''-CS	54,451	23.5	24	596.9	609.6
01-1007-20''-CS	37,377	19.5	20	495.3	508.0
01-1011-1''-CS	3.600	1.0	1.0	26.60	33.40

4.2.3. Aislamiento térmico

El aislamiento térmico es una parte vital de cualquier planta de proceso. Se instala de modo que el tubo de acero al carbono de grano fino entre en contacto con éste y no queden cámaras de aire, evitando el paso de agua que puede provocar corrosión. Las funciones del aislamiento son las siguientes:

- Disminución del gasto energético (calentamiento y enfriamiento).
- Disminución del impacto ambiental: menores emisiones de CO₂.
- Control de las temperaturas superficiales (protección del personal y equipos).
- Mejora de la eficiencia económica en instalaciones industriales.
- Protección contra incendios y explosiones.
- Prevención de la corrosión.

En este apartado se calcularán los espesores de aislamiento térmico de las tuberías de vapor de entrada a la antorcha y a los separadores. La empresa seleccionada para el suministro del aislamiento es ROCKWOOL (Coquilla 850), que se trata de un aislamiento de lana de roca concéntrica. Las propiedades de la lana de roca concéntrica son las siguientes:

- Excelentes prestaciones en prevención contra el fuego, aislamiento térmico y acústico (incombustible). De esta manera se reducirá la carga de fuego de la instalación en caso de incendio.
- Prestaciones térmicas sin variación a lo largo del tiempo
- No hidrófila, impermeable. De esta manera se evitan fenómenos de corrosión
- Fácil de montar
- Excelente resistencia a la manipulación
- Químicamente inerte
- Respetuosa con el medio ambiente.

Seguidamente, la figura 4.2.1 muestra la conductividad según la temperatura de este aislamiento.

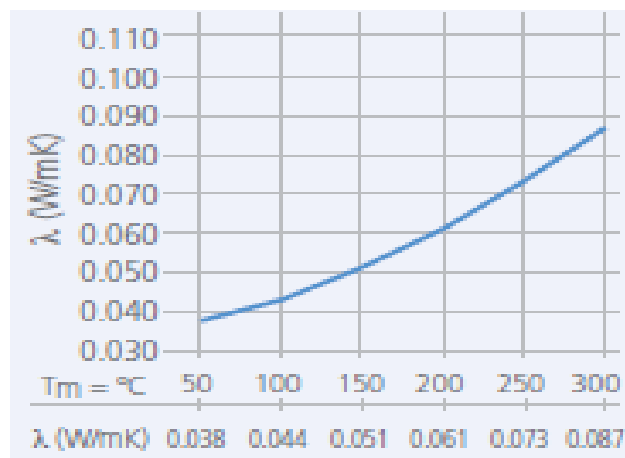


Figura 4.2.1. Conductividad del aislamiento según la temperatura (Fuente: Catálogo Rockwell, 2017).

A continuación, se ha calculado el espesor que deben tener las diferentes tuberías para evitar las pérdidas de calor, la protección contra quemaduras, etc. El transporte de calor se da por conducción, convección y radiación, tal y como se muestra la figura 4.2.2.

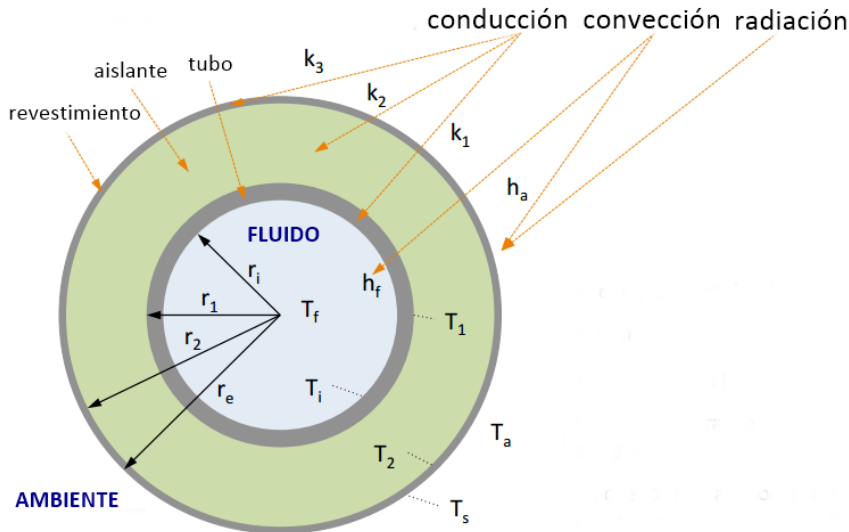


Figura 4.2.2. Esquema de una tubería aislada (Fuente: Incropera F. P, DeWitt D. P, Bergman T. L, Lavine A. S. *Fundamentals of Heat and Mass Transfer*, 2006. Ref. 9).

T_f : Temperatura del fluido que circula (K).

T_a : Temperatura ambiente (K).

T_s : Temperatura superficial (K).

r_1 : Radio exterior de la tubería (m).

r_i : Radio interior del tubo (m).

h_a : Coeficiente de transporte de calor de la pared exterior al ambiente ($W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$).

k_1 : Conductividad térmica de la tubería ($W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$).

k_2 : Conductividad térmica del aislamiento ($W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$).

Aplicando la ley de Fourier para tubos cilíndricos se puede calcular el espesor de aislamiento necesario para conseguir una temperatura exterior no superior a los 60°C. De este modo, se evitan accidentes de los trabajadores y pérdidas de calor. La ecuación 4.2.10 es la necesaria para este cálculo.

$$T_s = \frac{(T_f - T_a)}{r_e h_a \left(\frac{1}{r_i h_f} + \frac{\ln \frac{r_1}{r_i}}{k_1} + \frac{\ln \frac{r_2}{r_1}}{k_2} + \frac{\ln \frac{r_e}{r_2}}{k_3} + \frac{1}{r_e h_a} \right)} + T_a \quad (4.2.10)$$

Las aproximaciones realizadas exponen a continuación:

- Normalmente se desprecia el término $1/(r_i \cdot h_f)$ y se considera que $T_i = T_f$.
- Se puede despreciar el término de conducción a través del recubrimiento externo, que es $\ln(r_e/r_2)/k_3 = 0$.

- Temperatura superficial menor a 60°C.

El material de las tuberías de la planta es acero al carbono de grano fino, la conductividad del cual es 36 W/m²·K. El coeficiente h_a es igual a 20 W/m²·K. El vapor circula a una temperatura de 265°C antes de entrar a la antorcha y a 160°C antes de entrar a los separadores, por lo tanto la conductividad térmica del aislamiento será 0.075 W/m·K y 0.055 W/m·K respectivamente.

A partir de la ecuación 4.2.10, se puede calcular el espesor del aislamiento aislando el radio exterior (r_2), que corresponde al radio exterior del aislamiento. La ecuación final se muestra en la expresión 4.2.11.

$$r_2 = r_1 e^{k_2 \frac{(T_f - T_a)}{(T_s - T_a) \cdot r_e h_a} - \frac{\ln\left(\frac{r_1}{r_i}\right)}{k_1} - \frac{1}{r_a \cdot h_a}} \quad (4.2.11)$$

A partir del radio externo de la tubería calculado después del diseño llevado a cabo, se puede calcular el radio externo del aislamiento para encontrar el grosor. A partir del grosor calculado, se busca el grosor definitivo según el catálogo. La tabla 4.2.5 muestra el resultado de estos cálculos para las tuberías de vapor de entrada a la antorcha y la 4.2.6 para los separadores.

Tabla 4.2.5. Radios externos del aislamiento y grosores para la antorcha.

Tubería	Radio externo tubo con aislamiento (mm)	Grosor aislamiento (mm)	Grosor definitivo (mm)	Tipo de aislamiento seleccionado
01-1001-6"-CS	138.9	54.7	60	Coquilla 850 Espesor 60 mm
01-1002-6"-CS	138.9	54.7	60	Coquilla 850 Espesor 60 mm
01-1003-1.5"-CS	138.5	114	120	Coquilla 850 Espesor 120 mm
01-1005-4"-CS	119.5	62.4	70	Coquilla 850 Espesor 70 mm

Tabla 4.2.6. Radios externos del aislamiento y grosores para los separadores.

Tubería	Radio externo tubo con aislamiento (mm)	Grosor aislamiento (mm)	Grosor definitivo (mm)	Tipo de aislamiento seleccionado
01-1009-2"-CS	84.1	54.0	60	Coquilla 850 Espesor 60 mm
01-1014-2"-CS	84.1	54.0	60	Coquilla 850 Espesor 70 mm

4.3. Cálculo de la contrapresión

El estudio de las contrapresiones consiste en una serie de métodos de cálculo para conocer la presión aguas arriba en cada tramo de tubería de la red construida a partir de la presión proporcionada por el fabricante a la entrada de la antorcha. Para ello, se han definido diferentes escenarios en cuanto a las condiciones del fluido:

1. Fluido isotérmico
2. Fluido adiabático
3. Fluido bifásico

4.3.1. Flujo isotérmico

El cálculo para flujo isotérmico se ha llevado a cabo de forma analítica (Ref. 17) siguiendo la guía del API 521 y, por otra lado, se ha utilizado el simulador *Aspen Flare System Analyzer*® el cual se rige por el modelo expuesto por Coulson (Ref. 5).

4.3.1.1 Método isotérmico API 521

En el método manual se han tenido en cuenta las siguientes consideraciones:

1. Todo el sistema se encuentra en fase vapor.
2. La temperatura se mantiene constante en cada tramo de tubería, aunque, puede variar de un tramo a otro.
3. El factor de compresibilidad (Z) se ha calculado tramo a tramo mediante la ecuación de estado de Peng Robinson.

Por otra parte, para poder llevar a cabo este procedimiento (el ejemplo de cálculo se ubica en el anexo A.3) deben conocer algunos datos como:

- Diámetro nominal, en m.
- Flujo másico, W en kg/h.
- Temperatura de salida de cada tubería, T_2 en K.
- Viscosidad, μ en Pa·s.
- Peso molecular, M_w en kg/kmol.
- Presión de salida, P_2 en kPa.

Los cálculos se realizan paso por paso para cada segmento de tubería de diámetro constante comenzando en la salida del sistema dónde se conoce la presión de entrada a la antorcha. Ésta presión equivale a la presión de salida del último tramo. La ecuación de flujo isotérmico basada en el número Mach viene definida por la ecuación 4.3.1.

$$\frac{f \cdot L}{D_i} = \frac{1}{Ma_2^2} \cdot \left[\left(\frac{P_1}{P_2} \right)^2 - 1 \right] - \ln \left(\frac{P_1}{P_2} \right)^2 \quad (4.3.1)$$

O bien:

$$\sum K_i = \frac{1}{Ma_2^2} \cdot \left[\left(\frac{P_1}{P_2} \right)^2 - 1 \right] - \ln \left(\frac{P_1}{P_2} \right)^2 \quad (4.3.2)$$

Dónde el término a la izquierda de la ecuación se refiere a la suma de las pérdidas de carga por los accesorios y el tramo recto que se explica en el apartado 4.2.1, P_1 es la presión de entrada en kPa (psi) que se desconoce y P_2 es la presión de salida en kPa (psi) de la que se parte inicialmente. El número de Mach a la salida (Ma_2) se obtiene mediante la ecuación 4.3.3.

$$Ma_2 = 3.23 \cdot 10^{-5} \cdot \left(\frac{W}{P_2 \cdot D_i^2} \right) \cdot \left(\frac{Z \cdot T_2}{M_w} \right)^{0.5} \quad (4.3.3)$$

En algunos segmentos, el fluido puede llegar a tener un Mach mayor a 1, en este caso se deberá calcular la presión crítica aguas abajo ($P_{2,cr}$) mediante la ecuación 4.3.4.

$$P_{2,cr} = 3.23 \cdot 10^{-5} \cdot \left(\frac{W}{P_2 \cdot D_i^2} \right) \cdot \left(\frac{Z \cdot T_2}{M_w} \right)^{0.5} \quad (4.3.4)$$

Esto se hace para evitar tener fluido supersónico en la tubería que puede provocar vibraciones y ruidos. Por último, se recalcula todo el tramo nuevamente partiendo de la presión crítica y teniendo en cuenta que el Mach no sobrepase del límite recomendado.

Finalmente, para hallar la presión aguas arriba (P_1), se calcula la caída de presión ΔP mediante la ecuación 4.3.5 y el porcentaje de la contrapresión para verificar si excede del 15% permitido para válvulas convencionales mediante la 4.3.6.

$$\Delta P = P_1 - P_2 \quad (4.3.5)$$

$$\text{Contrapresión (\%)} = \frac{P_1}{\text{Presión de tarado}} \cdot 100 \quad (4.3.6)$$

4.3.1.2 Método isotérmico con *Aspen Flare System Analyzer*®

Este *software* es un programa con el que se pueden realizar diversos proyectos de dimensionamiento y simulación generando múltiples escenarios para prever posibles fallos en el sistema. De este modo, se garantiza la seguridad. Así pues, partiendo del esquema de tuberías, se recrea el proyecto en diagrama de flujo que proporciona el programa y se siguen las instrucciones que se muestran a continuación sobre los siguientes ítems (Ref. 3):

1. Menú Escenario:

a. Para los colectores:

- N° Mach máximo de 0.5.
- Velocidad máxima del vapor de 500 m/s.
- Ruido máximo de 115 dB.

b. Para los ramales:

- N° Mach máximo de 0.7.
- Velocidad máxima del vapor de 500 m/s.
- Ruido máximo de 115 dB.

2. Menú Opciones:

- Seleccionar flujo nominal para los ramales.
- Escoger método VLE para gases compresibles y gas ideal para los cálculos generales.
- Escoger el método VLE Peng Robinson para la estimación de la temperatura de salida.
- En cuanto a la caída de presión, seleccionar gas isotérmico para todas las posiciones de la tubería y fijar la rugosidad de la misma, en este caso 0.3 mm.

3. Válvulas de seguridad:

- Introducir los datos necesarios para las válvulas teniendo en cuenta que la temperatura permanece constante.
- En el diseño de la válvula ajustar el orificio de la válvula de manera que el flujo nominal coincida con el flujo máximo que se puede llegar en el caso más extremo.

El diámetro debe coincidir con el diámetro de la tubería adyacente y el tipo de válvula debe ser convencional.

- Elegir el mismo método VLE para gases compresibles, caída de presión isotérmica e ignorar la corrección para dos fases y el flash isoentrópico.
- Las válvulas de control únicamente requieren introducir los datos y seleccionar las mismas opciones del punto anterior a éste.

4. Tuberías:

- Introducir los datos tales como la longitud, el material y la rugosidad. En el caso del diámetro nominal se parte de la norma alemana DIN por lo que se tendrá que ajustar al *Schedule* y el diámetro nominal de la norma americana B31.3.
- Debido a que las pérdidas por accesorios en este programa se basan en el método CRANE y en el proyecto se han calculado con el método Darby, se deben insertar manualmente los valores de la K de Darby.
- Imponer la opción de gas compresible y pérdidas de carga de gas isotérmico.

5. Conectores:

- Los conectores tendrán un ángulo de 30°.
- El método de las pérdidas permanecerá estático para que las presiones coincidan entre un tramo y otro de tubería. La caída de presión será isotérmica e ignoraremos nuevamente el corrector bifásico.

6. Tees:

- Tendrán 45°, caída de presión isotérmica y sin corrector de dos fases.

7. Separador horizontal:

- Para el caso isotérmico este equipo es opcional ya que se simula todo el proceso en fase vapor por lo que no es necesario ponerlo. En caso de que sea añadido, optar por pérdida isotérmica y sin corrector bifásico.

8. Antorcha:

- Marcar caída de presión isotérmica.

- Introducir el diámetro si es conocido. Si se desconociera el diámetro, ir ajustándolo hasta que la presión de entrada sea la proporcionada por el fabricante.

4.3.2. Flujo adiabático con *Aspen Flare System Analyzer*®

Para realizar la misma práctica en el simulador pero en condiciones adiabáticas únicamente se deben seguir los mismos pasos que en el anterior apartado añadiendo algunas modificaciones como:

- Cambiar la opción de gas isotérmico por gas adiabático en todos los ítems y las opciones de menús.
- Quitar la opción de caída de presión isotérmica de todos los equipos y accesorios.

4.3.3. Flujo bifásico con *Aspen Flare System Analyzer*®

En la transformación a flujo bifásico se seguirán de igual modo los pasos para el flujo isotérmico rectificando los siguientes aspectos:

- En el menú opciones, optar por el método VLE Peng Robinson para los cálculos generales. Además, se deberá habilitar la transferencia de calor y en la temperatura mínima permitida para acero al carbono se introducirá un valor de -70°C ya que la tubería es de acero al carbono de grano fino y puede soportar como máximo dicha temperatura.
- Se deberá cambiar el gas isotérmico por el método *Beggs & Brill* ya que es el más exacto para flujo bifásico en todos los ítems y menús que contengan esta opción.
- En todos los accesorios y equipos que se precise, se suprimirá la opción de pérdida de carga isotérmica y se habilitará el corrector bifásico.
- En la ventana emergente de las válvulas ahora se establecerá una nueva temperatura de salida calculada automáticamente por el aspen en el apartado condiciones de la válvula y en este caso si se tendrá en cuenta el flash isoentrópico con una eficiencia de 1. En la fracción de vapor se puede introducir, o no, un valor ya que, sólo sirve para partir de dicho valor en el momento en que realiza las iteraciones necesarias.
- En esta simulación sí que es necesario añadir el separador de líquidos horizontal puesto que, ahora en el sistema se generará líquido que permanecerá en el separador mientras el vapor se dirigirá hacia la antorcha.

4.4. Diseño de la instrumentación y control

4.4.1. Lista de líneas

Seguidamente, se presenta el listado de líneas de la red de antorcha. En esta lista se presentan todas las características de las tuberías, después del dimensionamiento y selección del material, cálculo del aislamiento, etc.

LISTADO DE LÍNEAS DEL SISTEMA DE LA ANTORCHA														Área: -	Código doc: 1	REALIZT: -	Revisión: 2	
Diseño de un sistema de antorcha de una industria petroquímica														Proyecto N°: 001	Fecha: 06/11/17	APROB: -	Hoja: 1 De: 1	
DIAGRAMA	NOMBRE DE LA LÍNEA					AISLAMIENTO		RECORRIDO		SCHEDULE	MATERIAL	DIÁMETRO INTERNO (mm)	DIÁMETRO EXTERNO (mm)	DATOS DE OPERACIÓN			DATOS DE DISEÑO	
	LÍNEA N	Ø (PULGADAS)	NOMBRE DEL FLUIDO	SIGLA DEL FLUIDO	FASE	TIPO	GROSOR (mm)	DE	HASTA					PRESIÓN (BARG)	TEMP. (°C)	CAUDAL (m³/h)	PRESIÓN (BARG)	TEMP. (°C)
PID-01	01-1001-6"-CS	6	Vapor de agua	V	L/G	Coquilla 850	60	-	01-1002-6"-CS	SCH. 40	ASTM A-53-B	154,1	168,3	35,0	265	1267,5	40,0	305
PID-01	01-1002-6"-CS	6	Vapor de agua	V	L/G	Coquilla 850	60	01-1001-6"-CS	B850	SCH. 40	ASTM A-53-B	154,1	168,3	35,0	265	1267,5	40,0	305
PID-01	01-1003-1.5"-CS	1.5	Vapor de agua	V	L/G	Coquilla 850	120	01-1001-6"-CS	01-1004-2"-CS	SCH. 40	ASTM A-53-B	40,9	48,3	35,0	265	76,10	40,0	305
PID-01	01-1004-2"-CS	2	Vapor de agua	V	L/G	Coquilla 850	120	01-1003-1.5"-CS	B850	SCH. 40	ASTM A-53-B	52,5	60,3	35,0	265	76,10	40,0	305
PID-01	01-1005-4"-CS	4	Vapor de agua	V	L/G	Coquilla 850	70	01-1001-6"-CS	01-1006-6"-CS	SCH. 40	ASTM A-53-B	102,3	114,3	35,0	265	507,0	40,0	305
PID-01	01-1006-6"-CS	6	Vapor de agua	V	L/G	Coquilla 850	70	01-1005-4"-CS	B850	SCH. 40	ASTM A-53-B	154,1	168,3	35,0	265	507,0	40,0	305
PID-01	01-1007-20"-CS	20	Propileno	PR	L/G	-	-	-	B600	SCH. 40	ASTM A-333-1	495,3	508	1,24	97,5	37377	2,74	117,5
PID-01	01-1008-1"-CS	1	Nitrógeno	NI	G	-	-	-	B600	SCH. 40	ASTM A-53-B	26,6	33,4	4,5	20	36,00	6,0	20
PID-01	01-1009-2"-CS	2	Vapor de agua	V	L/G	Coquilla 850	100	-	B600	SCH. 40	ASTM A-53-B	52,5	60,3	5,5	160	126,8	7,0	180
PID-01	01-1010-20"-CS	20	Propileno	PR	G	-	-	B600	B850	SCH. 40	ASTM A-333-1	495,3	508	1,8	80	37377	3,3	100
PID-01	01-1011-1"-CS	1	Agua condensada	C	L	-	-	B600	SCH. 40	ASTM A-53-B	26,6	33,4	5,5	160	3,6	7,0	180	
PID-01	01-1012-24"-CS	24	Propileno	PR	L/G	-	-	-	B851	SCH. 40	ASTM A-333-1	596,9	609,6	1,0	80,5	54451	2,5	110,5
PID-01	01-1013-1"-CS	1	Nitrógeno	NI	G	-	-	-	B851	SCH. 40	ASTM A-53-B	26,6	33,4	4,5	20	36,0	6,0	20
PID-01	01-1014-2"-CS	2	Vapor de agua	V	L/G	Coquilla 850	100	-	B851	SCH. 40	ASTM A-53-B	52,5	60,3	5,5	160	126,8	7,0	180
PID-01	01-1015-24"-CS	24	Propileno	PR	G	-	-	B851	B850	SCH. 40	ASTM A-333-1	596,9	609,6	1,8	80	54451	3,3	100
PID-01	01-1016-1"-CS	1	Agua condensada	C	L	-	-	B851	-	SCH. 40	ASTM A-53-B	26,6	33,4	5,5	160	3,6	7,0	180
PID-01	01-1017-2"-CS	2	Agua de refrigeración	A	L	-	-	-	B850	SCH. 40	ASTM A-53-B	52,5	60,3	1,0	25	14,4	2,5	45
PID-01	01-1018-1"-CS	1	Aire de instrumentos	AI	G	-	-	-	01-1019-1"-CS	SCH. 40	ASTM A-53-B	26,6	33,4	6,5	20	36,0	8,0	20
PID-01	01-1019-1"-CS	1	Aire de instrumentos	AI	G	-	-	01-1018-1"-CS	M-101	SCH. 40	ASTM A-53-B	26,6	33,4	1,2	20	36,0	2,7	20
PID-01	01-1020-1"-CS	1	Gas natural	GA	G	-	-	-	01-1021-1"-CS	SCH. 40	ASTM A-53-B	26,6	33,4	4,0	30	31,6	5,5	30
PID-01	01-1021-1"-CS	1	Gas natural + propano	GAP	G	-	-	01-1020-1"-CS	M-101	SCH. 40	ASTM A-53-B	26,6	33,4	1,2	30	33,8	2,7	50
PID-01	01-1022-2"-CS	2	Gas natural + propano	GAP	G	-	-	01-1020-1"-CS	01-1023-2"-CS	SCH. 40	ASTM A-53-B	52,5	60,3	4,0	30	33,8	5,5	50
PID-01	01-1023-2"-CS	2	Gas natural + propano	GAP	G	-	-	01-1022-2"-CS	01-1027-1"-CS	SCH. 40	ASTM A-53-B	52,5	60,3	1,2	30	33,8	2,7	50
PID-01	01-1024-1"-CS	1	Propano	P	G	-	-	-	01-1025-1"-CS	SCH. 40	ASTM A-53-B	26,6	33,4	8,0	20	36,0	9,5	20
PID-01	01-1025-1"-CS	1	Propano	P	G	-	-	01-1024-1"-CS	01-1020-1"-CS	SCH. 40	ASTM A-53-B	26,6	33,4	4,0	20	32,4	5,5	20
PID-01	01-1026-1"-CS	1	Propano	P	G	-	-	01-1024-1"-CS	01-1023-2"-CS	SCH. 40	ASTM A-53-B	26,6	33,4	6,0	20	3,6	7,5	20
PID-01	01-1027-1"-CS	1	Gas natural + propano	GAP	G	-	-	01-1023-2"-CS	-	SCH. 40	ASTM A-53-B	26,6	33,4	1,2	20	33,8	2,7	20
PID-01	01-1028-1"-CS	1	Gas natural + propano + aire instrume	GAPA	G	-	-	M-101	-	SCH. 40	ASTM A-53-B	26,6	33,4	1,2	20	69,8	2,7	20
PID-01	01-1029-1"-CS	1	Gas natural + propano + aire instrume	GAPA	G	-	-	M-101	-	SCH. 40	ASTM A-53-B	26,6	33,4	1,2	20	69,8	2,7	20
PID-01	01-1030-1"-CS	1	Gas natural + propano + aire instrume	GAPA	G	-	-	M-101	-	SCH. 40	ASTM A-53-B	26,6	33,4	1,2	20	69,8	2,7	20
PID-01	01-1031-1"-CS	1	Nitrógeno	NI	G	-	-	-	01-1010-20"-CS	SCH. 40	ASTM A-53-B	26,6	33,4	3,5	20	31,2	5,0	20
PID-01	01-1032-1"-CS	1	Nitrógeno	NI	G	-	-	01-1031-1"-CS	B850	SCH. 40	ASTM A-53-B	26,6	33,4	3,5	20	31,2	5,0	20
PID-01	01-1033-1"-CS	1	Nitrógeno	NI	G	-	-	-	01-1031-1"-CS	SCH. 40	ASTM A-53-B	26,6	33,4	2,0	20	31,2	3,5	20
PID-01	01-1034-1"-CS	1	Nitrógeno	NI	G	-	-	-	01-1032-1"-CS	SCH. 40	ASTM A-53-B	26,6	33,4	2,0	20	31,2	3,5	20
PID-01	01-1035-2"-CS	2	Agua residual	AR	L	-	-	B850	01-1036-4"-CS	SCH. 40	ASTM A-53-B	52,5	60,3	1,0	60	14,4	2,5	80
PID-01	01-1036-4"-CS	4	Agua residual	AR	L	-	-	01-1035-2"-CS	-	SCH. 40	ASTM A-53-B	102,3	114,3	1,0	60	14,4	2,5	80

4.4.2. Válvulas de control

Cuando un fluido pasa a través de una válvula o otro dispositivo restrictivo pierde energía. El coeficiente de caudal es un factor de diseño que relaciona la diferencia de altura (Δh) o presión (ΔP) entre la entrada y salida de la válvula con el caudal (Q). Puede ser importante conocer el coeficiente de caudal para poder seleccionar la válvula que se necesita en una específica aplicación. Si la válvula va a estar la mayor parte del tiempo abierta, posiblemente interesará elegir una válvula con poca pérdida de carga para poder ahorrar energía.

En este apartado se calcula el K_v y la C_v de las válvulas de control presentes en el proceso y se presenta la hoja de especificación de una de las válvulas estudiadas, la VG1001.

4.4.2.1 Diseño

El método utilizado para el cálculo del coeficiente es el método simplificado de SAMSON (Ref. 20) para válvulas de vapor de agua, el cual se realiza según la norma DIN IEC 534. La K_v es el coeficiente de caudal en unidades métricas y la C_v es el coeficiente de caudal en unidades imperiales. Se relacionan mediante la ecuación 4.4.1.

$$C_v = 1.15 \cdot K_v \quad (4.4.1)$$

Para el vapor de agua se emplea la fórmula 4.4.2, donde W es el caudal en kg/h y, m y Z , son factores sin dimensiones que se obtienen mediante tablas. La Z se busca en una tabla a partir de la P_1 y la T , y la m a partir de una tabla a partir de la relación entre P_2 y P_1 .

$$W = K_v \cdot m \cdot Z \quad (4.4.2)$$


Seguidamente, la tabla 4.4.1 muestra los valores de cada parámetro para cada una de las válvulas estudiadas. También se pueden observar los valores finales de las K_v y C_v .

Tabla 4.4.1. Parámetros de las válvulas y resultados.

Válvula	W (kg/h)	P ₁ (bar)	P ₂ (bar)	P ₂ /P ₁	T (°C)	m	Z	K _v (m ³ /h)	C _v (gpm)
VG1001	8,000	17	11	0.647	290	0.96	150	55.6	63.9
VG1002	8,000	17	11	0.647	290	0.96	150	55.6	63.9
VG1003	2,500	36	11	0.306	290	1.00	318	7.90	9.00
VG1004	2,500	36	11	0.306	290	1.00	318	7.90	9.00

La hoja de especificación de la válvula VG1001 se presenta en el siguiente apartado.

4.4.2.2 Hoja de especificación VG1001

GENERAL DATA									
1									
2	NAME		VG1001		INSTALLATION LINE AND APPLICABLE LAW				
3	SERVICE		Steam subheader 35.5 bar		DN & RATING		150	150#	
4	LINE/EQUIPMENT		01-1001-6"-CS		MTL & SCHEDULE		SA 106	40	
5	DIAGRAM		PI&D		INSULATION AND THICKNESS		60	mm	
6	AREA CLASSIFICATION		1		EEx REGULATION				
7	PROCESS DATA								
8	FLOW	PHASE	LLVGO P.A	Liquid	Data	U.I	Mín.	Normal	Max.
9	Cp/Cv	1.14	Z		Inlet Flow	cu m/s	0.026	0.030	0,038
10	D or SG	Viscosity	Pa·s		Inlet Pressure	bar	17	17	17
11	P crit.	bar	T crit.	K	Pressure Drop	bar	6	6	6
12	TIGHTNESS				T operation	K	290	290	290
13	FIRE SECURITY DIST.				Vapor Pres.	bar	$1.14 \cdot 10^{-5}$	$1.14 \cdot 10^{-5}$	$1.14 \cdot 10^{-5}$
14	OTHERS				Cv calculated		63.9	63.9	63.9
15					Cv required				
16					Opening			30%	
17	BODY, INTERNAL AND ACTUATOR								
18	BODY, BIRETTA AND PACKING		INTERNAL						
19	Body Type	Globe valve	Types (1)		STD	Escape Types		-	
20	Vapor Mantle	-	Row		-	Noise (dB)		-	
21	DN & Rating	150 & 150 #	Guidance		-	MTL Guidance		-	
22	Line Connection		Holder		-	MTL Holder		-	
23	MTL Body & Casing		Nominal Cv		-	MTL Actuator		-	
24	MTL Body Line	AISI 316	Character		-	MTL Nozzle		-	
25	MTL Outlet Line	PNEUMATIC ACTUATOR							
26	Flow tends to	-	Service		-	Feed/Rang		-	
27	Biretta Type	AISI 316	Type		-	Wheel		-	
28	Packing		Air		-	Travel Limit		mm	-
29	Shutting Bellow	-	Max. ΔP (2)		bar	-	XLOCK System		-
30	ACCESSORIES AND PURCHASE DATA								
31	POSITIONATOR AND FILTER		SOLENOID VALVE (3)			TRAVEL ENDS (3)			
32	Positioner Type	Digital	Valve Type		Equal Percentage	Sensors Type			
33	SMART Capacity		Feed			Service			
34	PST/Regulation		Reset Type			Assembly & Connec.			
35	Electrical Connection		Electrical Connec.			EEx Protection			
36	Pneumatic Connection		Pneumatic Connec.			NOTES AND ACCESSORIES			
37	EEx Protection	EEx IIC T6	EEx Protection						
38	Filter	-	SIL (s/IEC 61508)						
39	PRODUCT DATA (3)				PURCHASE DATA				
40	Valve		Actuator		Requisition				
41	Positionator	Digital			Manufacturer		Fisher-Rosemount		
42	Solenoid	Equal Percentage			Supplier				
43	Travel End								
44	GENERAL NOTES								
45	(1) Indicate the model/type (AC=anti-cavitation, AN=anti-noise, STD= standard, MS= multi-step, CR= rapid change)								
46	(2) Maximal difference pressure through the valve, which can be supported by the actuator maintaining the nominal shutting class								
47	(3) Environmental protection grade of electrical parts: IP 65 min.								
48	(4) For the elements, which are supplied by third parties (for example solenoids, final lines, etc.) it is necessary to indicate the respective manufacturer too.								
49	JOB NO.		CHARGE NO.		 UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI Escola Tècnica Superior d'Enginyeria Química Departament d'Enginyeria Química				
	M/S NO.		P.O.NO.						
	NO.UNITS								
	DR.BY		DATE:						
	CK.BY		DATE:						
	REV	BY	OK	DATE					
					100-FCV-25				
					SHEET No. 2				

4.4.3. Sistema de control de la red de antorcha

En este apartado se explica el sistema de control escogido para la red antorcha. En primer lugar, se presenta la tabla 4.4.2 donde se pueden observar las abreviaciones de los diferentes indicadores y controladores utilizados. Además, se presenta la función de cada uno.

Tabla 4.4.2. Indicadores y controladores escogidos.

Abreviación	Significado
PI	Indicador de presión
PA+-	Alarma de presión alta o baja
PCV	Autoregulador de presión
LI A+	Indicador de nivel y alarma de nivel alto
FI	Indicador de flujo
F	Orificio de restricción
FFC	Rango partido de caudal
FIRC	Medidor y controlador de caudal
FGO+	Final de carrera
FIR con FQI	Medidor e integrador de caudal
TI	Indicador de temperatura
TIR A-	Indicador de temperatura con alarma
TI SI-A--	Indicador de temperatura con alarma
TO+-	Detector de llama
TGO+-	Enclave de temperatura

En primer lugar, el vapor de agua de entrada a la antorcha entra por tres ramales. Por un lado, las dos primeras consiguen una combustión completa en la antorcha. Por esta razón, se dispone un indicador de la presión de entrada y se regula el caudal mediante un control de rango partido entre las dos corrientes. El sistema de control de cada una de las dos tuberías se encuentra duplicado para tener una seguridad elevada. Además, las válvulas de control cuentan con un indicador de final de carrera, que indican cuando la válvula se encuentra en el punto establecido; y la tubería con un orificio de restricción, gracias al cual el producto hacia la atmosfera no sale con una presión tan elevada. Por otro lado, la tercera entrada de vapor va hacia el fondo de la antorcha, donde se encuentra el agua de refrigeración. Esta tubería cuenta con un enclave de temperatura que abre la válvula sólo en caso de que el agua baje a menos de 0°C. Por lo tanto, el vapor a alta temperatura entraría y evitaría la congelación del agua. Cabe destacar que todas las corrientes de vapor cuentan con trampas vapor para conseguir una entrada con la menor cantidad de líquido posible.

Además de las entradas de vapor, la antorcha cuenta con entradas de nitrógeno, aire de instrumentos y de gas natural. El nitrógeno inertiza el equipo y el gas natural ayuda al encendido de la llama. El nitrógeno cuenta con indicadores de caudal y, si se produce una variación, las bombonas están disponibles para compensar este cambio. El gas natural cuenta con la entrada de propano para variaciones de presión y con autoreguladores de presión para conseguir la presión de salida deseada. Por último, cuenta con válvulas de seguridad PSV en caso de tener una presión elevada.

Respecto a los separadores, entran tres corrientes, la de nitrógeno, la de vapor y la de gas residual procedente de la planta de propileno. El nitrógeno simplemente inertiza el equipo y el vapor consigue la evaporación de la pequeña fracción de propileno líquido del flujo bifásico, saliendo el condensado de este vapor. Se instalan indicadores de presión tanto en la tubería de vapor como en el separador y, un indicador de flujo en la entrada de vapor y salida de corriente gas residual. Además, el separador cuenta con dos indicadores de nivel con alarma de nivel alto para más seguridad.

Respecto a la antorcha, cuenta con tres indicadores de temperatura con alarma de nivel bajo en el fondo, ya que es muy importante que el agua de refrigeración no llegue a menos de 0°C. Además, dos indicadores de nivel con alarma, uno para nivel alto y otro para nivel bajo. Por otro lado, cuenta con indicadores de presión, temperatura y caudal del vapor que se dirige hacia la llama. Finalmente, en la punta de la antorcha, donde se encuentra la llama, se disponen

indicadores de temperatura con alarma de temperatura baja y un detector de llama, para saber en todo momento si la llama piloto sigue encendida.

4.5. Diseño de los equipos

4.5.1. Antorcha B850

Este apartado presenta la descripción funcional de la antorcha, el diseño y la hoja de especificación realizada.

4.5.1.1 Descripción funcional

La planta de producción de propileno cuenta con una antorcha diseñada para admitir una gran capacidad de flujo de entrada y grandes variaciones de caudal. En esta antorcha, entra una corriente de gas residual, que es alimentada por la parte inferior. Finalmente, este gas residual se quema en la punta de la chimenea, donde la llama está expuesta a las condiciones atmosféricas presentes.

El sistema típico de la antorcha consiste en:

- Gas de antorcha.
- Separador de gotas antes de la antorcha para extraer y almacenar los condensables de la corriente de gas residual.
- Entrada de agua o gas para evitar el retroceso del fluido.
- Quemador múltiple y chimenea.
- Pilotos de gas para encender la mezcla.
- Inyección de vapor para conseguir una combustión completa, por lo tanto, se consigue quedar el hidrocarburo sin crear humo.

4.5.1.2 Diseño

Para llevar a cabo el diseño de la antorcha, se ha seguido el método del API 521. Se ha partido de unos datos iniciales, los cuales se pueden ver seguidamente en la tabla 4.5.1.

Tabla 4.5.1. Datos iniciales para el diseño de la antorcha.

Símbolo	Descripción	Valor
q_m (kg/h)	Caudal de entrada de gas residual (Caso 1)	145,500
M (g/mol)	Masa molecular media del gas residual	42.08
T (°C)	Temperatura de entrada del gas residual	77.6
Z	Factor de compresibilidad	0.978
Ma_2	Número de Mach a la salida	0.318
$Q_{\text{propileno}}$ (kJ/kg)	Calor de combustión del propileno*	48,895
P_2 (kPa)	Presión en la punta de la antorcha cuando quema	101.3
u_{inf} (m/s)	Velocidad de diseño del viento	9
F	Fracción de calor radiada	0.4
K (kW/m ²)	Radiación permitida	4.73
τ	Tortuosidad	1

(*) Obtenido de Ref. 25.

A partir del método que se expone a continuación, se obtiene todos los parámetros que se pueden ver en la siguiente figura 4.5.1.

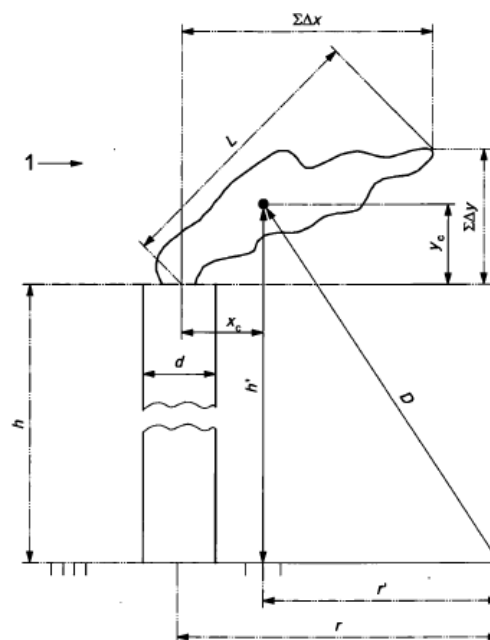


Figura 4.5.1. Esquema del diseño de la antorcha (Fuente: API 521, 2014. Ref. 1).

A partir de la ecuación 4.5.1. se puede calcular el diámetro interno de la antorcha, d y el calor liberado, Q , se calcula mediante la ecuación 4.5.2.

$$Ma_2 = 3.23 \cdot 10^{-5} \cdot \left(\frac{q_m}{P_2 \cdot d^2}\right) \cdot \left(\frac{Z \cdot T}{M}\right)^{0.5} \tag{4.5.1}$$

$$Q = Q_{\text{propileno}} \cdot q_m \cdot \frac{1h}{3600s} \tag{4.5.2}$$

La altura de la llama, L, se haya mediante la siguiente figura 4.5.2.

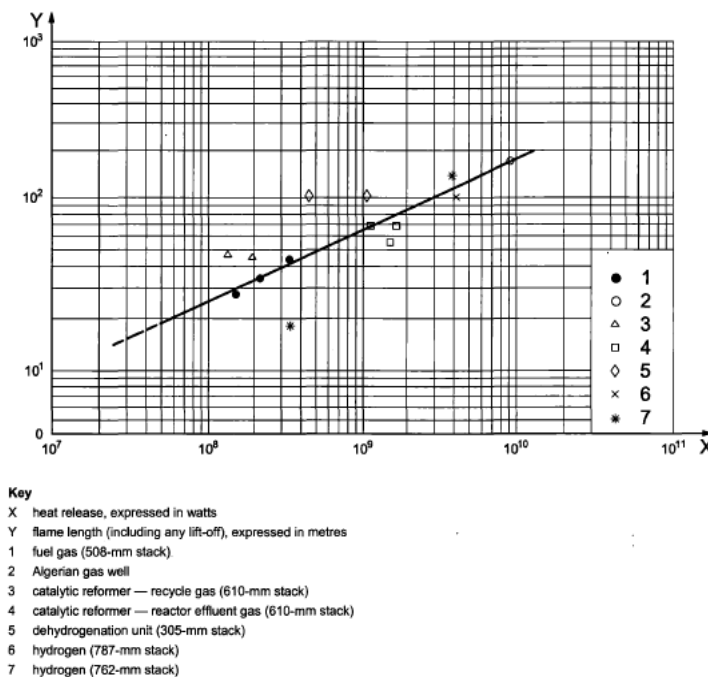


Figura 4.5.2. Altura de la llama respecto el calor liberado (Fuente: API 521, 2014. Ref. 1).

El caudal de vapor volumétrico, q_{vap} , se haya mediante la ecuación 4.5.3.

$$q_{\text{vap}} = \frac{q_m \cdot 22.4 \cdot T}{3600 \cdot M \cdot 273} \tag{4.5.3}$$

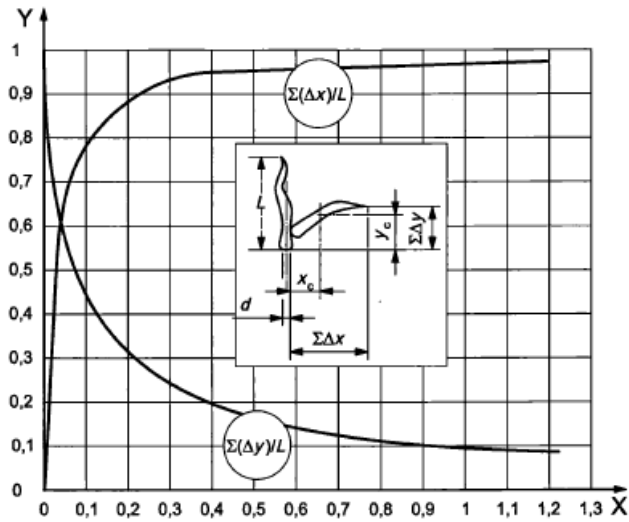
La distorsión de la llama causada por el viento es la velocidad del viento, u_{inf} , entre la velocidad en la punta de la antorcha, u_j . La velocidad en la punta de la antorcha puede ser calculada con la ecuación 4.5.4.

$$u_j = \frac{q_{\text{vap}}}{\pi \cdot \frac{d^2}{4}} \tag{4.5.4}$$

A partir de la relación de velocidades se puede buscar la distorsión de la llama en el eje horizontal, Δx , y en el eje vertical, Δy . Estos parámetros se obtienen mediante la figura 4.5.3, aunque tienen que ser multiplicados por la altura de la llama, tal y como se expone en las ecuaciones 4.5.5 y 4.5.6.

$$\sum \Delta x = \sum \frac{\Delta x}{L} \cdot L \tag{4.5.5}$$

$$\sum \Delta y = \sum \frac{\Delta y}{L} \cdot L \tag{4.5.6}$$



Key
 $X = \sum (u_{\infty}/u_j)$
 $Y = \sum \Delta y/L \text{ or } \sum \Delta x/L$
 u_{∞} is the lateral wind speed
 u_j is the jet exit velocity

Figura 4.5.3. Distorsión de la llama respecto la relación de velocidades (Fuente: API 521-2014).

Seguidamente, se realizan unos cálculos para poder llegar a calcular la altura de la antorcha. Para esto, en primer lugar se calcula la distancia desde el centro de la llama hasta el extremo que está siendo considerado. La ecuación necesaria es la 4.5.7.

$$D = \sqrt{\frac{t \cdot F \cdot Q}{4 \cdot \pi \cdot K}} \tag{4.5.7}$$

La altura de la antorcha, h, se calcula a partir de las ecuaciones 4.5.8, 4.5.9 y 4.5.10, aislando las incógnitas necesarias. Los cálculos se basan en una distancia de seguridad, r, de 112.1 m.

$$D^2 = r'^2 \cdot h'^2 \tag{4.5.8}$$

$$h' = h + (0.5 \cdot \sum \Delta y) \tag{4.5.9}$$

$$r' = r - (0.5 \cdot \sum \Delta x) \tag{4.5.9}$$

Finalmente, se calcula la distancia entre el centro de la llama y el centro de la antorcha, x_c , y la distancia entre el centro de la llama y la punta de la antorcha, y_c . Se usan las ecuaciones 4.5.10 y 4.5.11.

$$x_c = r - r' \tag{4.5.10}$$

$$y_c = h' - h \quad (4.5.11)$$

Finalmente, la tabla 4.5.2 muestra un resumen de todos los resultados obtenidos después de realizar los cálculos.

Tabla 4.5.2. Resultados de diseño finales.

Símbolo	Valor	Símbolo	Valor
d (m)	0.64	D (m)	115
Q (W)	$2 \cdot 10^9$	r (m)	112
L (m)	85.0	h (m)	67.4
Q_{vap} (m ³ /s)	27.4	r' (m)	78.1
u_j (m/s)	84.1	h' (m)	84.8
Δx (m)	68.0	x_c (m)	34.0
Δy (m)	35.0	y_c (m)	17.4

La hoja de especificación de la antorcha B850 se muestra en el siguiente apartado.

4.5.1.3 Hoja de especificación B850

1	GENERAL	Manufacturer:				
2	GENERAL	Item: Flare stack B850				
3	GENERAL	Description:		Position:	Horiz.	X Vertical
4	OPERATING	Product:				
5	OPERATING	Operating Pressure (eff.)	1,03	kg/cm ² g		
6	OPERATING	Operating Temperature	80	°C		
7	OPERATING	Gas Density	2,54	kg/m ³		
8	DESIGN DATA	Design Pressure (eff.)	kg/cm2g			
9		Design Temperature	°C			
10		Hydrostatic Test (eff.)	kg/cm2g			
11		Corr. Allow. Shell / Heads	3 mm			
12		Joint Eff. Shell / Heads	1			
13		Code:	API-521			
14		Radiograph:	Si	100%		
15		Stress Relieve:	Yes	x	No	
16	Seismic:	No				
17	Wind Load: (@ 167 km/h)	1350	N/m ²			
18	Hydrostatic Test (eff.)	kg/cm2g				
19	MATERIALS	Thickness	Mat'1 Class			
20		Tip	mm	A310		
21		Stack	mm	A285		
22		Drum	mm	A285		
23		Nozzle Necks				
24	Flanges					
25	CONSTRUCTION	Dia.	L / H	Material		
26		Shell				
27		Heads				
28		Insulation:	Yes	No	x	
29		Fireproofing:	Yes	No	x	
30		Sandblast:	Yes	x	No	
31		Paint:	Yes	x	No	
32		Wt. Empty:	kg			
33		Wt. Full Water:	kg			
34		EQUIPMENT	Service	Mark	Nº	Size
35	Entrada vapor		A	N1	1"	150 #RF
36	Purga		B	N2	1"	150 #RF
37	Salida agua residual		C	N3	2"	150 #RF
38	Salida agua residual		D	N4	2"	150 #RF
39	Entrada nitrógeno		E	N5	1"	150 #RF
40	Entrada agua		F	N6	2"	150 #RF
41	Entrada propileno III		G	N7	24"	150 #RF
42	Entrada propileno II		H	N8	20"	150 #RF
43	Boca de hombre	I	M1	24"	150 #RF	
44		NOTES:				
45						
46						
47						
48						
49						
0						
REV.	DATE	PREP.	APPR.			

UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGLI
Escola Tècnica Superior d'Enginyeria Química
Departament d'Enginyeria Química

4.5.2. Separador de líquidos

El separador de líquidos también conocido como *knockout drum* es un equipo necesario para evaporar el propileno condensado antes de llegar a la antorcha y así evitar fallos en su funcionamiento. Gracias a los valores adquiridos con el simulador *Aspen Flare System Analyzer®* del caso dimensionante y del caso 6 sobre las fracciones de vapor y líquido se han podido llevar a cabo los cálculos de diseño de los equipos B851 y B600 descritos en los próximos subapartados.

4.5.2.1 Dimensionamiento

El dimensionamiento del separador se ha realizado en base a las prácticas recomendadas del API 521 (Ref. 1). Partiendo del diámetro del separador conocido, se ha logrado calcular una longitud mínima eficiente de forma iterativa mediante el siguiente procedimiento:

Primero se calcula el caudal volumétrico de vapor (Q_v) con el caudal másico y la densidad del vapor mediante la ecuación 4.5.12.

$$Q_v = \frac{W_v}{\rho_v} \quad (4.5.12)$$

Acto seguido, se calcula $C(\text{Re})^2$ mediante la ecuación 4.5.13 y, con la figura 4.5.4, se busca el valor del coeficiente de arrastre C .

$$C(\text{Re})^2 = \frac{0.13 \cdot 10^8 \cdot \rho_v \cdot d^3 (\rho_l - \rho_v)}{\mu^2} \quad (4.5.13)$$

Dónde ρ es la densidad del vapor y del líquido, d es el diámetro de la partícula y μ es la viscosidad del vapor.

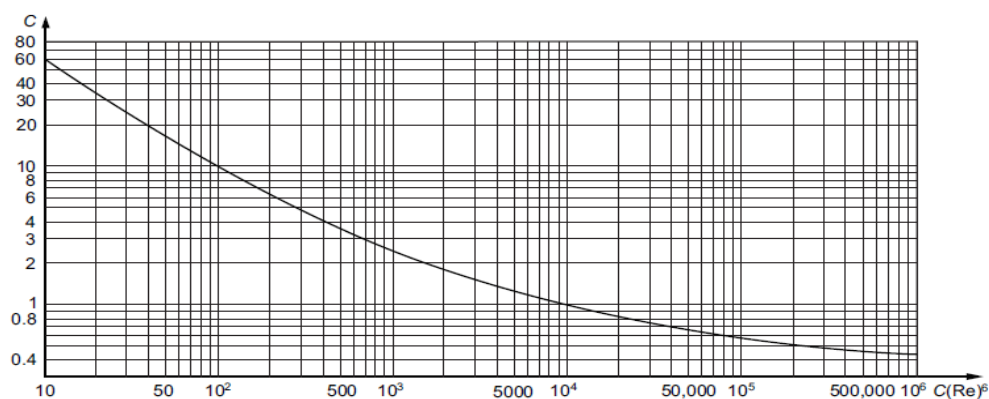


Figura 4.5.4. Determinación del coeficiente de arrastre (Fuente: API 521, 2014. Ref. 1).

Entonces se obtiene la velocidad de asentamiento U_c con la ecuación 4.5.14:

$$U_C = 1.15 \cdot \sqrt{\frac{g \cdot d \cdot (\rho_l - \rho_v)}{\rho_v \cdot C}} \quad (4.5.14)$$

A continuación, se calcula el área transversal total con el diámetro interno mediante la ecuación 4.5.15.

$$A_t = \frac{\pi}{4} \cdot (D_i)^2 \quad (4.5.15)$$

El líquido retenido requerido A_{L1} se obtiene a partir de la ecuación 4.5.16, siendo V_s el volumen de almacenamiento para media hora y L es la longitud del separador de la que partimos inicialmente.

$$A_{L1} = \frac{V_s}{L} \quad (4.5.16)$$

Con un tiempo de residencia de 30 minutos del líquido condensado, el segmento transversal que ocupa se calcula mediante la ecuación 4.5.17. Donde t_r es el tiempo de residencia, Q_L es el caudal volumétrico de líquido y L la longitud.

$$A_{L2} = \frac{Q_L \cdot 60 \cdot t_r}{L} \quad (4.5.17)$$

El área de sección transversal restante para el flujo de vapor se calcula mediante la ecuación 4.5.18.

$$A_v = A_t - (A_{L1} + A_{L2}) \quad (4.5.18)$$

Ahora se proceden a calcular las profundidades verticales de los espacios del líquido y el vapor usando la geometría estándar y el diámetro total del tambor h_t mediante la ecuación 4.5.19. Dónde h_{L1} es la altura del desagüe, $(h_{L1} + h_{L2})$ es altura de toda la acumulación de líquido y h_v es el espacio vertical restante para el flujo de vapor.

$$h_t = h_{L1} + h_{L2} + h_v \quad (4.5.19)$$

El acondicionamiento del espacio del vapor se verifica determinando el tiempo de caída del líquido (θ) a partir de la ecuación 4.5.20.

$$\theta = \left(\frac{h_v}{100}\right) \left(\frac{1}{U_c}\right) \quad (4.5.20)$$

La velocidad de paso del vapor se determina con la ecuación 4.5.21, siendo N el número de pasos del vapor.

$$U_v = \left(\frac{Q_v}{N}\right) \cdot \left(\frac{1}{A_v}\right) \quad (4.5.21)$$

Y para finalizar, se valora la longitud de la ruta de flujo requerida, L_{\min} de la siguiente manera:

$$L_{\min} = U_v \cdot \theta \cdot N \quad (4.5.22)$$

Seguidamente se exponen los resultados y un esquema de las longitudes y áreas:

Tabla 4.5.3. Resultados del dimensionamiento de los separadores.

	Di (m)	L (m)	A _t (m ²)	A _{L1} (m ²)	A _{L2} (m ²)	A _v (m ²)	h _t (m)	h _{L1} +h _{L2} (m)	h _v (m)	θ (s)	U _v (m/s)	L _{min} (m)
B851	2.40	2.85	4.52	1.20	1.20	2.13	2.40	1.40	1.00	1.25	4.40	5.51
B600	2.40	2.50	4.52	1.10	1.10	2.32	2.40	1.40	1.00	1.16	2.51	2.92

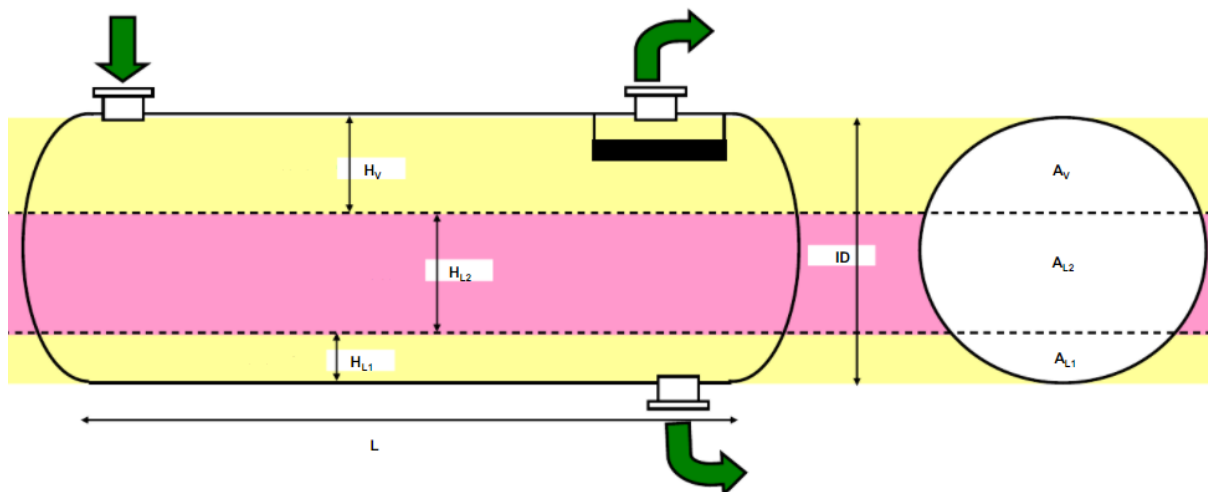


Figura 4.5.5. Esquema de la geometría del separador.

4.5.2.2 Encamisado

Una vez se conocen las dimensiones de ambos separadores, se determina el área de la camisa que proporcionará calor con el objetivo de evaporar el condensado que se encuentra inicialmente a -33°C hasta alcanzar los 80°C para B851 y de -16.7°C hasta 80°C para B600 con vapor de agua a alta presión a 160°C y 5.5 bar. Sabiendo los flujos máscicos de vapor (W_{vap}) y líquido (W_{liq}), se realiza un balance de energía, que se puede ver en la expresión 4.5.23.

$$Q_{\text{prop}} = \lambda_{\text{evap}} + Q_{\text{sens}} \cdot W_{\text{liq}} + Q_{\text{sens}} \cdot W_{\text{vap}} \quad (4.5.23)$$

Donde:

Q_{prop} : Calor necesario para evaporar todo el propileno en kJ/h.

λ_{evap} : Calor latente de evaporación en kJ/kg.

Q_{sens} : Calor sensible en kJ/kg.

Sabiendo Q_{prop} , el coeficiente global de transferencia de calor U (Ref. 8) y el perfil de temperaturas con el que se calculará la temperatura logarítmica ΔT_{lm} , se puede hallar el área (A) mediante la fórmula 4.5.24.

$$Q_{\text{prop}} = U \cdot A \cdot \Delta T_{\text{lm}} \quad (4.5.24)$$

Ahora igualando calor total al balance de energía para el vapor de agua, se conocerá la masa de vapor necesaria de la camisa mediante la ecuación 4.5.25.

$$Q_{\text{prop}} = \lambda_{\text{evap}} \cdot W_{\text{agua}} \quad (4.5.25)$$

El área del cilindro por geometría viene definida por la expresión 4.5.26. Dado que R y L son dimensiones conocidas, se puede llegar a la conclusión de que el área de la camisa encaja con la mitad del cilindro del separador.

$$A_{\text{cil}} = 2 \cdot \pi \cdot R \cdot L \quad (4.5.26)$$

En la tabla 4.5.4 se definen los valores calculados para el encamisado:

Tabla 4.5.4. Resultados de los encamisados.

	Q_{prop} (kJ/h)	ΔT_{lm} (K)	U (kJ/(m ² ·hr·K))	A (m ²)	W_{agua} (kg/s)
B851	27,867,905	401	3,276	21.2	3.71
B600	10,493,658	395	3,276	8.10	1.40

4.5.2.3 Diseño mecánico

Puesto que este equipo opera a una presión distinta a la atmosférica, se debe considerar como un recipiente a presión por lo que, para su diseño mecánico se ha consultado el Código ASME Sección VIII Div. 1 Diseño, Construcción e Inspección de Tanques y Recipientes de Presión (Ref. 15). Con la ayuda de este reglamento se han analizado las presiones tanto interna como externa, el volumen y el peso del recipiente, los esfuerzos en el recipiente soportado en dos silleas y el diseño de las mismas; y finalmente, el refuerzo en una abertura como ejemplo.

4.5.2.3.1 Presión interna

Para la determinación de la presión interna, se han tenido presentes antes algunos fundamentos para poder adquirir la solución:

1. La presión empleada para diseñar un recipiente (Presión de diseño) debe ser mayor que la presión de operación. Esta presión de diseño se obtiene añadiendo 30 psi de presión, o bien un 10% más de la presión de operación. Puesto que la mayor presión de las dos opciones es la primera, la presión de diseño redondeada al alza será de 3 barg para el separador B851 y 2.6 barg para el separador B600.
2. La corrosión admisible empleada es de 3.175mm.
3. Se ha considerado que las juntas soldadas son de tipo 1 con una eficiencia (E) de 1.00 (Radiografiada totalmente) sin costuras.
4. Las fórmulas están expresadas en función del diámetro interno.
5. El material del separador utilizado es acero al carbono SA-516 grado 70 con una tensión admisible (S) de 17,500 psi (Ref. 15).
6. El equipo está principalmente formado por una carcasa cilíndrica con costuras longitudinales y dos cabezas elipsoidales 2:1.

Comprendido esto, se procede al cálculo de los espesores (t) de las partes correspondientes establecidas por el código para el casco cilíndrico (4.5.27) y para la cabeza elipsoidal (4.5.28).

$$t = \frac{P_d \cdot R_i}{S \cdot E - 0.6 \cdot P_d} \quad (4.5.27)$$

$$t = \frac{P_d \cdot D_i}{2 \cdot S \cdot E - 0.2 \cdot P_d} \quad (4.5.28)$$

Donde:

t: Espesor de la pared en pulgadas

P_d : Presión de diseño o máxima presión de trabajo permitida (MAWP) en psi o lb/pulg²

R_i : Radio interno del cilindro en pulgadas

S: Tensión admisible del material en psi o lb/pulg²

E: Eficiencia de la junta

A estos grosores de pared resultantes se les añade la corrosión admisible (C.A) para obtener el espesor final (t_c), como se observa en la expresión 4.5.29.

$$t_c = t + C.A \quad (4.5.29)$$

Una vez conocido el grosor final, se busca una plancha del material aplicado (SA-516 gr. 70) con una anchura estandarizada y se obtiene el grosor final (t_f). En las tablas contiguas se muestran los resultados para los dos separadores:

Tabla 4.5.5. Espesores determinados mediante presión interna.

	Parte	P_d (bar)	t (mm)	t_c (mm)	t_f (mm)
B851	C. elipsoidal 2:1	3	2.98	6.16	6.50
	Cilindro	3	2.99	6.16	6.50
B600	C. elipsoidal 2:1	2.6	2.57	5.74	6.00
	Cilindro	2.6	2.57	5.75	6.00

4.5.2.3.2 Volumen y peso del separador

Ahora se puede calcular el peso del equipo mediante geometría sabiendo que la densidad del acero SA-516 gr. 70 es de 7,800 kg/m³:

$$M_{cab} = V_{cabezal} \cdot \rho_{acero} = \left(\frac{\pi \cdot D_e^3}{24} - \frac{\pi \cdot D_i^3}{24} \right) \cdot \rho_{acero} \quad (4.5.30)$$

$$M_{cil} = V_{cilindro} \cdot \rho_{acero} = \pi \cdot (R_e^2 - R_i^2) \cdot L \cdot \rho_{acero} \quad (4.5.31)$$

$$M_{total\ vacio} = 2 \cdot M_{cab} + M_{cil} \quad (4.5.32)$$

Donde:

V: Volumen del cabezal y del cilindro según el subíndice en m³.

D_e, D_i : Diámetro externo e interno en m.

R_e, R_i : Radio externo e interno en m.

L: Longitud del cilindro en m.

M: Peso del recipiente vacío en kg.

Seguidamente, se calcula la capacidad de agua que puede contener el separador mediante la ecuación 4.5.33 y se calcula el peso del recipiente lleno mediante la ecuación 4.5.34.

$$V_{total} = 2 \cdot V_{cab} + V_{cil} = 2 \cdot \left(\frac{\pi \cdot D_e^3}{24} \right) + (\pi \cdot R_i^2 \cdot L) \quad (4.5.33)$$

$$M_{\text{total lleno}} = V_{\text{total}} \cdot \rho_{\text{agua}} + M_{\text{total vacío}} \quad (4.5.34)$$

La tabla 4.5.6 muestra los resultados obtenidos a partir de los cálculos planteados anteriormente.

Tabla 4.5.6. Espesores determinados mediante presión interna.

	M_{cab} (kg)	M_{cil} (kg)	$M_{\text{total vacío}}$ (kg)	V_{total} (m ³)	$M_{\text{total lleno}}$ (kg)
B851	231	2,112	2,573	28.5	31,118
B600	213	1,031	1,457	16.8	18,267

4.5.2.3.3 Presión externa

En la determinación de la presión externa se inicia un procedimiento de cálculo para averiguar si la presión máxima permitida de trabajo calculada al final de este procedimiento. Si la presión máxima permitida (P_a) es menor que la presión de diseño (P_d), debe repetirse el procedimiento aumentando el espesor.

El método a seguir consiste en:

1. Para calcular la parte del cilindro, suponer un valor de espesor o , en este caso, seleccionar el espesor final (t_f) del apartado de presión interna. Determinar L/D_e y D_e/t . Dónde t es el espesor en pulgadas y L se calcula mediante la ecuación 4.5.35.

$$L = L_{\text{cil}} + 2 \cdot \left(\frac{R_e}{3}\right) \quad (4.5.35)$$

Siendo L_{cil} la longitud hallada en el apartado de dimensionamiento y R_e , el radio externo.

2. Con los valores resultantes de L/D_e y D_e/t , consultar gráfica del factor A (ver anexo A.2) y hallar su valor.
3. Con el factor A, ir a la gráfica del factor B (ver anexo A.2). Si el valor cae en la izquierda de las líneas de temperatura aplicar fórmula 4.5.36 para conocer la presión máxima permitida. Si por el contrario, cae a la derecha, seguir verticalmente hasta la línea de temperatura aplicable para encontrar el factor B y calcular la presión máxima permitida con la expresión 4.5.37.

$$P_a = \frac{2 \cdot A \cdot E \cdot t}{3 \cdot D_e} \quad (4.5.36)$$

$$P_a = \frac{4 \cdot B \cdot t}{3 \cdot D_e} \quad (4.5.37)$$

Dónde E es el módulo de elasticidad (Ref. 27) del material en psi, D_e es el diámetro externo en pulgadas, A y B son los factores, P_a es la presión máxima de trabajo permitida en psi y t es el espesor requerido en pulgadas.

4. Para el espesor de la cabeza elipsoidal 2:1, se deberá partir del espesor del apartado de presión interna del cabezal.
5. Calcular R_o y el factor A mediante las ecuaciones 4.5.38 y 4.5.39.

$$R_o = 0.9 \cdot D_e \quad (4.5.38)$$

$$A = \frac{0.125 \cdot t}{R_o} \quad (4.5.39)$$

6. Con el valor del factor A, consultar la gráfica del factor B (ver anexo A.2) y finalmente calcular la máxima presión permitida con la expresión 4.5.40.

$$P_a = \frac{B \cdot t}{R_o} \quad (4.5.40)$$

Repetir el procedimiento si la presión de diseño resulta mayor que P_a .

Puesto que los valores de los espesores extraídos de presión interna no aportaban una presión máxima permitida lo suficientemente alta como para superar a la presión de diseño, se han establecido nuevos espesores para que los recipientes no colapsen por presión externa. En la tabla siguiente, se pueden consultar los resultados:

Tabla 4.5.7. Valores de la presión externa.

	Partes	t (mm)	L/ D_e	D_e/t	A ($\times 10^{-5}$)	B	Pa (bar)
B851	elipsoidal	11	-	-	63	8,819	3.068
	cilindro	18	2.9	135	31	4,443	3.018
B600	elipsoidal	11	-	-	63	8,827	3.098
	cilindro	15	1.9	162	35	5,000	2.837

De los espesores obtenidos, el mayor de cada parte será el válido y puesto que estos espesores son mayores aún que los establecidos en presión interna, éstos últimos serán los que se usaran a la hora de diseñar los recipientes.

En los dos próximos apartados se muestra la hoja de especificación de ambos separadores B851 y B600.

4.5.2.4 Hoja de especificación B851

1	GENERAL		Manufacturer:								
2	GENERAL		Item: B851								
3	GENERAL		Description: Separador de líquidos		Position:	X	Horiz.		Vertical		
4	OPERATING		Product: Propileno								
5	OPERATING		Operating Pressure (eff.)							0,9	barg
6	OPERATING		Operating Temperature							-33	°C
7	OPERATING		Liquid Density							590,6	kg/m ³
8	DESIGN DATA		Design Pressure (eff.)							3	barg
9	DESIGN DATA		Design Temperature							-70/250	°C
10	DESIGN DATA		Hidrostatic Test (eff.)							4,3	barg
11	DESIGN DATA		Corr. Allow. Shell / Heads		3,0	mm					
12	DESIGN DATA		Joint Eff. Shell / Heads		1						
13	DESIGN DATA		Code: ASME Section VIII - Div1								
14	DESIGN DATA		Radiograph: Si								
15	DESIGN DATA		Stress Relieve:		Yes	No	X				
16	DESIGN DATA		Seismic: No								
17	DESIGN DATA		Wind Load: (@ 125 km/h)		730	N/m ²					
18	DESIGN DATA		Hidrostatic Test (eff.)		kg/cm ² g						
19	MATERIALS		Thickness		Mat'l Class						
20	MATERIALS		Shell		18	mm					
21	MATERIALS		Heads		18	mm					
22	MATERIALS		Jacket		50	mm	AISI 304				
23	MATERIALS		Nozzle pipes		AISI 304						
24	MATERIALS		Flanges		AISI 304						
25	DRUM				Dia.	L / H	Material				
26	DRUM		Shell		2,4	m	2,3	A 516-70			
27	DRUM		Heads		2,4	m	2,3	A 516-70			
28	DRUM		Insulation:		Yes	X	No	X			
29	DRUM		Fireproofing:		Yes	X	No	X			
30	DRUM		Sandblast:		Yes	X	No	X			
31	DRUM		Paint:		Yes	X	No	X			
32	DRUM		Wt. Empty:		2573						
33	DRUM		Wt. Full Water:		31118						
34			Service		Mark	Nº	Size	Rating			
35			Entrada nitrógeno		A	N1	1"	150 #RF			
36	N		Repuesto		B	N2	1"	150 #RF			
37	O		Repuesto		C	N3	2"	150 #RF			
38	Z		Repuesto		D	N4	2"	150 #RF			
39	Z		Entrada propileno PIII		E	N5	24"	150 #RF			
40	L		Salida propileno PIII		F	N6	24"	150 #RF			
41	E		Entrada vapor		G	N7	2"	150 #RF			
42			Entrada vapor		H	N8	2"	150 #RF			
43	S		Entrada vapor		I	N9	2"	150 #RF			
44	C		Entrada vapor		J	N10	2"	150 #RF			
45	H		Salida condensado		K	N11	1"	150 #RF			
46	E		Salida condensado		L	N12	1"	150 #RF			
47	D		Purga		M	N13	8"	150 #RF			
48	U		Salida condensado		N	N14	1"	150 #RF			
	L		Boca de hombre		O	M1	24"	150 #RF			
	E		P1005		P	P1	1"	150 #RF			
			L1003		Q	L1	1"	150 #RF			
49			L1004		R	L2	1"	150 #RF			
NOTES:											
UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI Escola Tècnica Superior d'Enginyeria Química Departament d'Enginyeria Química											
0	REV.	DATE	PREP.	APPR.							

4.5.2.5 Hoja de especificación B600

1	GENERAL					Manufacturer:					
2	GENERAL					Item: B600					
3	GENERAL					Description: Separador de líquidos		Position: X		Horiz. Vertical	
4	OPERATING					Product: Propileno					
5	OPERATING					Operating Pressure (eff.)		0,5		barg	
6	OPERATING					Operating Temperature		-16,7		°C	
7	OPERATING					Liquid Density		569		kg/m ³	
8	DESIGN DATA					Design Pressure (eff.)		3		barg	
9	DESIGN DATA					Design Temperature		-70/250		°C	
10	DESIGN DATA					Hydrostatic Test (eff.)		4,3		barg	
11	DESIGN DATA					Corr. Allow. Shell / Heads		3,0		mm	
12	DESIGN DATA					Joint Eff. Shell / Heads		1			
13	DESIGN DATA					Code: ASME Section VIII - Div1					
14	DESIGN DATA					Radiograph:					
15	DESIGN DATA					Stress Relieve:		Yes		No X	
16	DESIGN DATA					Seismic:					
17	DESIGN DATA					Wind Load: (@ 125 km/h)		730		N/m2	
18	DESIGN DATA					Hydrostatic Test (eff.)				kg/cm2g	
19	MATERIALS					Thickness		Mat 1 Class			
20	MATERIALS					Shell		15		mm	
21	MATERIALS					Heads		15		mm	
22	MATERIALS					Jacket		50		mm	
23	MATERIALS					Nozzle pipes		AISI 304			
24	MATERIALS					Flanges		AISI 304			
25	CONSTRUCTION					DRUM		Dia.		L / H	
26	CONSTRUCTION					Shell		2,4 m		1,2	
27	CONSTRUCTION					Heads		2,4 m		1,2	
28	CONSTRUCTION					Insulation:		Yes		No X	
29	CONSTRUCTION					Fireproofing:		Yes		No X	
30	CONSTRUCTION					Sandblast:		Yes		No X	
31	CONSTRUCTION					Paint:		Yes		No X	
32	CONSTRUCTION					Wt. Empty:		1457		kg	
33	CONSTRUCTION					Wt. Full Water:		18267		kg	
34						Service		Mark		Nº	
35						Entrada nitrógeno		A		N1	
36						Repuesto		B		N2	
37						Repuesto		C		N3	
38						Repuesto		D		N4	
39						Entrada propileno PIII		E		N5	
40						Salida propileno PIII		F		N6	
41						Entrada vapor		G		N7	
42						Entrada vapor		H		N8	
43						Entrada vapor		I		N9	
44						Entrada vapor		J		N10	
45						Salida condensado		K		N11	
						Salida condensado		L		N12	
						Purga		M		N13	
						Salida condensado		N		N14	
46						Boca de hombre		O		M1	
47						P1003		P		P1	
48						L1001		Q		L1	
49						L1002		R		L2	
						NOTES:					
						UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI Escola Tècnica Superior d'Enginyeria Química Departament d'Enginyeria Química					
0	REV.		DATE		PREP.		APPR.				

5. RESULTADOS

Esta sección engloba todos los datos obtenidos en los cálculos y las simulaciones. Se organiza de forma individual por casos. Dentro de éstos, se puede encontrar:

1. Los resultados de los coeficientes de pérdida de carga de Darby (Ref. 6).
2. Las contrapresiones para el método isotérmico API 521 (Ref. 1).
3. Los diagramas de flujo que se ha seguido para calcular el procedimiento anterior.
4. Las simulaciones con *Aspen Flare System Analyzer*® para los 3 modelos de flujo.
5. Los diagramas generados con el programa de simulación.
6. Un subapartado con unas tablas comparativas que facilitan la lectura de los datos más significativos.

Finalmente, se cierra el capítulo con un resumen de las observaciones realizadas enfocado al cumplimiento de los condiciones y un estudio de mejoras que alterará el diseño original por otro más conveniente.

El resto de métodos calculados, como es el caso de los resultados de pérdidas de carga dependiendo los coeficientes de resistencia de CRANE, Hooper o Darby (Ref. 6), se pueden consultar en los anexos A.1.

5.1. Caso 1: PP III – Fuego en la zona de destilación cota 0.0m

5.1.1. Coeficientes de pérdida de carga

La tabla 5.1.1 presenta los resultados de las pérdidas totales en cada tramo con el método de Darby.

Tabla 5.1.1. Resultados de los coeficientes de Darby para el caso 1.

Tramos	1-2		2-3		3-4		4-5		5-6		4-7		7-8		8-9	
Tramo recto (tubería), m y K	1.714	0.061	20.85	0.587	26.80	0.754	25.81	1.209	5.108	0.520	9.772	0.275	23.01	1.078	5.806	0.592
Codos de 90°, n° y K	1	0.193	2	0.373	4	0.746	3	0.605	1	0.232			3	0.605	1	0.232
Codos de 45°, n° y K			3	0.398			1	0.143	1	0.164			1	0.143	3	0.492
T recta, n° y K					1	0.043	3	0.140			1	0.0434	2	0.094		
T desviada, n° y K							1	0.770	1	0.883			1	0.770	1	0.883
Ensanchamiento, n° y K																
Reducción, n° y K	1	0.065														
Entrada equipo, K	1	1.000			1	1.000										
Salida equipo, K			1	0.500												
ΣK	1.318		1.858		2.544		2.868		1.799		0.319		2.690		2.199	

Tabla 5.1.1. (Continuación) Resultados de los coeficientes de Darby para el caso 1.

Tramos	7-10		10-11		11-12		12-16		12-13		13-17		13-14		14-18	
Tramo recto (tubería), m y K	4.651	0.131	10.53	0.648	0.913	0.093	10.26	2.465	3.316	0.337	14.42	2.076	0.680	0.069	15.79	1.607
Codos de 90°, n° y K			1.000	0.213			2.000	0.538			5.000	1.231			5.000	1.158
Codos de 45°, n° y K											2.000	0.348			1.000	0.164
T recta, n° y K	1	0.043	3.000	0.148	1.000	0.054			1.000	0.054			1.000	0.054		
T desviada, n° y K			1.000	0.814			2.000	2.045			1.000	0.938			1.000	0.883
Ensanchamiento, n° y K			1.000	0.355	1.000	0.210	1.000	5.625			1.000	40.121			1.000	5.697
Reducción, n° y K																
Entrada equipo, K																
Salida equipo, K																
ΣK	0.175		2.179		0.356		10.672		0.391		44.713		0.123		9.510	

Tabla 5.1.1. (Continuación) Resultados de los coeficientes de Darby para el caso 1.

Tramos	14-15		15-19		11-20		20-23		20-21		21-24		21-22		22-25	
Tramo recto (tubería), m y K	2.521	0.259	2.87	0.689	8.22	0.631	14.00	2.012	0.216	0.0166	10.11	0.775	2.390	0.184	5.817	0.838
Codos de 90°, n° y K			1	0.269	1	0.221	5	1.230			3	0.664			3	0.739
Codos de 45°, n° y K			1	0.190												
T recta, n° y K	1	0.0537			4	0.205			3	0.154			1	0.051	1	0.057
T desviada, n° y K			1	1.023	1	0.844	1	0.937			1	0.844			1	0.938
Ensanchamiento, n° y K			1	18.39			1	5.300			1	58.57			1	39.32
Reducción, n° y K																
Entrada equipo, K																
Salida equipo, K																
ΣK	0.312		20.56		1.901		9.480		0.171		60.86		0.236		41.89	

5.1.2. Contrapresiones

La tabla 5.1.2 presenta los resultados de las contrapresiones por tramos del caso 1 con el método API 521-2014.

Tabla 5.1.2. Resultados de las contrapresiones del caso 1 isotérmico con el método analítico y el coeficiente de resistencia de Darby.

Tramos	1-2	2-3	3-4	4-5	5-6	4-7	7-8	8-9
Diámetro nominal (mm)	500	600	600	400	200	600	400	200
Diámetro interno (mm)	495.4	597.4	597.4	396.4	211.1	597.4	396.4	211.1
Flujo másico (kg/h)	145,500	145,500	145,500	30,000	30,000	115,500	30,000	30,000
Temperatura (°C)	77.6	77.6	77.6	80	80	77	80	80
Viscosidad (cP)	0.01	0.0101	0.0101	0.0102	0.0102	0.01002	0.0107	0.0107
Factor de compresibilidad Z	0.978	0.976	0.975	0.976	0.976	0.974	0.976	0.976
Peso molecular (kg/kmol)	42.44	42.44	42.44	42.1	42.1	42.53	42.1	42.1
Presión aguas abajo, P2 (barg)	0.697	0.808	0.878	0.970	0.992	0.970	0.977	0.998
Número de Mach	0.318	0.205	0.198	0.089	0.310	0.149	0.089	0.309
Densidad del vapor (kg/m ³)	2.546	2.715	2.823	2.914	2.947	2.976	2.924	2.956
Flujo volumétrico (m ³ /s)	15.87	14.88	14.32	2.86	2.83	10.78	2.85	2.82
Velocidad en la tubería (m/s)	82	53	51	23	81	38	23	81
Número de Reynolds (x 10 ⁶)	10.39	8.53	8.53	2.62	4.93	6.82	2.50	4.70
Rugosidad relativa ϵ/D	0.000606	0.000502	0.000502	0.000757	0.001421	0.000502	0.000757	0.001421
Factor de fricción de Moody	0.0175	0.0168	0.0168	0.0186	0.0215	0.0168	0.0186	0.0215
Longitud de la tubería (m)	1.714	20.85	26.80	25.809	5.108	9.772	23.005	5.806
ΣK Darby	1.318	1.858	2.544	2.868	1.799	0.319	2.690	2.199
Presión aguas arriba, P1 (barg)	0.808	0.878	0.970	0.992	1.159	0.977	0.998	1.200
ΔP (bar)	0.111	0.070	0.092	0.022	0.167	0.007	0.021	0.202
Contrapresión (%)	-	-	-	-	-	-	-	-
					F40115			F41115

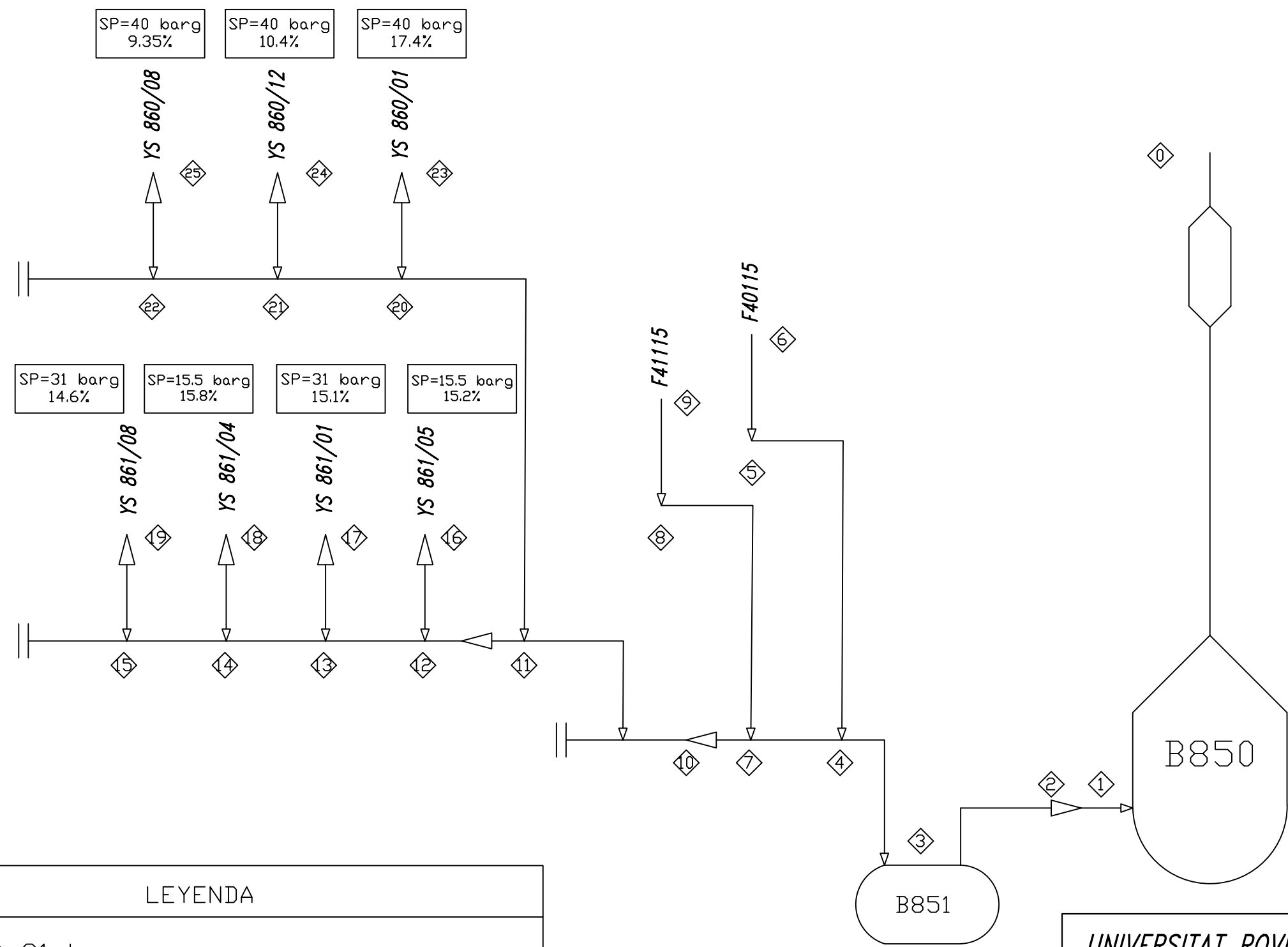
Tabla 5.1.2. (Continuación) Resultados de las contrapresiones del caso 1 isotérmico con el método analítico y el coeficiente de resistencia de Darby.

Tramos	7-10	10-11	11-12	12-16	12-13	13-17	13-14	14-18
Diámetro nominal (mm)	600	300	200	100	200	150	200	200
Diámetro interno (mm)	597.4	315.9	211.1	107.1	211.1	160.3	211.1	211.1
Flujo másico (kg/h)	85,500	85,500	49,000	10,183	45,000	21,421	24,000	42,274
Temperatura (°C)	76	76	66.2	44	68.2	76	61.4	52
Viscosidad (cP)	0.01	0.01	0.0096	0.0091	0.0097	0.0101	0.00932	0.00887
Factor de compresibilidad Z	0.973	0.972	0.954	0.859	0.956	0.966	0.940	0.907
Peso molecular (kg/kmol)	42.68	42.68	43.25	42.1	42.77	42.1	43.35	44.1
Presión aguas abajo, P2 (barg)	0.977	0.979	1.291	1.363	1.363	1.429	1.429	1.434
Número de Mach	0.110	0.392	0.422	0.307	0.379	0.312	0.192	0.324
Densidad del vapor (kg/m ³)	3.009	3.012	3.702	4.416	3.745	3.666	4.049	4.402
Flujo volumétrico (m ³ /s)	7.89	7.88	3.68	0.64	3.34	1.62	1.65	2.67
Velocidad en la tubería (m/s)	28	101	105	71	95	80	47	76
Número de Reynolds (x 10 ⁶)	5.06	9.57	8.55	3.70	7.77	4.68	4.31	7.98
Rugosidad relativa ϵ/D	0.000502	0.000950	0.001421	0.002801	0.001421	0.001871	0.001421	0.001421
Factor de fricción de Moody	0.0169	0.0194	0.0215	0.0257	0.0215	0.0231	0.0215	0.0215
Longitud de la tubería (m)	4.651	10.533	0.91	10.258	3.316	14.415	0.68	15.791
ΣK Darby	0.175	2.179	0.356	10.672	0.391	44.713	0.123	9.510
Presión aguas arriba, P1 (barg)	0.979	1.291	1.363	2.362	1.429	4.674	1.434	2.456
ΔP (bar)	0.002	0.312	0.072	0.999	0.066	3.245	0.006	1.022
Contrapresión (%)	-	-	-	15.2	-	15.1	-	15.8
				YS 861/05		YS 861/01		YS 861/04

Tabla 5.1.2. (Continuación) Resultados de las contrapresiones del caso 1 isotérmico con el método analítico y el coeficiente de resistencia de Darby.

Tramos	14-15	15-19	11-20	20-23	20-21	21-24	21-22	22-25
Diámetro nominal (mm)	200	100	250	150	250	250	250	150
Diámetro interno (mm)	211.1	107.1	265	160.3	265	265	265	160.3
Flujo másico (kg/h)	9,000	13,474	36,500	62,629	21,000	44,147	15,000	17,241
Temperatura (°C)	77	77	89.1	89	89.1	87	90	90
Viscosidad (cP)	0.0101	0.0101	0.0104	0.0104	0.0104	0.0104	0.0105	0.0105
Factor de compresibilidad Z	0.967	0.967	0.979	0.978	0.978	0.977	0.979	0.979
Peso molecular (kg/kmol)	42.1	42.1	41.9	41.65	42.1	42.1	42.1	42.1
Presión aguas abajo, P2 (barg)	1.434	1.436	1.291	1.387	1.387	1.390	1.390	1.392
Número de Mach	0.076	0.439	0.212	0.957	0.117	0.244	0.083	0.262
Densidad del vapor (kg/m ³)	3.660	3.664	3.275	3.394	3.430	3.460	3.424	3.425
Flujo volumétrico (m ³ /s)	0.68	1.02	3.10	5.13	1.70	3.54	1.22	1.40
Velocidad en la tubería (m/s)	20	113	56	254	31	64	22	69
Número de Reynolds (x 10 ⁶)	1.49	4.41	4.68	13.29	2.69	5.67	1.91	3.62
Rugosidad relativa ϵ/D	0.001421	0.002801	0.001132	0.001871	0.001132	0.001132	0.001132	0.001871
Factor de fricción de Moody	0.0217	0.0257	0.0203	0.0230	0.0204	0.0203	0.0204	0.0231
Longitud de la tubería (m)	2.521	2.870	8.22	14.002	0.216	10.112	2.39	5.817
ΣK Darby	0.312	20.562	1.901	9.480	0.171	60.857	0.236	41.893
Presión aguas arriba, P1 (barg)	1.436	4.516	1.387	6.943	1.390	4.177	1.392	3.739
ΔP (bar)	0.002	3.079	0.096	5.556	0.003	2.787	0.002	2.347
Contrapresión (%)	-	14.6	-	17.4	-	10.4	-	9.35
		YS 861/08		YS 860/01		YS 860/12		YS 860/08

En la hoja contigua, se presenta el diagrama de flujo del caso 1.



LEYENDA	
SP=31 barg	Presión de tarado
14.6%	$\frac{\text{Contrapresión total}}{\text{Presión de tarado}} \times 100$

UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI			
TFGEQ 1801			
Diagrama de flujo CASO 1		DIA	NOMBRE
	Dibujado	20/10/17	P. Fandiño
	Corregido	15/11/17	P. Fandiño
Aprobado	30/12/17	S. Aranda	

5.1.3. Simulador *Aspen Flare System Analyzer*®

Las tablas 5.1.3, 5.1.4 y 5.1.5 presentan los resultados de las contrapresiones por tramos del caso 1 con *Aspen Flare System Analyzer*®.

5.1.3.1 Isotérmico

Tabla 5.1.3. Resultados simulador isotérmico con el coeficiente de resistencia de Darby.

Tramo	Flujo Másico (kg/h)	Flujo másico máximo (kg/h)	Presión aguas arriba. P1 (barg)	Presión aguas abajo. P2 (barg)	ΔP (bar)	Contrapresión (%)	Temperatura (°C)
Pipe1-2	145,500	271,369	0.821	0.697	0.124	-	77.79
Pipe2-3	145,500	271,369	0.894	0.821	0.074	-	77.79
Pipe3-4	145,500	271,369	1.020	0.926	0.094	-	77.79
Pipe4-5	30,000	30,000	1.065	1.042	0.023	-	80
Pipe4-7	115,500	241,369	1.047	1.040	0.007	-	77.21
Pipe5-6	30,000	30,000	1.259	1.065	0.195	-	80
Pipe7-8	30,000	30,000	1.083	1.062	0.021	-	80
Pipe8-9	30,000	30,000	1.316	1.083	0.233	-	80
Pipe10-11	85,500	211,369	1.431	1.064	0.367	-	76.23
Pipe7-10	85,500	211,369	1.064	1.061	0.002	-	76.23
Pipe11-20	36,500	124,017	1.640	1.543	0.097	-	89.08
Pipe11-12	49,000	87,352	1.527	1.433	0.094	-	66.41
Pipe12-16	4,000	10,183	2.886	1.619	1.266	18.62	44

Tramo	Flujo Másico (kg/h)	Flujo másico máximo (kg/h)	Presión aguas arriba. P1 (barg)	Presión aguas abajo. P2 (barg)	ΔP (bar)	Contrapresión (%)	Temperatura (°C)
Pipe12-13	45,000	77,169	1.669	1.589	0.080	-	68.35
Pipe20-23	15,500	62,629	7.786	1.670	6.115	19.46	89
Pipe20-21	21,000	61,388	1.674	1.671	0.003	-	89.14
Pipe21-22	15,000	17,241	1.686	1.684	0.002	-	90
Pipe21-24	6,000	44,147	4.459	1.685	2.774	11.15	87
Pipe22-25	15,000	17,241	4.191	1.686	2.505	10.48	90
Pipe13-17	21,000	21,421	5.239	1.809	3.430	16.90	76
Pipe13-14	24,000	55,748	1.818	1.812	0.006	-	61.55
Pipe14-15	9,000	13,474	1.861	1.859	0.002	-	77
Pipe14-18	15,000	42,274	2.987	1.856	1.131	19.27	52
Pipe15-19	9,000	13,474	5.203	1.861	3.341	16.78	77

Tabla 5.1.3. (Continuación) Resultados simulador isotérmico con el coeficiente de resistencia de Darby.

Tramo	Mach aguas arriba	Mach aguas abajo	Velocidad aguas arriba (m/s)	Velocidad aguas abajo (m/s)	Régimen de flujo	Factor de fricción	Ruido (dB)	Longitud (m)
Pipe1-2	0.281	0.302	78.06	83.79	Single Phase	0.0175	66.7	1.714
Pipe2-3	0.186	0.194	51.64	53.75	Single Phase	0.0168	67.7	20.85
Pipe3-4	0.174	0.183	48.39	50.79	Single Phase	0.0168	67.4	26.80

Tramo	Mach aguas arriba	Mach aguas abajo	Velocidad aguas arriba (m/s)	Velocidad aguas abajo (m/s)	Régimen de flujo	Factor de fricción	Ruido (dB)	Longitud (m)
Pipe4-5	0.081	0.082	22.58	22.83	Single Phase	0.0186	41.2	25.81
Pipe4-7	0.137	0.137	37.83	37.96	Single Phase	0.0168	55.6	9.772
Pipe5-6	0.270	0.296	75.02	82.19	Single Phase	0.0216	62.2	5.108
Pipe7-8	0.080	0.081	22.39	22.62	Single Phase	0.0186	40.5	23.01
Pipe8-9	0.263	0.293	73.17	81.47	Single Phase	0.0216	62.4	5.806
Pipe10-11	0.313	0.368	86.33	101.9	Single Phase	0.0195	75.4	10.53
Pipe7-10	0.100	0.100	27.70	27.73	Single Phase	0.0168	43.8	4.651
Pipe11-20	0.179	0.186	50.32	52.27	Single Phase	0.0204	55	8.220
Pipe11-12	0.385	0.400	104.8	109.0	Single Phase	0.0216	64.6	0.913
Pipe12-16	0.202	0.302	52.73	79.36	Single Phase	0.0260	40.4	10.26
Pipe12-13	0.336	0.346	91.62	94.52	Single Phase	0.0216	66.3	3.316
Pipe20-23	0.258	0.868	70.69	243.7	Single Phase	0.0233	61.9	14.00
Pipe20-21	0.102	0.102	28.58	28.61	Single Phase	0.0204	23.1	0.216
Pipe21-22	0.072	0.073	20.37	20.39	Single Phase	0.0205	24.3	2.390
Pipe21-24	0.103	0.212	28.65	59.46	Single Phase	0.0204	17.6	10.11
Pipe22-25	0.122	0.238	34.00	66.88	Single Phase	0.0233	47.7	5.817
Pipe13-17	0.123	0.276	33.28	76.10	Single Phase	0.0233	57.5	14.42
Pipe13-14	0.167	0.168	45.22	45.31	Single Phase	0.0216	39.8	0.680

Tramo	Mach aguas arriba	Mach aguas abajo	Velocidad aguas arriba (m/s)	Velocidad aguas abajo (m/s)	Régimen de flujo	Factor de fricción	Ruido (dB)	Longitud (m)
Pipe14-15	0.064	0.064	17.54	17.55	Single Phase	0.0217	18.8	2.521
Pipe14-18	0.204	0.286	53.86	76.09	Single Phase	0.0216	46.7	15.79
Pipe15-19	0.176	0.387	47.97	106.9	Single Phase	0.0260	49.8	2.870

5.1.3.2 Adiabático

Tabla 5.1.4. Resultados simulador adiabático con el coeficiente de resistencia de Darby.

Tramo	Flujo Másico (kg/h)	Flujo másico máximo (kg/h)	Presión aguas arriba. P1 (barg)	Presión aguas abajo. P2 (barg)	ΔP (bar)	Contrapresión (%)	Temperatura (°C)
Pipe1-2	145,500	271,369	0.818	0.697	0.121	-	77.79
Pipe2-3	145,500	271,369	0.890	0.818	0.072	-	77.79
Pipe3-4	145,500	271,369	1.014	0.921	0.093	-	77.79
Pipe4-5	30,000	30,000	1.058	1.036	0.022	-	80
Pipe4-7	115,500	241,369	1.041	1.034	0.007	-	77.21
Pipe5-6	30,000	30,000	1.249	1.058	0.190	-	80
Pipe7-8	30,000	30,000	1.076	1.056	0.021	-	80
Pipe8-9	30,000	30,000	1.304	1.076	0.228	-	80
Pipe10-11	85,500	211,369	1.415	1.057	0.357	-	76.23
Pipe7-10	85,500	211,369	1.057	1.055	0.002	-	76.23

Tramo	Flujo Másico (kg/h)	Flujo másico máximo (kg/h)	Presión aguas arriba. P1 (barg)	Presión aguas abajo. P2 (barg)	ΔP (bar)	Contrapresión (%)	Temperatura (°C)
Pipe11-20	36,500	124,017	1.623	1.527	0.095	-	89.08
Pipe11-12	49,000	87,352	1.508	1.417	0.091	-	66.41
Pipe12-16	4,000	10,183	2.834	1.601	1.233	18.28	44
Pipe12-13	45,000	77,169	1.647	1.570	0.078	-	68.35
Pipe20-23	15,500	62,629	7.666	1.653	6.012	19.16	89
Pipe20-21	21,000	61,388	1.657	1.654	0.003	-	89.14
Pipe21-22	15,000	17,241	1.669	1.667	0.002	-	90
Pipe21-24	6,000	44,147	4.404	1.668	2.736	11.01	87
Pipe22-25	15,000	17,241	4.139	1.669	2.470	10.35	90
Pipe13-17	21,000	21,421	5.165	1.788	3.376	16.66	76
Pipe13-14	24,000	55,748	1.797	1.792	0.006	-	61.55
Pipe14-15	9,000	13,474	1.841	1.839	0.002	-	77
Pipe14-18	15,000	42,274	2.937	1.836	1.101	18.95	52
Pipe15-19	9,000	13,474	5.124	1.841	3.283	16.53	77

Tabla 5.1.4. (Continuación) Resultados simulador adiabático con el coeficiente de resistencia de Darby.

Tramo	Mach aguas arriba	Mach aguas abajo	Velocidad aguas arriba (m/s)	Velocidad aguas abajo (m/s)	Régimen de flujo	Factor de fricción	Ruido (dB)	Longitud (m)
Pipe1-2	0.282	0.302	78.19	83.79	Single Phase	0.0175	66.6	1.714
Pipe2-3	0.187	0.194	51.76	53.84	Single Phase	0.0168	67.6	20.85
Pipe3-4	0.175	0.183	48.54	50.91	Single Phase	0.0168	67.4	26.80
Pipe4-5	0.081	0.082	22.65	22.90	Single Phase	0.0186	41.2	25.81
Pipe4-7	0.137	0.137	37.95	38.08	Single Phase	0.0168	55.6	9.772
Pipe5-6	0.271	0.296	75.39	82.44	Single Phase	0.0216	62.1	5.108
Pipe7-8	0.081	0.082	22.46	22.68	Single Phase	0.0186	40.5	23.01
Pipe8-9	0.265	0.294	73.55	81.72	Single Phase	0.0216	62.4	5.806
Pipe10-11	0.315	0.370	86.92	102.2	Single Phase	0.0195	75.4	10.53
Pipe7-10	0.100	0.101	27.78	27.81	Single Phase	0.0168	43.8	4.651
Pipe11-20	0.180	0.187	50.65	52.59	Single Phase	0.0204	55.1	8.220
Pipe11-12	0.388	0.403	105.7	109.7	Single Phase	0.0216	64.5	0.913
Pipe12-16	0.205	0.304	53.48	79.95	Single Phase	0.0260	40.5	10.26
Pipe12-13	0.339	0.349	92.39	95.24	Single Phase	0.0216	66.3	3.316
Pipe20-23	0.262	0.873	71.74	245.3	Single Phase	0.0233	61.9	14.00
Pipe20-21	0.102	0.103	28.77	28.80	Single Phase	0.0204	23.2	0.216
Pipe21-22	0.073	0.073	20.50	20.52	Single Phase	0.0205	24.3	2.390

Tramo	Mach aguas arriba	Mach aguas abajo	Velocidad aguas arriba (m/s)	Velocidad aguas abajo (m/s)	Régimen de flujo	Factor de fricción	Ruido (dB)	Longitud (m)
Pipe21-24	0.105	0.214	28.96	59.84	Single Phase	0.0204	17.7	10.11
Pipe22-25	0.123	0.239	34.36	67.31	Single Phase	0.0233	47.7	5.817
Pipe13-17	0.124	0.278	33.70	76.67	Single Phase	0.0233	57.6	14.42
Pipe13-14	0.169	0.169	45.55	45.65	Single Phase	0.0216	39.8	0.680
Pipe14-15	0.064	0.064	17.66	17.68	Single Phase	0.0217	18.8	2.521
Pipe14-18	0.206	0.288	54.58	76.65	Single Phase	0.0216	46.7	15.79
Pipe15-19	0.179	0.390	48.62	107.7	Single Phase	0.0260	49.9	2.870

5.1.3.3 Bifásico

Tabla 5.1.5. Resultados simulador bifásico con el coeficiente de resistencia de Darby.

Tramo	Flujo Másico (kg/h)	Flujo másico máximo (kg/h)	Presión aguas arriba. P1 (barg)	Presión aguas abajo. P2 (barg)	ΔP (bar)	Contrapresión (%)	Temperatura aguas arriba (°C)	Temperatura aguas abajo (°C)
Pipe1-2	141,471.8	263,856	0.773	0.697	0.076	-	-32.48	-32.62
Pipe2-3	141,471.8	263,856	0.820	0.773	0.047	-	-33.14	-32.48
Pipe3-4	145,500	271,369	0.914	0.840	0.074	-	-32.14	-33.13
Pipe4-5	30,000	30,000	0.953	0.932	0.021	-	35.44	34.96
Pipe4-7	115,500	241,369	0.934	0.928	0.006	-	-31.86	-31.95
Pipe5-6	30,000	30,000	1.131	0.953	0.178	-	35.75	35.44

Tramo	Flujo Másico (kg/h)	Flujo másico máximo (kg/h)	Presión aguas arriba. P1 (barg)	Presión aguas abajo. P2 (barg)	ΔP (bar)	Contrapresión (%)	Temperatura aguas arriba (°C)	Temperatura aguas abajo (°C)
Pipe7-8	30,000	30,000	0.967	0.948	0.019	-	35.45	35.02
Pipe8-9	30,000	30,000	1.181	0.967	0.213	-	35.83	35.45
Pipe10-11	85,500	211,369	1.186	0.945	0.242	-	-28.7	-31.73
Pipe7-10	85,500	211,369	0.945	0.943	0.002	-	-31.73	-31.75
Pipe11-20	36,500	124,017	1.313	1.248	0.065	-	-27.21	-27.96
Pipe11-12	49,000	87,352	1.250	1.185	0.066	-	-27.94	-28.72
Pipe12-16	4,000	10,183	1.816	1.296	0.521	11.72	-21.86	-27.41
Pipe12-13	45,000	77,169	1.366	1.282	0.084	-	-26.61	-27.57
Pipe20-23	15,500	62,629	5.573	1.332	4.242	13.93	4.38	-27
Pipe20-21	21,000	61,388	1.332	1.330	0.002	-	-27	-27.01
Pipe21-22	15,000	17,241	1.339	1.337	0.001	-	-26.92	-26.93
Pipe21-24	6,000	44,147	2.951	1.337	1.614	7.379	-12.03	-26.93
Pipe22-25	15,000	17,241	2.872	1.339	1.533	7.180	-12.64	-26.92
Pipe13-17	21,000	21,421	3.345	1.433	1.912	10.79	-9.12	-25.86
Pipe13-14	24,000	55,748	1.466	1.459	0.007	-	-25.49	-25.57
Pipe14-15	9,000	13,474	1.501	1.499	0.002	-	-25.12	-25.14
Pipe14-18	15,000	42,274	2.601	1.497	1.104	16.78	-14.81	-24.51
Pipe15-19	9,000	13,474	4.154	1.501	2.653	13.40	-3.72	-25.12

Tabla 5.1.5. (Continuación) Resultados simulador bifásico con el coeficiente de resistencia de Darby.

Tramo	Mach aguas arriba	Mach aguas abajo	Velocidad aguas arriba (m/s)	Velocidad aguas abajo (m/s)	Régimen de flujo	Factor de fricción	Ruido (dB)	Longitud (m)
Pipe1-2	0.228	0.239	51.73	54.11	Single Phase	0.0175	60.9	1.714
Pipe2-3	0.152	0.157	34.55	35.62	Single Phase	0.0168	62.4	20.85
Pipe3-4	0.148	0.154	32.76	34.17	Annular	0.0262	65.1	26.80
Pipe4-5	0.080	0.081	20.67	20.86	Single Phase	0.0185	40.8	25.81
Pipe4-7	0.113	0.113	23.89	24.00	Annular	0.0248	52.5	9.772
Pipe5-6	0.267	0.291	68.89	75.23	Single Phase	0.0216	61.7	5.108
Pipe7-8	0.079	0.080	20.52	20.69	Single Phase	0.0185	40.1	23.01
Pipe8-9	0.261	0.289	67.29	74.67	Single Phase	0.0216	62	5.806
Pipe10-11	0.257	0.289	49.82	56.29	Annular	0.0345	71.9	10.53
Pipe7-10	0.078	0.079	15.30	15.33	Wave	0.0245	39.3	4.651
Pipe11-20	0.146	0.151	27.76	28.66	Annular	0.0347	52	8.220
Pipe11-12	0.328	0.338	64.34	66.35	Annular	0.0390	62.6	0.913
Pipe12-16	0.169	0.210	20.59	27.05	Slug	0.0426	34.2	10.26
Pipe12-13	0.292	0.303	58.55	60.80	Annular	0.0391	65.2	3.316
Pipe20-23	0.256	0.718	44.07	137.9	Slug/Annular	0.0404	59.9	14.00
Pipe20-21	0.083	0.083	15.58	15.59	Annular	0.0303	19.6	0.216
Pipe21-22	0.059	0.060	11.29	11.31	Wave	0.0300	20.9	2.390

Tramo	Mach aguas arriba	Mach aguas abajo	Velocidad aguas arriba (m/s)	Velocidad aguas abajo (m/s)	Régimen de flujo	Factor de fricción	Ruido (dB)	Longitud (m)
Pipe21-24	0.101	0.171	17.35	31.09	Stratified	0.0335	10.6	10.11
Pipe22-25	0.118	0.195	21.57	37.06	Annular	0.0395	45.8	5.817
Pipe13-17	0.121	0.217	19.01	36.64	Annular	0.0384	54.5	14.42
Pipe13-14	0.162	0.163	36.36	36.47	Annular	0.0424	41.7	0.680
Pipe14-15	0.059	0.059	13.02	13.05	Wave	0.0319	18.5	2.521
Pipe14-18	0.198	0.282	44.17	64.45	Wave/Single Phase	0.0437	49.2	15.79
Pipe15-19	0.177	0.361	37.51	79.39	Annular	0.0484	51	2.870

En la página que viene a continuación se presenta el diagrama de simulación del caso 1 con Aspen Flare System Analyzer®.

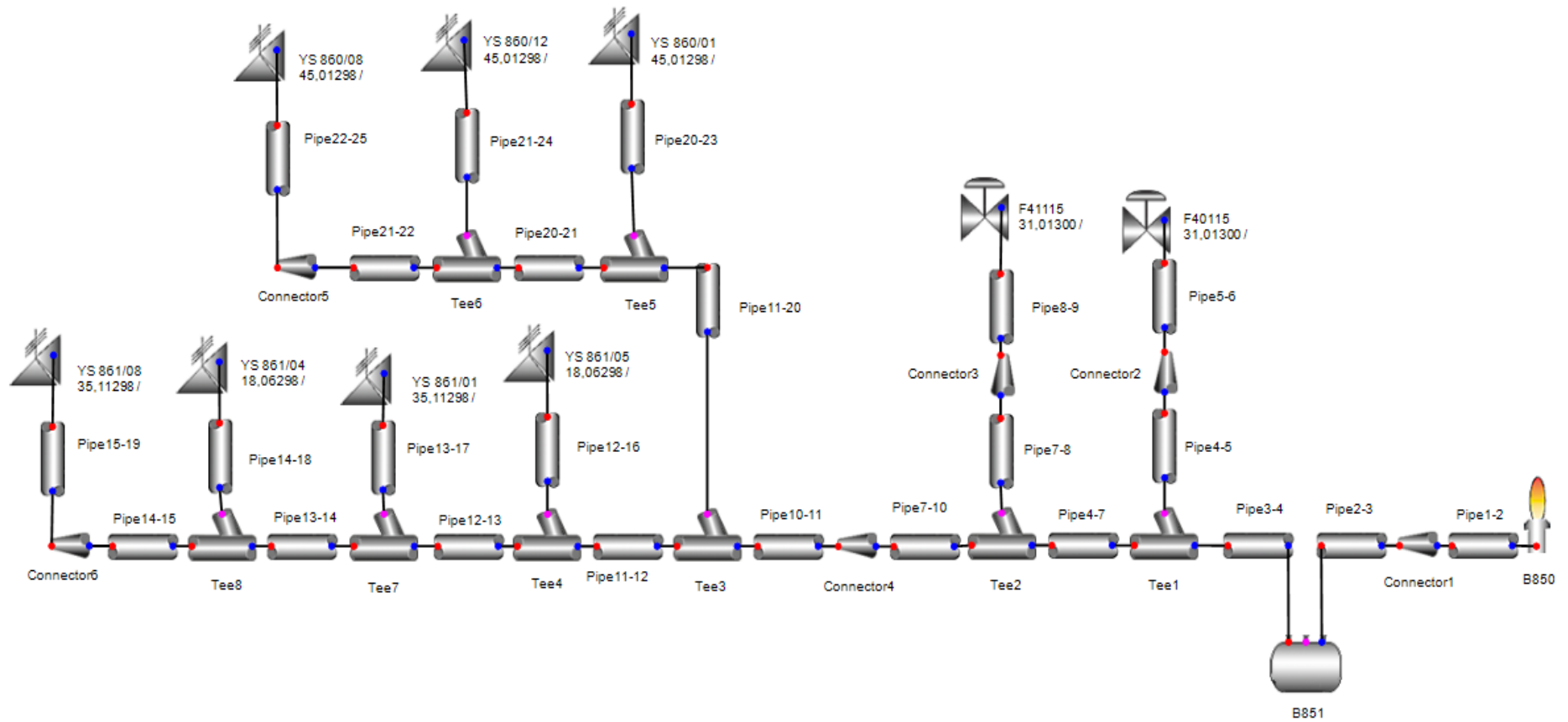


Figura 5.1.2. Diagrama de simulación del caso 1 en *Aspen Flare System Analyzer*®.

5.1.4. Comparación de los resultados

La tabla 5.1.6 presenta una comparación de los valores recogidos de la caída de presión (ΔP en bar) de los dos métodos para el caso 1.

Tabla 5.1.6. Comparación de los resultados de cada método por secciones.

Tramo	1-2	2-3	3-4	4-5	5-6	4-7	7-8	8-9
Mét. Darby Isotérmico	0.111	0.070	0.092	0.022	0.167	0.007	0.021	0.202
Aspen Isotérmico	0.124	0.074	0.094	0.023	0.195	0.007	0.021	0.233
Aspen Adiabático	0.121	0.072	0.093	0.022	0.190	0.007	0.021	0.228
% iso>adia (máx. 8%)	2.5	1.8	1.8	1.6	2.3	1.8	1.6	2.3
Aspen Bifásico	0.076	0.047	0.074	0.021	0.178	0.006	0.019	0.213

Tabla 5.1.6. (Continuación) Comparación de los resultados de cada método por secciones.

Tramo	7-10	10-11	11-12	12-16	12-13	13-17	13-14	14-18
Mét. Darby Isotérmico	0.002	0.312	0.072	0.999	0.066	3.245	0.006	1.022
Aspen Isotérmico	0.002	0.367	0.094	1.266	0.080	3.430	0.006	1.131
Aspen Adiabático	0.002	0.357	0.091	1.233	0.078	3.376	0.006	1.101
% iso>adia (máx. 8%)	1.4	2.7	3.7	2.6	3.2	1.6	2.2	2.7
Aspen Bifásico	0.002	0.242	0.066	0.521	0.069	1.912	0.007	1.104

Tabla 5.1.6. (Continuación) Comparación de los resultados de cada método por secciones.

Tramo	14-15	15-19	11-20	20-23	20-21	21-24	21-22	22-25
Mét. Darby Isotérmico	0.002	3.079	0.096	5.556	0.003	2.787	0.002	2.347
Aspen Isotérmico	0.002	3.341	0.097	6.115	0.003	2.774	0.002	2.505
Aspen Adiabático	0.002	3.283	0.095	6.012	0.003	2.736	0.002	2.470
% iso>adia (máx. 8%)	2.4	1.8	1.7	1.7	1.5	1.4	1.6	1.4
Aspen Bifásico	0.002	2.653	0.065	4.242	0.002	1.614	0.001	1.533

5.2. Caso 2: PP III – Fuego en la zona de polimerización cota 0.0m

5.2.1. Coeficientes de pérdida de carga

La tabla 5.2.1 representa los resultados de las pérdidas totales del caso 2 con el método Darby.

Tabla 5.2.1. Resultados de los coeficientes de Darby para el caso 2.

Tramos	1-2	2-3	3-4	4-11	4-5	5-12	12-13
ΣK	1.338	1.858	2.530	4.616	0.057	2.869	1.799

Tabla 5.2.1. (Continuación) Resultados de los coeficientes de Darby para el caso 2.

Tramos	5-6	6-14	14-15	6-7	7-8	8-16	16-18
ΣK	0.319	2.691	2.199	0.175	0.453	2.271	7.186

Tabla 5.2.1. (Continuación) Resultados de los coeficientes de Darby para el caso 2.

Tramos	16-17	17-19	8-9	9-20	20-22	20-21	21-23
ΣK	2.731	9.044	0.187	7.160	8.483	0.210	8.366

Tabla 5.2.1. (Continuación) Resultados de los coeficientes de Darby para el caso 2.

Tramos	9-10	10-24	24-27	24-25	25-28	25-26	26-29
ΣK	0.203	2.148	18.4	0.386	18.40	0.263	18.59

5.2.2. Contrapresiones

La tabla 5.2.2 contiene los resultados de las contrapresiones del caso 2 con el método API 521-2014.

Tabla 5.2.2. Resultados de las contrapresiones del caso 2 isotérmico con el método analítico y el coeficiente de resistencia de Darby.

Tramos	1-2	2-3	3-4	4-11	4-5	5-12	12-13
Presión aguas abajo, P2 (barg)	0.624	0.733	0.801	0.889	0.889	0.891	0.914
Presión aguas arriba, P1 (barg)	0.733	0.801	0.889	2.069	0.891	0.914	1.088
ΔP (bar)	0.109	0.068	0.088	1.181	0.002	0.023	0.174
Contrapresión (%)	-	-	-	34.5	-	-	-
				YS 720/01			F-40115

Tabla 5.2.2. (Continuación) Resultados de las contrapresiones del caso 2 isotérmico con el método analítico y el coeficiente de resistencia de Darby.

Tramos	5-6	6-14	14-15	6-7	7-8	8-16	16-18
Presión aguas abajo, P2 (barg)	0.891	0.897	0.919	0.897	0.899	0.957	1.399
Presión aguas arriba, P1 (barg)	0.897	0.919	1.129	0.899	0.957	1.399	3.330
ΔP (bar)	0.006	0.022	0.210	0.002	0.058	0.442	1.931
Contrapresión (%)	-	-	-	-	-	-	7.40
			F-4115				YS 702/01

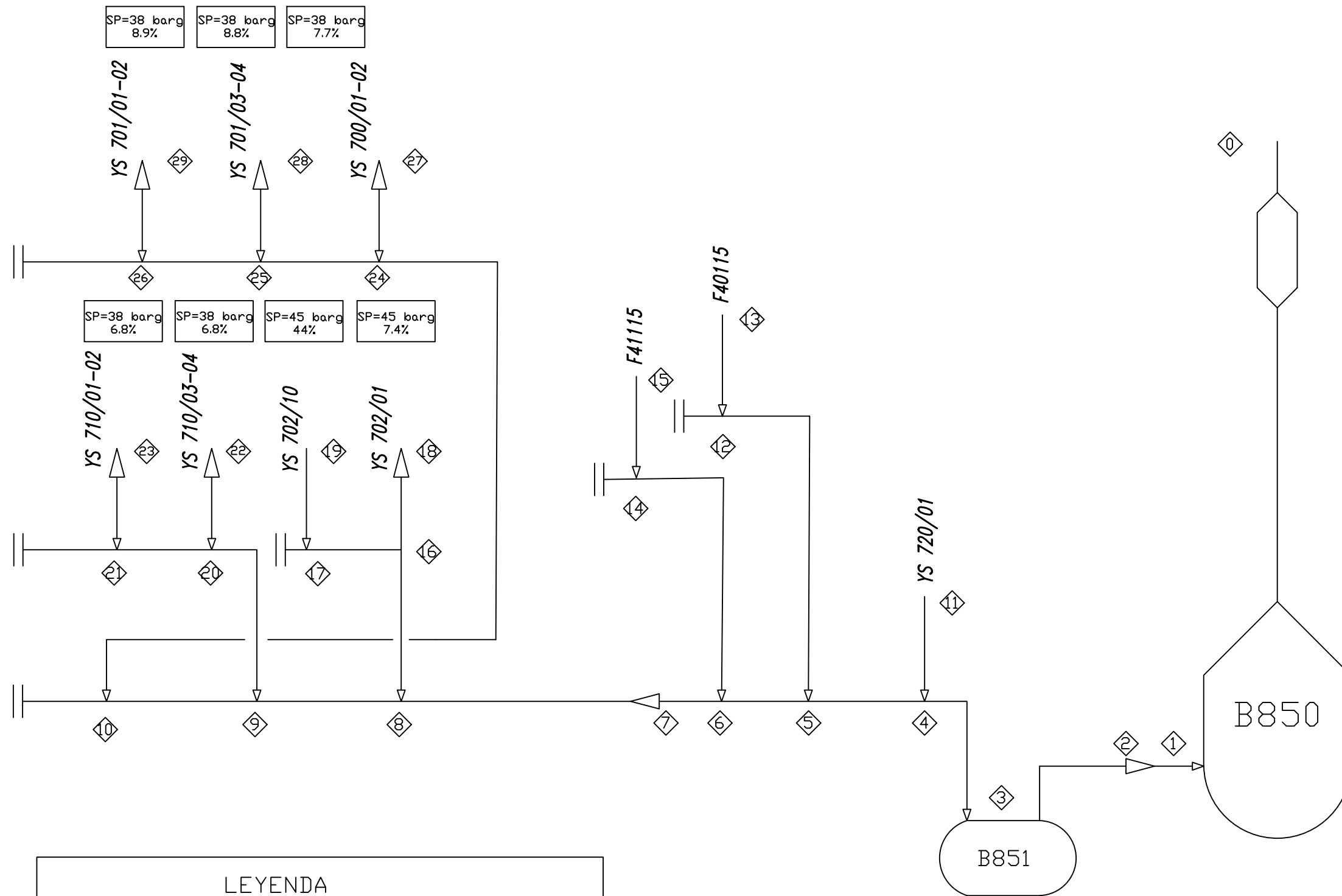
Tabla 5.2.2. (Continuación) Resultados de las contrapresiones del caso 2 isotérmico con el método analítico y el coeficiente de resistencia de Darby.

Tramos	16-17	17-19	8-9	9-20	20-22	20-21	21-23
Presión aguas abajo, P2	1.399	5.170	0.957	0.974	1.852	1.852	1.858
Presión aguas arriba, P1 (barg)	1.403	19.989	0.974	1.852	2.576	1.858	2.572
ΔP (bar)	0.004	14.819	0.017	0.878	0.724	0.005	0.714
Contrapresión (%)	-	44.4	-	-	6.78	-	6.77
		YS 702/10			YS 710/03-04		YS 710/01-02

Tabla 5.2.2. (Continuación) Resultados de las contrapresiones del caso 2 isotérmico con el método analítico y el coeficiente de resistencia de Darby.

Tramos	9-10	10-24	24-27	24-25	25-28	25-26	26-29
Presión aguas abajo, P2 (barg)	0.974	0.987	1.125	1.125	1.138	1.138	1.140
Presión aguas arriba, P1 (barg)	0.987	1.125	2.926	1.138	3.345	1.140	3.362
ΔP (bar)	0.013	0.138	1.801	0.013	2.207	0.002	2.222
Contrapresión (%)	-	-	7.70	-	8.80	-	8.85
			YS 700/01-02		YS 701/03-04		YS 701/01-02

A continuación se puede ver el diagrama de flujo del caso 2.



LEYENDA	
SP=31 barg	Presión de tarado
14.6%	$\frac{\text{Contrapresión total}}{\text{Presión de tarado}} \times 100$

UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI			
TFGEQ 1801			
Diagrama de flujo	DÍA	NOMBRE	
CASO 2	Dibujado	20/10/17	P. Fandiño
	Corregido	15/11/17	P. Fandiño
	Aprobado	30/12/17	S. Aranda

5.2.3. Simulador *Aspen Flare System Analyzer*®

Las tablas 5.2.3, 5.2.4 y 5.2.5 presentan los resultados de las contrapresiones del caso 2 con el simulador *Aspen Flare System Analyzer*®.

Tabla 5.2.3. Resultados simulador isotérmico con el coeficiente de resistencia de Darby.

Tramo	Presión aguas arriba. P1 (barg)	Presión aguas abajo. P2 (barg)	ΔP (bar)	Contrapresión (%)
Pipe1-2	0.743	0.624	0.119	
Pipe2-3	0.813	0.743	0.070	
Pipe3-4	0.933	0.843	0.089	
Pipe5-12	0.979	0.955	0.024	
Pipe5-6	0.960	0.954	0.006	
Pipe12-13	1.183	0.979	0.204	
Pipe6-14	0.994	0.973	0.022	
Pipe14-15	1.199	0.994	0.205	
Pipe7-8	1.041	0.975	0.066	
Pipe6-7	0.975	0.973	0.002	
Pipe8-16	1.536	1.032	0.504	
Pipe8-9	1.091	1.073	0.018	
Pipe9-20	1.879	1.142	0.737	
Pipe9-10	1.124	1.110	0.014	
Pipe16-18	3.939	1.651	2.288	8.754
Pipe16-17	1.674	1.670	0.004	
Pipe24-27	3.304	1.298	2.007	8.696
Pipe24-25	1.316	1.304	0.013	
Pipe25-26	1.328	1.326	0.002	
Pipe25-28	3.771	1.314	2.456	9.923
Pipe26-29	3.794	1.328	2.466	9.984
Pipe4-5	0.935	0.933	0.002	
Pipe4-11	2.717	0.667	2.050	45.29
Pipe20-22	2.569	1.945	0.625	6.761
Pipe20-21	1.949	1.945	0.004	
Pipe21-23	1.949	2.565	0.616	5.129
Pipe10-24	1.270	1.124	0.146	
Pipe17-19	1.674	23.77	22.09	3.721

Tabla 5.2.4. Resultados simulador adiabático con el coeficiente de resistencia de Darby.

Tramo	Presión aguas arriba. P1	Presión aguas abajo. P2 (barg)	ΔP (bar)	Contrapresión (%)
Pipe1-2	0.741	0.624	0.117	
Pipe2-3	0.810	0.741	0.069	
Pipe3-4	0.928	0.840	0.088	
Pipe5-12	0.973	0.950	0.023	
Pipe5-6	0.955	0.949	0.006	
Pipe12-13	1.172	0.973	0.199	
Pipe6-14	0.989	0.968	0.022	
Pipe14-15	1.189	0.989	0.200	
Pipe7-8	1.035	0.970	0.065	
Pipe6-7	0.970	0.968	0.002	
Pipe8-16	1.515	1.025	0.490	
Pipe8-9	1.084	1.066	0.018	
Pipe9-20	1.869	1.135	0.734	
Pipe9-10	1.117	1.103	0.014	
Pipe16-18	3.879	1.631	2.247	8.619
Pipe16-17	1.655	1.651	0.004	
Pipe24-27	3.264	1.288	1.976	8.589
Pipe24-25	1.306	1.294	0.013	
Pipe25-26	1.318	1.316	0.002	
Pipe25-28	3.723	1.304	2.419	9.798
Pipe26-29	3.747	1.318	2.429	9.859
Pipe4-5	0.930	0.928	0.002	
Pipe4-11	2.675	0.661	2.014	44.58
Pipe20-22	2.557	1.935	0.623	6.729
Pipe20-21	1.939	1.935	0.004	
Pipe21-23	1.939	2.553	0.613	5.103
Pipe10-24	1.260	1.117	0.143	
Pipe17-19	1.655	23.58	21.92	3.677

Tabla 5.2.5. Resultados simulador bifásico con el coeficiente de resistencia de Darby.

Tramo	Presión aguas arriba. P1 (barg)	Presión aguas abajo. P2 (barg)	ΔP (bar)	Contrapresión (%)
Pipe1-2	0.699	0.624	0.075	
Pipe2-3	0.745	0.699	0.046	
Pipe3-4	0.825	0.765	0.060	
Pipe5-12	0.866	0.844	0.022	
Pipe5-6	0.845	0.840	0.005	
Pipe12-13	1.053	0.866	0.187	
Pipe6-14	0.877	0.857	0.020	
Pipe14-15	1.065	0.877	0.188	
Pipe7-8	0.893	0.854	0.039	
Pipe6-7	0.854	0.853	0.001	
Pipe8-16	1.242	0.892	0.350	
Pipe8-9	0.923	0.909	0.015	
Pipe9-20	1.611	1.001	0.610	
Pipe9-10	0.940	0.929	0.011	
Pipe16-18	3.030	1.305	1.725	6.734
Pipe16-17	1.318	1.316	0.001	
Pipe24-27	2.156	1.037	1.119	5.674
Pipe24-25	1.049	1.040	0.009	
Pipe25-26	1.055	1.054	0.001	
Pipe25-28	2.452	1.047	1.405	6.454
Pipe26-29	2.468	1.055	1.413	6.495
Pipe4-5	0.827	0.825	0.001	
Pipe4-11	2.561	0.563	1.998	42.69
Pipe20-22	2.203	1.667	0.536	5.797
Pipe20-21	1.671	1.667	0.004	
Pipe21-23	2.199	1.671	0.528	5.787
Pipe10-24	1.024	0.940	0.084	
Pipe17-19	7.928	1.318	6.610	17.62

En la siguiente página se muestra el diagrama de simulación del caso 2 resultante con el simulador *Aspen Flare System Analyzer*®.

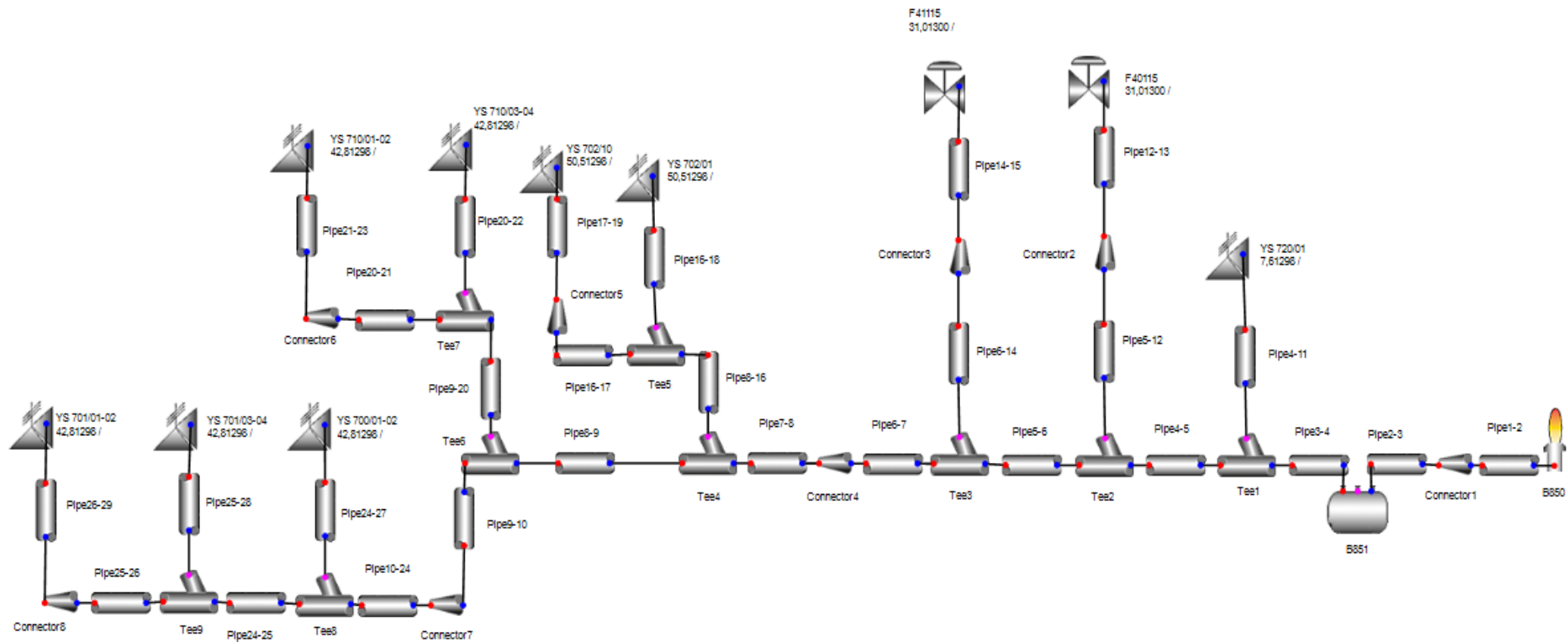


Figura 5.2.2. Diagrama de simulación del caso 2 en *Aspen Flare System Analyzer*®.

5.2.4. Comparación de los resultados

La tabla 5.2.6 expone una comparación de la caída de presión (ΔP en bar) de todos los métodos anteriormente mencionados del caso 2 en cada tramo.

Tabla 5.2.6. Comparación de los resultados de cada método por secciones.

Tramo	1-2	2-3	3-4	4-11	4-5	5-12	12-13
Mét. Darby Isotérmico	0.109	0.068	0.088	1.181	0.002	0.023	0.174
Aspen Isotérmico	0.119	0.070	0.089	2.050	0.002	0.024	0.204
Aspen Adiabático	0.117	0.069	0.088	2.014	0.002	0.023	0.199
% iso>adia (máx. 8%)	2.2	1.6	1.5	1.8	1.6	1.5	2.4
Aspen Bifásico	0.075	0.046	0.060	1.998	0.001	0.022	0.187

Tabla 5.2.6. (Continuación) Comparación de los resultados de cada método por secciones.

Tramo	5-6	6-14	14-15	6-7	7-8	8-16	16-18
Mét. Darby Isotérmico	0.006	0.022	0.210	0.002	0.058	0.442	1.931
Aspen Isotérmico	0.006	0.022	0.205	0.002	0.066	0.504	2.288
Aspen Adiabático	0.006	0.022	0.200	0.002	0.065	0.490	2.247
% iso>adia (máx. 8%)	1.5	1.4	2.4	1.8	2.4	2.8	1.8
Aspen Bifásico	0.005	0.020	0.188	0.001	0.039	0.350	1.725

Tabla 5.2.6. (Continuación) Comparación de los resultados de cada método por secciones.

Tramo	16-17	17-19	8-9	9-20	20-22	20-21	21-23
Mét. Darby Isotérmico	0.004	14.819	0.017	0.878	0.724	0.005	0.714
Aspen Isotérmico	0.004	22.091	0.018	0.737	0.625	0.004	0.616
Aspen Adiabático	0.004	21.921	0.018	0.734	0.623	0.004	0.613
% iso>adia (máx. 8%)	1.6	0.8	2.0	0.5	0.4	0.0	0.4
Aspen Bifásico	0.001	6.610	0.015	0.610	0.536	0.004	0.528

Tabla 5.2.6. (Continuación) Comparación de los resultados de cada método por secciones.

Tramo	9-10	10-24	24-27	24-25	25-28	25-26	26-29
Mét. Darby Isotérmico	0.013	0.138	1.801	0.013	2.207	0.002	2.222
Aspen Isotérmico	0.014	0.146	2.007	0.013	2.456	0.002	2.466
Aspen Adiabático	0.014	0.143	1.976	0.013	2.419	0.002	2.429
% iso>adia (máx. 8%)	2.1	1.9	1.5	1.7	1.5	1.4	1.5
Aspen Bifásico	0.011	0.084	1.119	0.009	1.405	0.001	1.413

5.3. Caso 3: PP III – Fuego en la zona de polimerización cota 9.5m

5.3.1. Coeficientes de pérdida de carga

La tabla 5.3.1 presenta las pérdidas totales por fricción del caso 3 con el método Darby.

Tabla 5.3.1. Resultados de los coeficientes de Darby para el caso 3.

Tramos	1-2	2-3	3-4	4-8	8-10	10-11
ΣK	1.338	1.858	2.544	1.766	1.472	19.68

Tabla 5.3.1. (Continuación) Resultados de los coeficientes de Darby para el caso 3.

Tramos	8-9	9-12	4-5	5-13	13-16	16-17
ΣK	1.100	1.799	0.319	1.511	2.707	10.43

Tabla 5.3.1. (Continuación) Resultados de los coeficientes de Darby para el caso 3.

Tramos	13-14	14-18	18-19	14-15	15-20	5-6
ΣK	0.252	1.762	19.55	1.175	2.199	0.178

Tabla 5.3.1. (Continuación) Resultados de los coeficientes de Darby para el caso 3.

Tramos	6-7	7-21	21-23	21-22	22-24
ΣK	0.846	2.540	23.68	0.265	23.86

5.3.2. Contrapresiones

La tabla 5.3.2 contiene los resultados de las contrapresiones con el método isotérmico API 521-2014 del caso 3 usando Darby.

Tabla 5.3.2. Resultados de las contrapresiones del caso 3 isotérmico con el método analítico y el coeficiente de resistencia de Darby.

Tramos	1-2	2-3	3-4	4-8	8-10	10-11
Presión aguas abajo, P2 (barg)	0.728	0.851	0.928	1.028	1.082	1.138
Presión aguas arriba, P1 (barg)	0.851	0.928	1.028	1.082	1.138	5.345
ΔP (bar)	0.123	0.076	0.100	0.054	0.056	4.207
Contrapresión (%)	-	-	-	-	-	13.36

YS 404/01-02

Tabla 5.3.2. (Continuación) Resultados de las contrapresiones del caso 3 isotérmico con el método analítico y el coeficiente de resistencia de Darby.

Tramos	8-9	9-12	4-5	5-13	13-16	16-17
Presión aguas abajo, P2 (barg)	1.082	1.090	1.028	1.032	1.097	1.199
Presión aguas arriba, P1 (barg)	1.090	1.250	1.032	1.097	1.199	3.919
ΔP (bar)	0.008	0.160	0.004	0.065	0.102	2.720
Contrapresión (%)	-	4.17	-	-	-	8.71
	F-40115			YS 416/03		

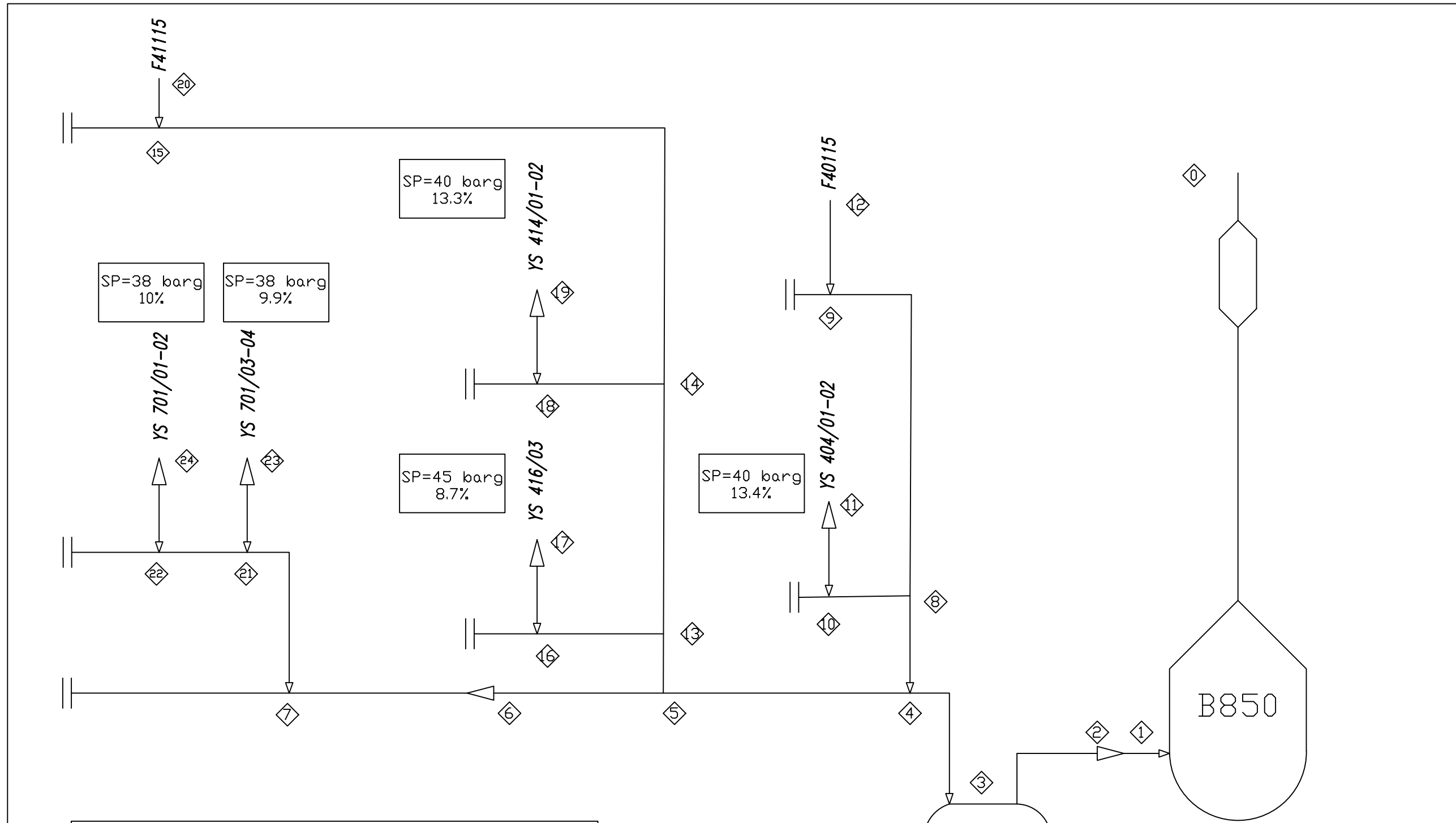
Tabla 5.3.2. (Continuación) Resultados de las contrapresiones del caso 3 isotérmico con el método analítico y el coeficiente de resistencia de Darby.

Tramos	13-14	14-18	18-19	14-15	15-20	5-6
Presión aguas abajo, P2 (barg)	1.097	1.105	1.171	1.105	1.114	1.032
Presión aguas arriba, P1 (barg)	1.105	1.171	5.331	1.114	1.305	1.033
ΔP (bar)	0.008	0.066	4.160	0.009	0.192	0.000
Contrapresión (%)	-	-	13.33	-	4.35	-
	YS 414/01-02			F 41115		

Tabla 5.3.2. (Continuación) Resultados de las contrapresiones del caso 3 isotérmico con el método analítico y el coeficiente de resistencia de Darby.

Tramos	6-7	7-21	21-23	21-22	22-24
Presión aguas abajo, P2 (barg)	1.033	1.040	1.061	1.061	1.062
Presión aguas arriba, P1 (barg)	1.040	1.061	3.766	1.062	3.781
ΔP (bar)	0.007	0.022	2.705	0.001	2.719
Contrapresión (%)	-	-	9.91	-	9.95
	YS 701/03-04			YS 701/01-02	

A continuación, se puede observar el diagrama de flujo del caso 3



LEYENDA	
SP=31 barg	Presión de tarado
14.6%	$\frac{\text{Contrapresión total}}{\text{Presión de tarado}} \times 100$

UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI			
TFGEQ 1801			
Diagrama de flujo		DIA	NOMBRE
CASO 3	Dibujado	20/10/17	P. Fandiño
	Corregido	15/11/17	P. Fandiño
	Aprobado	30/12/17	S. Aranda

5.3.3. Simulador *Aspen Flare System Analyzer*®

En las tablas 5.3.3, 5.3.4 y 5.3.5 se pueden ver los resultados del caso 3 con el simulador *Aspen Flare System Analyzer*®.

Tabla 5.3.3. Resultados simulador isotérmico con el coeficiente de resistencia de Darby.

Tramo	Presión aguas arriba. P1 (barg)	Presión aguas abajo. P2 (barg)	ΔP (bar)	Contrapresión (%)
Pipe1-2	0.865	0.728	0.137	
Pipe2-3	0.944	0.865	0.080	
Pipe3-4	1.080	0.978	0.102	
Pipe4-8	1.163	1.108	0.055	
Pipe4-5	1.109	1.108	0.001	
Pipe9-12	1.374	1.192	0.182	
Pipe10-11	5.918	1.245	4.673	14.79
Pipe7-21	1.140	1.118	0.022	
Pipe14-18	1.292	1.222	0.070	
Pipe8-10	1.245	1.185	0.060	
Pipe16-17	4.552	1.316	3.236	10.11
Pipe5-6	1.111	1.110	0.000	
Pipe5-13	1.180	1.113	0.067	
Pipe6-7	1.118	1.111	0.008	
Pipe18-19	5.909	1.292	4.617	14.77
Pipe13-16	1.316	1.197	0.119	
Pipe14-15	1.229	1.221	0.009	
Pipe13-14	1.200	1.193	0.008	
Pipe15-20	1.446	1.229	0.217	
Pipe21-23	4.180	1.140	3.040	11.00
Pipe21-22	1.144	1.143	0.001	
Pipe22-24	4.197	1.144	3.053	11.04
Pipe8-9	1.192	1.184	0.008	

Tabla 5.3.4. Resultados simulador adiabático con el coeficiente de resistencia de Darby.

Tramo	Presión aguas arriba. P1 (barg)	Presión aguas abajo. P2 (barg)	ΔP (bar)	Contrapresión (%)
Pipe1-2	0.861	0.728	0.133	
Pipe2-3	0.939	0.861	0.078	
Pipe3-4	1.073	0.973	0.100	
Pipe4-8	1.156	1.101	0.054	
Pipe4-5	1.102	1.102	0.001	
Pipe9-12	1.363	1.185	0.178	
Pipe10-11	5.846	1.237	4.609	14.62
Pipe7-21	1.134	1.112	0.022	
Pipe14-18	1.284	1.215	0.069	
Pipe8-10	1.237	1.178	0.059	
Pipe16-17	4.506	1.308	3.199	10.01
Pipe5-6	1.104	1.104	0.000	
Pipe5-13	1.172	1.106	0.066	
Pipe6-7	1.112	1.104	0.007	
Pipe18-19	5.837	1.284	4.553	14.59
Pipe13-16	1.308	1.190	0.118	
Pipe14-15	1.222	1.214	0.008	
Pipe13-14	1.193	1.185	0.008	
Pipe15-20	1.434	1.222	0.212	
Pipe21-23	4.132	1.133	2.998	10.87
Pipe21-22	1.137	1.136	0.001	
Pipe22-24	4.148	1.137	3.011	10.92
Pipe8-9	1.185	1.177	0.008	

Tabla 5.3.5. Resultados simulador bifásico con el coeficiente de resistencia de Darby.

Tramo	Presión aguas arriba. P1 (barg)	Presión aguas abajo. P2 (barg)	ΔP (bar)	Contrapresión (%)
Pipe1-2	0.819	0.728	0.091	
Pipe2-3	0.874	0.819	0.055	
Pipe3-4	0.969	0.898	0.071	
Pipe4-8	1.032	0.990	0.042	
Pipe4-5	0.989	0.988	0.001	
Pipe9-12	1.226	1.058	0.168	
Pipe10-11	4.547	1.091	3.456	11.37
Pipe7-21	1.004	0.992	0.012	
Pipe14-18	1.130	1.073	0.058	
Pipe8-10	1.091	1.046	0.046	
Pipe16-17	3.719	1.145	2.574	8.26
Pipe5-6	0.987	0.987	0.000	
Pipe5-13	1.043	0.993	0.051	
Pipe6-7	0.992	0.987	0.004	
Pipe18-19	4.531	1.130	3.401	11.33
Pipe13-16	1.145	1.056	0.089	
Pipe14-15	1.085	1.077	0.008	
Pipe13-14	1.059	1.053	0.006	
Pipe15-20	1.286	1.085	0.200	
Pipe21-23	2.732	1.004	1.729	7.19
Pipe21-22	1.006	1.005	0.000	
Pipe22-24	2.743	1.006	1.738	7.22
Pipe8-9	1.058	1.051	0.007	

En la hoja que viene a continuación se presenta el diagrama de simulación del caso 3 con *Aspen Flare System Analyzer*®.

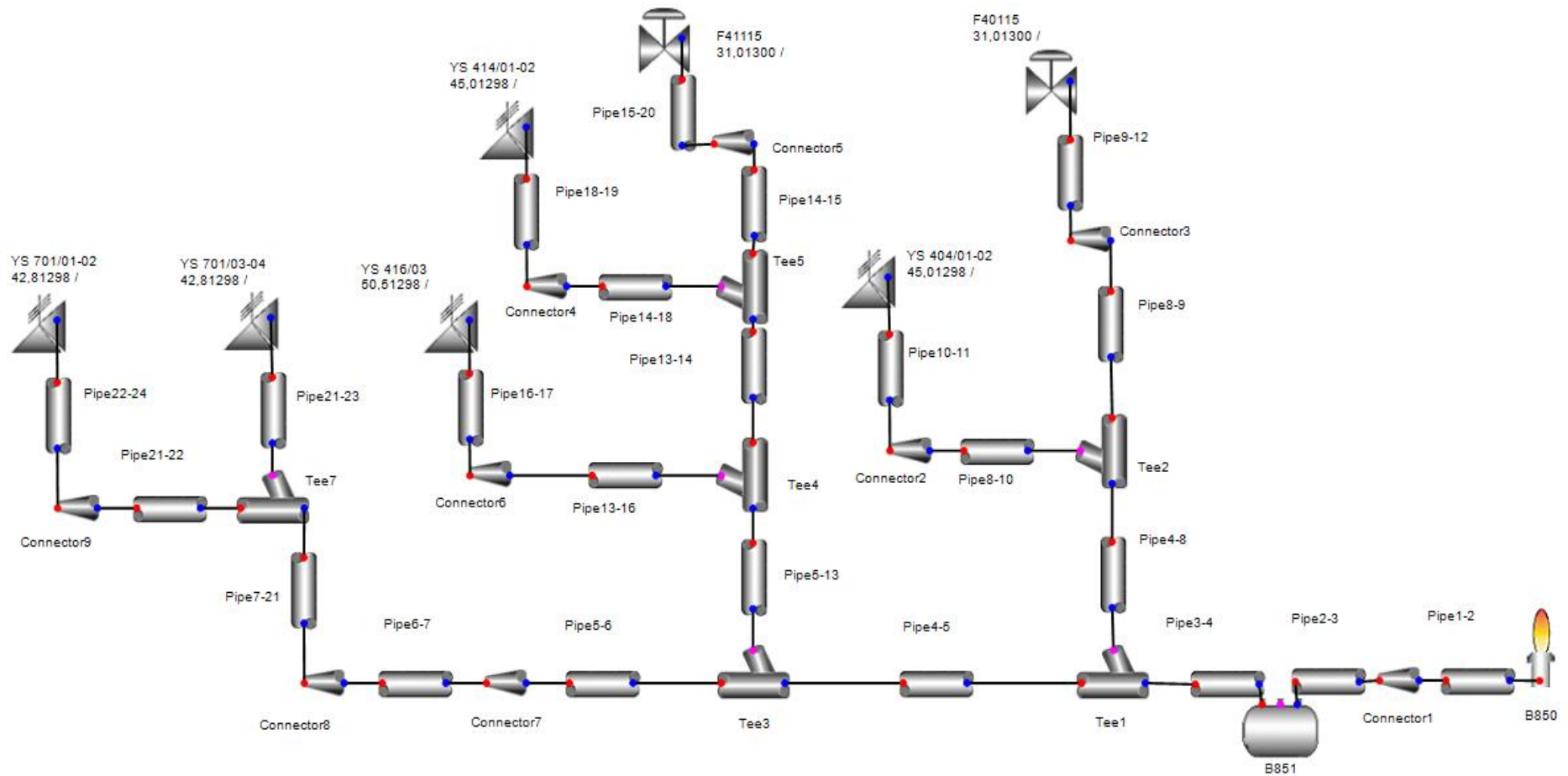


Figura 5.3.2. Diagrama de simulación del caso 3 en *Aspen Flare System Analyzer*®.

5.3.4. Comparación de los resultados

La tabla 5.3.6 muestra un recopilatorio de todas las caídas de presión (ΔP en bar) del caso 3 de todos los métodos.

Tabla 5.3.6. Comparación de los resultados de cada método por secciones.

Tramos	1-2	2-3	3-4	4-8	8-10	10-11
Mét. Darby Isotérmico	0.123	0.076	0.100	0.054	0.056	4.207
Aspen Isotérmico	0.137	0.080	0.102	0.055	0.060	4.673
Aspen Adiabático	0.133	0.078	0.100	0.054	0.059	4.609
% iso>adia (máx. 8%)	2.4	1.7	1.7	1.7	1.7	1.4
Aspen Bifásico	0.091	0.055	0.071	0.042	0.046	3.456

Tabla 5.3.6. (Continuación) Comparación de los resultados de cada método por secciones.

Tramos	8-9	9-12	4-5	5-13	13-16	16-17
Mét. Darby Isotérmico	0.008	0.160	0.004	0.065	0.102	2.720
Aspen Isotérmico	0.008	0.182	0.001	0.067	0.119	3.236
Aspen Adiabático	0.008	0.178	0.001	0.066	0.118	3.199
% iso>adia (máx. 8%)	1.9	2.3	2.3	1.7	0.9	1.1
Aspen Bifásico	0.007	0.168	0.001	0.051	0.089	2.574

Tabla 5.3.6. (Continuación) Comparación de los resultados de cada método por secciones.

Tramos	13-14	14-18	18-19	14-15	15-20	5-6
Mét. Darby Isotérmico	0.008	0.066	4.160	0.009	0.192	0.0001
Aspen Isotérmico	0.008	0.070	4.617	0.009	0.217	0.0001
Aspen Adiabático	0.008	0.069	4.553	0.008	0.212	0.0001
% iso>adia (máx. 8%)	1.8	1.7	1.4	1.9	2.3	0.0
Aspen Bifásico	0.006	0.058	3.401	0.008	0.200	0.0001

Tabla 5.3.6. (Continuación) Comparación de los resultados de cada método por secciones.

Tramos	6-7	7-21	21-23	21-22	22-24
Mét. Darby Isotérmico	0.007	0.022	2.705	0.001	2.719
Aspen Isotérmico	0.008	0.022	3.040	0.001	3.053
Aspen Adiabático	0.007	0.022	2.998	0.001	3.011
% iso>adia (máx. 8%)	1.5	1.6	1.4	3.4	1.4
Aspen Bifásico	0.004	0.012	1.729	0.0004	1.738

5.4. Caso 4: PP II – Fuego en la zona de purificación de materias primas cota 0.0m

5.4.1. Coeficientes de pérdida de carga

La tabla 5.4.1 muestra los resultados de los coeficientes de pérdida de Darby para el caso 4.

Tabla 5.4.1. Resultados de los coeficientes de Darby para el caso 4.

Tramos	1-2	2-3	3-4	4-5	3-6	6-7
ΣK	1.380	10.135	4.108	2.432	5.226	2.609

Tabla 5.4.1. (Continuación) Resultados de los coeficientes de Darby para el caso 4.

Tramos	6-8	8-9	9-12	12-18	12-13	13-19
ΣK	2.381	17.39	2.386	17.27	0.332	4.160

Tabla 5.4.1. (Continuación) Resultados de los coeficientes de Darby para el caso 4.

Tramos	13-14	14-20	14-15	15-21	15-16	16-17
ΣK	0.521	4.532	0.187	6.645	0.766	0.625

Tabla 5.4.1. (Continuación) Resultados de los coeficientes de Darby para el caso 4.

Tramos	17-22	9-10	10-11	11-23	23-26	26-27
ΣK	7.154	5.381	1.752	2.706	7.503	2.541

Tabla 5.4.1. (Continuación) Resultados de los coeficientes de Darby para el caso 4.

Tramos	23-24	24-28	28-29	24-25	25-30	11-31	31-32
ΣK	1.589	5.300	4.764	0.435	7.958	0.874	9.869

5.4.2. Contrapresiones

En este apartado se presenta la tabla 5.4.2, la cual contiene los resultados de las contrapresiones del método API 521-2014 para el caso 4.

Tabla 5.4.2. Resultados de las contrapresiones del caso 4 isotérmico con el método analítico y el coeficiente de resistencia de Darby.

Tramos	1-2	2-3	3-4	4-5	3-6	6-7
Presión aguas abajo, P2 (barg)	0.154	0.172	0.418	0.442	0.418	1.241
Presión aguas arriba, P1 (barg)	0.172	0.418	0.442	0.548	1.241	1.314
ΔP (bar)	0.018	0.246	0.025	0.105	0.823	0.073
Contrapresión (%)	-	-	-	1.83	-	4.38
				F-3015		F-1060

Tabla 5.4.2. (Continuación) Resultados de las contrapresiones del caso 4 isotérmico con el método analítico y el coeficiente de resistencia de Darby.

Tramos	6-8	8-9	9-12	12-18	12-13	13-19
Presión aguas abajo, P2 (barg)	1.241	1.432	6.642	6.820	6.820	6.842
Presión aguas arriba, P1 (barg)	1.432	6.642	6.820	19.544	6.842	9.494
ΔP (bar)	0.192	5.210	0.178	12.724	0.022	2.651
Contrapresión (%)	-	-	-	43.43	-	21.10
				Y-06		Y-14/14A

Tabla 5.4.2. (Continuación) Resultados de las contrapresiones del caso 4 isotérmico con el método analítico y el coeficiente de resistencia de Darby.

Tramos	13-14	14-20	14-15	15-21	15-16	16-17
Presión aguas abajo, P2 (barg)	6.842	6.865	6.865	6.870	6.870	6.874
Presión aguas arriba, P1 (barg)	6.865	9.717	6.870	15.510	6.874	6.894
ΔP (bar)	0.023	2.852	0.005	8.641	0.005	0.020
Contrapresión (%)	-	21.6	-	34.47	-	-
		Y-13/13A		Y-1123/1124		

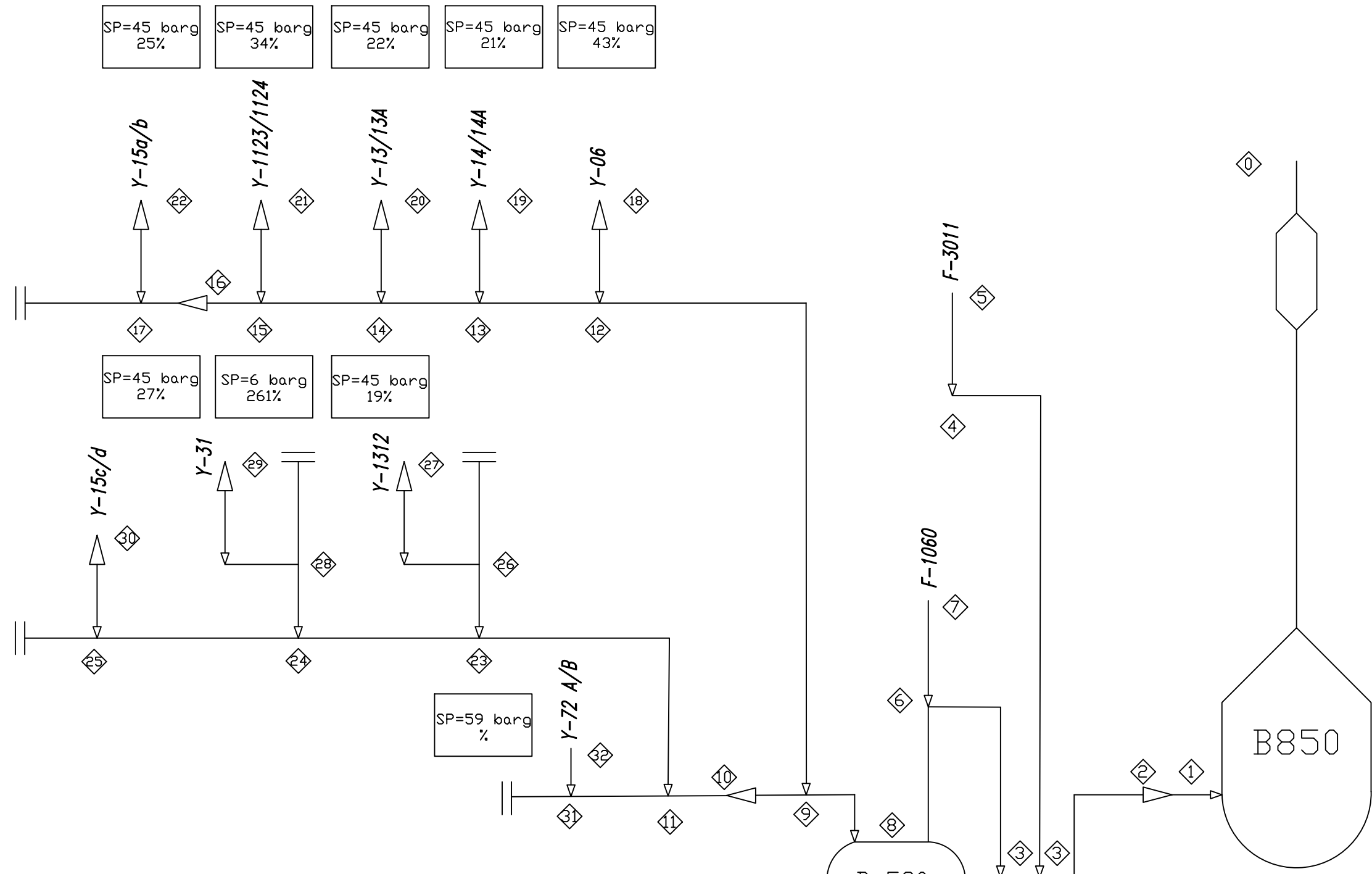
Tabla 5.4.2. (Continuación) Resultados de las contrapresiones del caso 4 isotérmico con el método analítico y el coeficiente de resistencia de Darby.

Tramos	17-22	9-10	10-11	11-23	23-26	26-27
Presión aguas abajo, P2 (barg)	6.894	6.642	6.762	7.298	7.819	7.824
Presión aguas arriba, P1 (barg)	11.095	6.762	7.298	7.819	7.824	8.324
ΔP (bar)	4.201	0.120	0.535	0.522	0.005	0.499
Contrapresión (%)	24.66	-	-	-	-	18.50
	Y-15 a/b					Y-1312

Tabla 5.4.2. (Continuación) Resultados de las contrapresiones del caso 4 isotérmico con el método analítico y el coeficiente de resistencia de Darby.

Tramos	23-24	24-28	28-29	24-25	25-30	11-31	31-32
Presión aguas abajo, P2 (barg)	7.819	8.083	8.193	8.083	8.116	7.298	7.306
Presión aguas arriba, P1 (barg)	8.083	8.193	15.657	8.116	12.218	7.306	26.477
ΔP (bar)	0.264	0.110	7.464	0.033	4.102	0.009	19.170
Contrapresión (%)	-	-	260.95	-	27.15	-	58.84
			Y-31		Y-15 c/d		Y-72 A/B

En la próxima página se puede contemplar el diagrama de flujo del caso 4.



LEYENDA	
SP=31 barg	Presión de tarado
14.6%	$\frac{\text{Contrapresión total}}{\text{Presión de tarado}} \times 100$

UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI			
TFGEQ 1801			
Diagrama de flujo	DÍA	NOMBRE	
CASO 4	Dibujado	20/10/17	P. Fandiño
	Corregido	15/11/17	P. Fandiño
	Aprobado	30/12/17	S. Aranda

5.4.3. Simulador Aspen Flare System Analyzer®

Esta sección contiene las tablas 5.4.3, 5.4.4 y 5.4.5 donde se ven los resultados de las contrapresiones del caso 5 con *Aspen Flare System Analyzer®*.

Tabla 5.4.3. Resultados simulador isotérmico con el coeficiente de resistencia de Darby.

Tramo	Presión aguas arriba. P1 (barg)	Presión aguas abajo. P2 (barg)	ΔP (bar)	Contrapresión (%)
Pipe1-2	0.174	0.154	0.020	
Pipe2-3	0.454	0.174	0.280	
Pipe3-6	1.542	0.471	1.071	
Pipe9-10	8.490	8.326	0.164	
Pipe6-8	1.851	1.633	0.218	
Pipe6-7	1.710	1.633	0.077	
Pipe3-4	0.505	0.479	0.026	
Pipe4-5	0.632	0.505	0.128	
Pipe9-12	8.485	8.309	0.176	
Pipe8-9	8.140	1.927	6.213	
Pipe11-23	10.48	9.664	0.812	
Pipe12-13	8.514	8.492	0.022	
Pipe13-19	11.03	8.509	2.517	24.50
Pipe13-14	8.554	8.532	0.023	
Pipe23-26	10.59	10.58	0.003	
Pipe23-24	10.94	10.52	0.423	
Pipe24-25	11.18	11.14	0.033	
Pipe24-28	11.40	11.15	0.246	
Pipe25-30	14.65	11.18	3.471	32.55
Pipe14-20	11.24	8.534	2.703	24.97
Pipe14-15	8.570	8.566	0.005	
Pipe16-17	8.542	8.522	0.021	
Pipe15-21	16.46	7.676	8.788	36.59
Pipe17-22	12.50	8.542	3.959	27.78
Pipe12-18	22.73	8.380	14.35	50.51
Pipe11-31	9.706	9.697	0.009	
Pipe31-32	29.52	9.706	19.82	65.60
Pipe10-11	9.383	8.490	0.894	
Pipe26-27	10.59	10.59	0.004	23.53
Pipe28-29	28.82	11.40	17.42	480.3
Pipe15-16	8.522	8.517	0.005	

Tabla 5.4.4. Resultados simulador adiabático con el coeficiente de resistencia de Darby.

Tramo	Presión aguas arriba. P1 (barg)	Presión aguas abajo. P2 (barg)	ΔP (bar)	Contrapresión (%)
Pipe1-2	0.174	0.154	0.020	
Pipe2-3	0.451	0.174	0.277	
Pipe3-6	1.519	0.468	1.051	
Pipe9-10	8.380	8.223	0.157	
Pipe6-8	1.826	1.611	0.214	
Pipe6-7	1.687	1.611	0.075	
Pipe3-4	0.501	0.475	0.026	
Pipe4-5	0.627	0.501	0.126	
Pipe9-12	8.372	8.206	0.166	
Pipe8-9	8.035	1.902	6.133	
Pipe11-23	10.29	9.518	0.776	
Pipe12-13	8.399	8.378	0.021	
Pipe13-19	10.76	8.394	2.368	23.92
Pipe13-14	8.439	8.417	0.021	
Pipe23-26	10.41	10.40	0.003	
Pipe23-24	10.74	10.34	0.404	
Pipe24-25	10.98	10.95	0.030	
Pipe24-28	11.20	10.96	0.240	
Pipe25-30	14.21	10.98	3.230	31.57
Pipe14-20	10.96	8.418	2.544	24.36
Pipe14-15	8.454	8.450	0.004	
Pipe16-17	8.423	8.404	0.019	
Pipe15-21	15.98	7.544	8.432	35.50
Pipe17-22	12.16	8.423	3.741	27.03
Pipe12-18	22.06	8.265	13.791	49.01
Pipe11-31	9.561	9.553	0.008	
Pipe31-32	28.63	9.561	19.06	63.61
Pipe10-11	9.233	8.380	0.853	
Pipe26-27	10.41	10.41	0.003	23.13
Pipe28-29	28.22	11.20	17.03	470.4
Pipe15-16	8.404	8.400	0.004	

Tabla 5.4.5. Resultados simulador bifásico con el coeficiente de resistencia de Darby.

Tramo	Presión aguas arriba. P1 (barg)	Presión aguas abajo. P2 (barg)	ΔP (bar)	Contrapresión (%)
Pipe1-2	0.167	0.154	0.013	
Pipe2-3	0.354	0.167	0.187	
Pipe3-6	1.109	0.365	0.744	
Pipe9-10	7.841	7.716	0.125	
Pipe6-8	1.365	1.181	0.184	
Pipe6-7	1.249	1.168	0.081	
Pipe3-4	0.394	0.370	0.024	
Pipe4-5	0.514	0.394	0.119	
Pipe9-12	7.813	7.708	0.106	
Pipe8-9	7.607	1.414	6.194	
Pipe11-23	9.429	8.690	0.739	
Pipe12-13	7.835	7.818	0.017	
Pipe13-19	9.317	7.842	1.475	20.70
Pipe13-14	7.860	7.843	0.017	
Pipe23-26	9.528	9.526	0.002	
Pipe23-24	9.853	9.467	0.386	
Pipe24-25	10.06	10.04	0.025	
Pipe24-28	10.38	10.07	0.308	
Pipe25-30	12.31	10.06	2.251	27.36
Pipe14-20	9.439	7.858	1.580	20.98
Pipe14-15	7.868	7.865	0.003	
Pipe16-17	7.859	7.843	0.016	
Pipe15-21	13.36	7.429	5.928	29.68
Pipe17-22	10.33	7.859	2.469	22.95
Pipe12-18	15.47	7.836	7.630	34.37
Pipe11-31	8.653	8.652	0.001	
Pipe31-32	18.96	8.653	10.31	42.14
Pipe10-11	8.505	7.841	0.664	
Pipe26-27	9.531	9.528	0.003	21.18
Pipe28-29	31.62	10.38	21.24	527.0
Pipe15-16	7.843	7.841	0.003	

La subsiguiente página muestra el diagrama de simulación del caso 4 con *Aspen Flare System Analyzer*®.

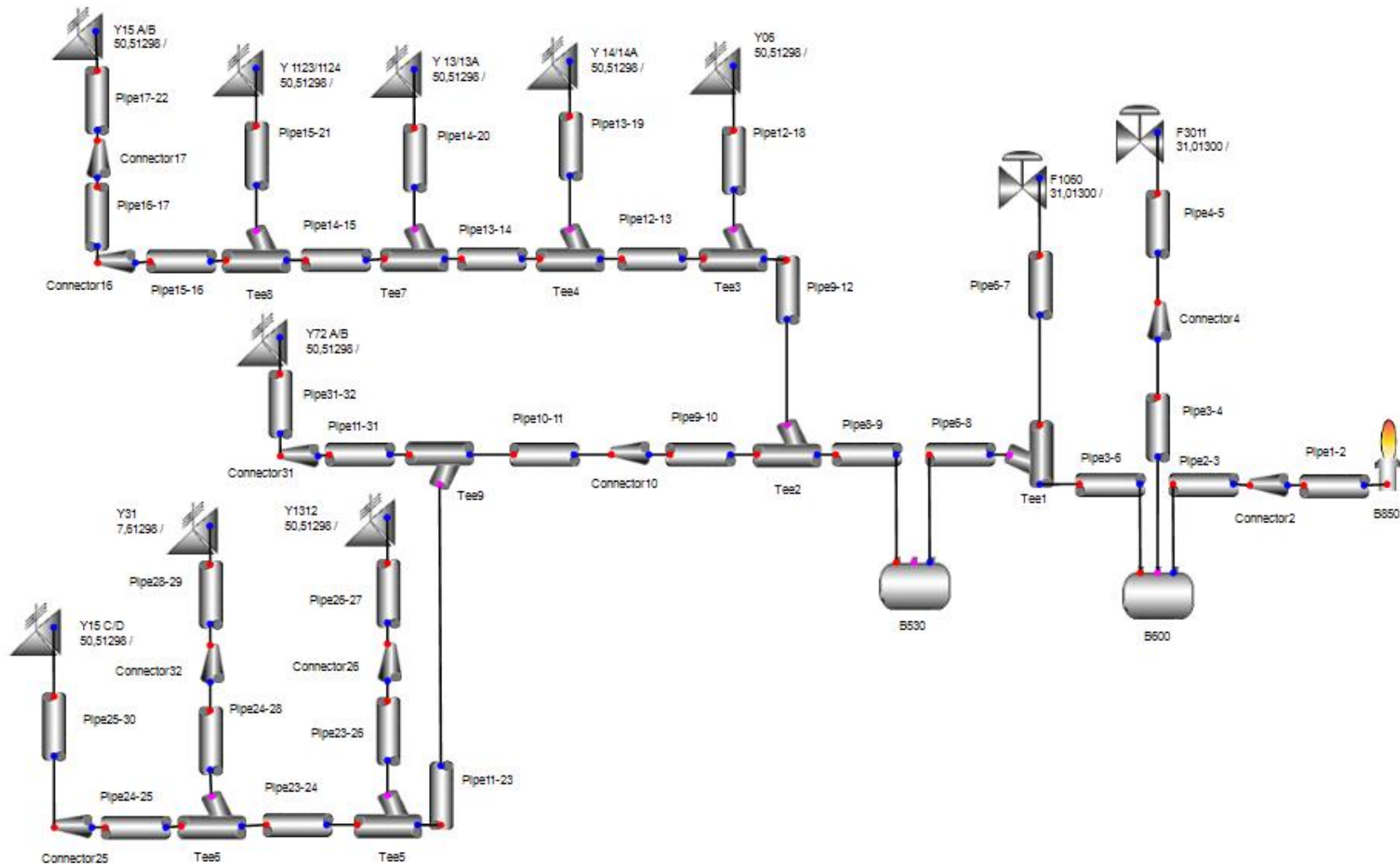


Figura 5.4.2. Diagrama de simulación del caso 4 en Aspen Flare System Analyzer®.

5.4.4. Comparación de los resultados

La tabla 5.4.6 contiene un recopilatorio de todos los resultados anteriores del caso 4 dónde se compara la caída de presión (ΔP en bar).

Tabla 5.4.6. Comparación de los resultados de cada método por secciones.

Tramos	1-2	2-3	3-4	4-5	3-6	6-7
Mét. Darbv Isotérmico	0.018	0.246	0.025	0.105	0.823	0.073
Aspen Isotérmico v0.1	0.020	0.280	0.026	0.128	1.071	0.077
Aspen Adiabático v0.1	0.020	0.277	0.026	0.126	1.051	0.075
% iso>adia (máx. 8%)	1.1	1.1	1.2	1.7	1.8	1.6
Aspen Bifásico v0.2	0.013	0.187	0.024	0.119	0.744	0.081

Tabla 5.4.6. (Continuación) Comparación de los resultados de cada método por secciones.

Tramos	6-8	8-9	9-12	12-18	12-13	13-19
Mét. Darbv Isotérmico	0.192	5.210	0.178	12.720	0.022	2.651
Aspen Isotérmico v0.1	0.218	6.213	0.176	14.347	0.022	2.517
Aspen Adiabático v0.1	0.214	6.133	0.166	13.791	0.021	2.368
% iso>adia (máx. 8%)	1.5	1.3	6.0	3.9	6.0	5.9
Aspen Bifásico v0.2	0.184	6.194	0.106	7.630	0.017	1.475

Tabla 5.4.6. (Continuación) Comparación de los resultados de cada método por secciones.

Tramos	13-14	14-20	14-15	15-21	15-16	16-17
Mét. Darbv Isotérmico	0.023	2.852	0.005	8.641	0.005	0.020
Aspen Isotérmico v0.1	0.023	2.703	0.005	8.788	0.005	0.021
Aspen Adiabático v0.1	0.021	2.544	0.004	8.432	0.004	0.019
% iso>adia (máx. 8%)	6.0	5.9	7.1	4.0	6.9	6.0
Aspen Bifásico v0.2	0.017	1.580	0.003	5.928	0.003	0.016

Tabla 5.4.6. (Continuación) Comparación de los resultados de cada método por secciones.

Tramos	17-22	9-10	10-11	11-23	23-26	26-27
Mét. Darbv Isotérmico	4.201	0.120	0.535	0.522	0.005	0.499
Aspen Isotérmico v0.1	3.959	0.164	0.894	0.812	0.003	0.004
Aspen Adiabático v0.1	3.741	0.157	0.853	0.776	0.003	0.003
% iso>adia (máx. 8%)	5.5	4.1	4.5	4.4	13.9	13.9
Aspen Bifásico v0.2	2.469	0.125	0.664	0.739	0.002	0.003

Tabla 5.4.6. (Continuación) Comparación de los resultados de cada método por secciones.

Tramos	23-24	24-28	28-29	24-25	25-30	11-31	31-32
Mét. Darby Isotérmico	0.264	0.110	7.464	0.033	4.102	0.009	19.17
Aspen Isotérmico v0.1	0.423	0.246	17.42	0.033	3.471	0.009	19.82
Aspen Adiabático v0.1	0.404	0.240	17.03	0.030	3.230	0.008	19.06
% iso>adia (máx. 8%)	4.6	2.5	2.2	7.7	6.9	7.6	3.8
Aspen Bifásico v0.2	0.386	0.308	21.24	0.025	2.251	0.001	10.31

5.5. Caso 5: PP II – Fuego en la zona de polimerización cota 9.35m

5.5.1. Coeficientes de pérdida de carga

En la tabla 5.5.1 se observan los valores de las pérdidas por fricción de Darby del caso 5.

Tabla 5.5.1. Resultados de los coeficientes de Darby para el caso 5.

Tramos	1-2	2-3	3-4	4-5	4-6	6-7	7-8
ΣK	1.305	10.39	5.203	2.176	2.228	10.57	3.160

Tabla 5.5.1. (Continuación) Resultados de los coeficientes de Darby para el caso 5.

Tramos	6-9	9-11	11-12	9-10	10-13	3-14
ΣK	1.741	7.795	1.780	0.589	17.01	4.163

Tabla 5.5.1. (Continuación) Resultados de los coeficientes de Darby para el caso 5.

Tramos	14-16	14-15	15-17	17-18	18-19	19-20
ΣK	2.362	2.965	3.562	2.248	7.932	2.027

5.5.2. Contrapresiones

En la tabla 5.5.2 se contemplan los resultados de las contrapresiones del método API 521-2014 para el caso 5 con los coeficientes de darby.

Tabla 5.5.2. Resultados de las contrapresiones del caso 5 isotérmico con el método analítico y el coeficiente de resistencia de Darby.

Tramos	1-2	2-3	3-4	4-5	4-6	6-7	7-8
Presión aguas abajo, P2 (barg)	0.073	0.082	0.226	0.552	0.552	0.607	4.416
Presión aguas arriba, P1 (barg)	0.082	0.226	0.552	0.643	0.607	4.416	5.513
ΔP (bar)	0.009	0.144	0.326	0.090	0.055	3.809	1.097
Contrapresión (%)	-	-	-	-	-	-	12.3
				F-1060			Y-106/107

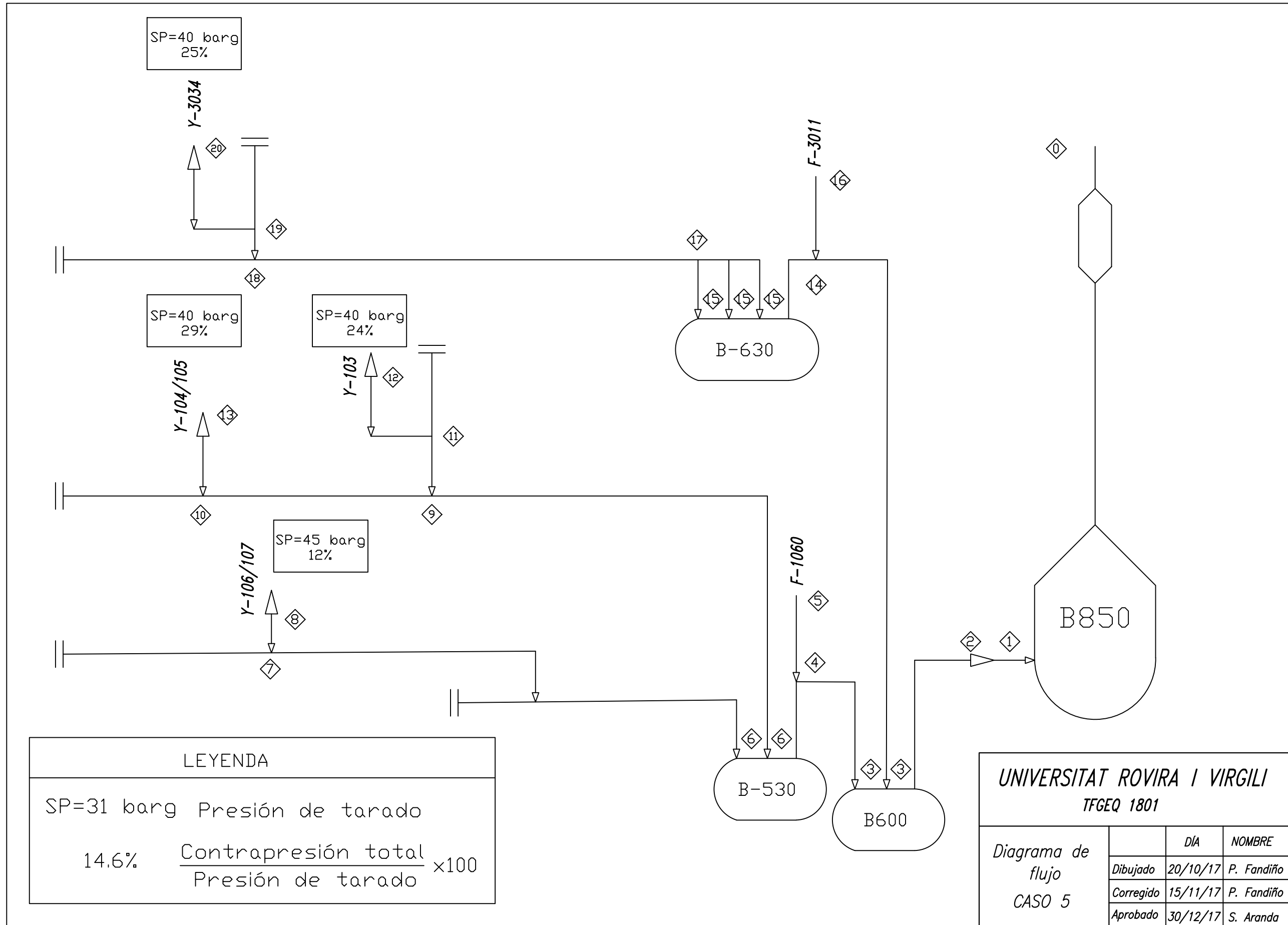
Tabla 5.5.2. (Continuación) Resultados de las contrapresiones del caso 5 isotérmico con el método analítico y el coeficiente de resistencia de Darby.

Tramos	6-9	9-11	11-12	9-10	10-13	3-14
Presión aguas abajo, P2 (barg)	0.607	0.671	5.018	0.671	1.801	0.226
Presión aguas arriba, P1 (barg)	0.671	2.199	9.605	0.672	11.657	0.314
ΔP (bar)	0.063	1.528	4.587	0.001	9.856	0.088
Contrapresión (%)	-	-	24.01	-	29.14	-
			Y-103		Y-104/105	

Tabla 5.5.2. (Continuación) Resultados de las contrapresiones del caso 5 isotérmico con el método analítico y el coeficiente de resistencia de Darby.

Tramos	14-16	14-15	15-17	17-18	18-19	19-20
Presión aguas abajo, P2 (barg)	0.314	0.314	0.325	0.334	0.342	5.013
Presión aguas arriba, P1 (barg)	0.429	0.325	0.334	0.342	2.104	10.100
ΔP (bar)	0.114	0.010	0.010	0.008	1.762	5.087
Contrapresión (%)	-	-	-	-	-	25.25
	F-3010					Y-3034

En la siguiente página se expone el diagrama de flujo del caso 5.



LEYENDA	
SP=31 barg	Presión de tarado
14.6%	$\frac{\text{Contrapresión total}}{\text{Presión de tarado}} \times 100$

UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI			
TFGEQ 1801			
Diagrama de flujo	DIA	NOMBRE	
CASO 5	Dibujado	20/10/17	P. Fandiño
	Corregido	15/11/17	P. Fandiño
	Aprobado	30/12/17	S. Aranda

5.5.3. Simulador *Aspen Flare System Analyzer*®

Las tablas 5.5.3, 5.5.4 y 5.5.5 presentan los resultados de las contrapresiones del caso 5 con *Aspen Flare System Analyzer*®.

Tabla 5.5.3. Resultados simulador isotérmico con el coeficiente de resistencia de Darby.

Tramo	Presión aguas arriba. P1 (barg)	Presión aguas abajo. P2 (barg)	ΔP (bar)	Contrapresión (%)
Pipe1-2	0.082	0.073	0.009	
Pipe2-3	0.229	0.082	0.147	
Pipe3-4	0.586	0.240	0.347	
Pipe9-11	2.683	0.570	2.113	
Pipe9-10	0.697	0.697	0.000	
Pipe10-13	13.69	0.697	13.00	34.23
Pipe4-6	0.678	0.624	0.054	
Pipe4-5	0.729	0.623	0.106	
Pipe11-12	12.04	2.683	9.360	30.11
Pipe3-14	0.331	0.241	0.090	
Pipe15-17	0.452	0.353	0.099	
Pipe14-15	0.350	0.340	0.010	
Pipe14-16	0.479	0.339	0.140	
Pipe6-7	6.726	0.920	5.807	
Pipe17-18	0.459	0.452	0.007	
Pipe19-20	12.45	2.686	9.762	31.12
Pipe18-19	2.686	0.459	2.227	
Pipe7-8	7.794	6.726	1.068	17.32
Pipe6-9	0.739	0.701	0.039	

Tabla 5.5.4. Resultados simulador adiabático con el coeficiente de resistencia de Darby.

Tramo	Presión aguas arriba. P1 (barg)	Presión aguas abajo. P2 (barg)	ΔP (bar)	Contrapresión (%)
Pipe1-2	0.082	0.073	0.009	
Pipe2-3	0.228	0.082	0.145	
Pipe3-4	0.579	0.238	0.341	
Pipe9-11	2.643	0.561	2.082	
Pipe9-10	0.689	0.689	0.000	
Pipe10-13	13.57	0.689	12.88	33.93
Pipe4-6	0.670	0.617	0.053	
Pipe4-5	0.720	0.616	0.104	
Pipe11-12	11.78	2.643	9.136	29.45

Tramo	Presión aguas arriba. P1 (barg)	Presión aguas abajo. P2 (barg)	ΔP (bar)	Contrapresión (%)
Pipe3-14	0.329	0.240	0.089	
Pipe15-17	0.448	0.351	0.098	
Pipe14-15	0.348	0.338	0.010	
Pipe14-16	0.474	0.336	0.137	
Pipe6-7	6.637	0.920	5.718	
Pipe17-18	0.455	0.448	0.007	
Pipe19-20	12.19	2.647	9.540	30.47
Pipe18-19	2.647	0.455	2.192	
Pipe7-8	7.651	6.637	1.014	17.00
Pipe6-9	0.732	0.693	0.038	

Tabla 5.5.5. Resultados simulador bifásico con el coeficiente de resistencia de Darby.

Tramo	Presión aguas arriba. P1 (barg)	Presión aguas abajo. P2 (barg)	ΔP (bar)	Contrapresión (%)
Pipe1-2	0.079	0.073	0.006	
Pipe2-3	0.171	0.079	0.092	
Pipe3-4	0.381	0.178	0.203	
Pipe9-11	2.272	0.365	1.907	
Pipe9-10	0.439	0.439	0.000	
Pipe10-13	421	0.439	421	1053
Pipe4-6	0.427	0.402	0.025	
Pipe4-5	0.516	0.411	0.106	
Pipe11-12	10.11	2.272	7.833	25.26
Pipe3-14	0.247	0.179	0.068	
Pipe15-17	0.327	0.256	0.071	
Pipe14-15	0.255	0.249	0.005	
Pipe14-16	0.384	0.255	0.129	
Pipe6-7	5.455	0.436	5.019	
Pipe17-18	0.333	0.327	0.005	
Pipe19-20	9.930	2.319	7.612	24.83
Pipe18-19	2.319	0.333	1.986	
Pipe7-8	6.141	5.455	0.686	13.65
Pipe6-9	0.466	0.437	0.028	

Se puede ver el diagrama de simulación del caso 5 con *Aspen Flare System Analyzer*®.

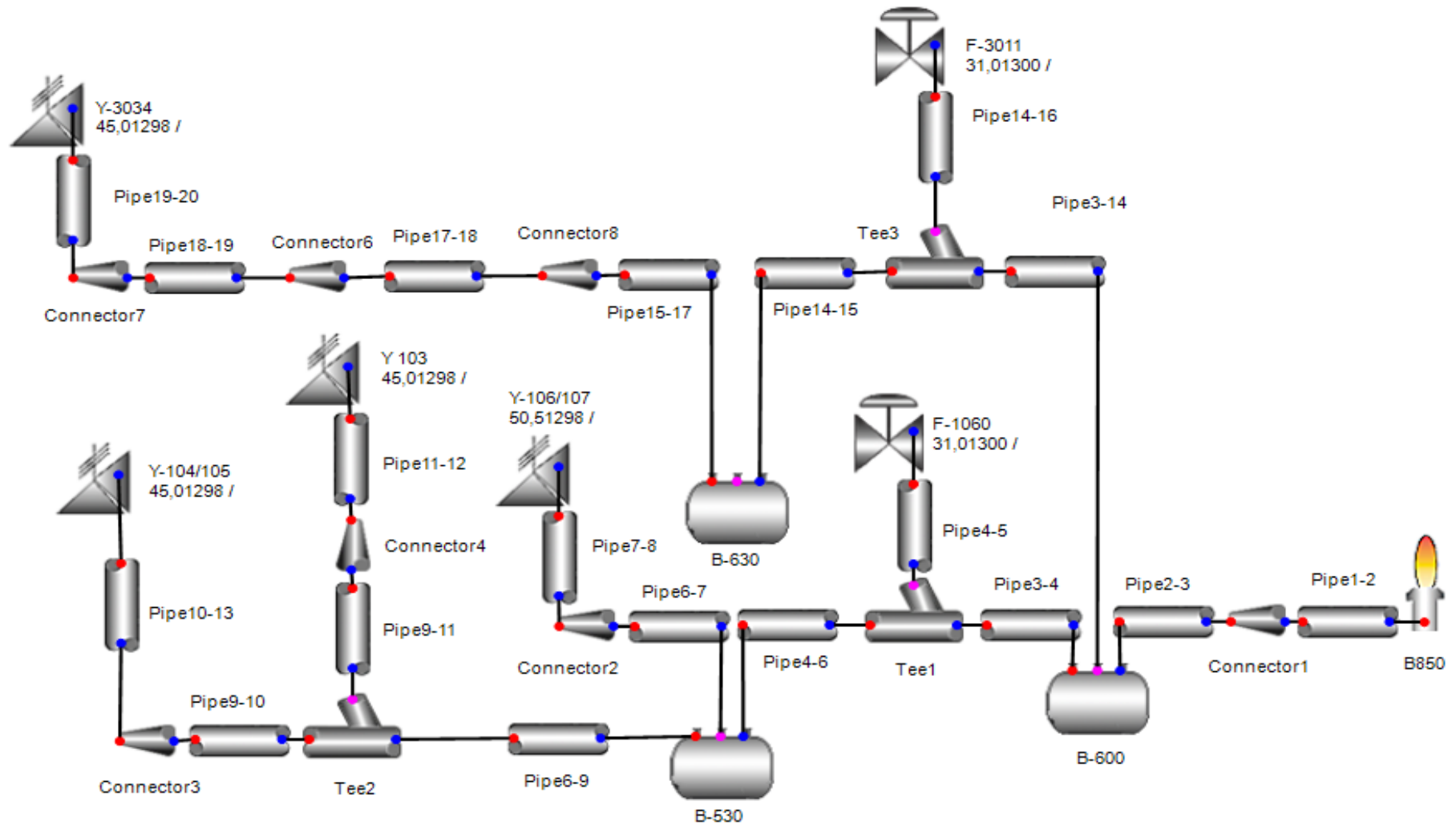


Figura 5.5.2. Diagrama de simulación del caso 5 en *Aspen Flare System Analyzer*®.

5.5.4. Comparación de los resultados

En la tabla 5.5.6 se concentran las caídas de presión de todos los anteriores métodos para ver la diferencia de éstos para el caso 5.

Tabla 5.5.6. Comparación de los resultados de cada método por secciones.

Tramos	1-2	2-3	3-4	4-5	4-6	6-7	7-8
Mét. Darby Isotérmico	0.009	0.144	0.326	0.090	0.055	3.809	1.097
Aspen Isotérmico v0.1	0.009	0.147	0.347	0.106	0.054	5.807	1.068
Aspen Adiabático v0.1	0.009	0.145	0.341	0.104	0.053	5.718	1.014
% iso>adia (máx. 8%)	1.0	1.1	1.6	1.5	1.1	1.5	5.0
Aspen Bifásico v0.2	0.006	0.092	0.203	0.106	0.025	5.019	0.686

Tabla 5.5.6. (Continuación) Comparación de los resultados de cada método por secciones.

Tramos	6-9	9-11	11-12	9-10	10-13	3-14
Mét. Darby Isotérmico	0.063	1.528	4.587	0.001	9.856	0.088
Aspen Isotérmico v0.1	0.039	2.113	9.360	0.000	13.00	0.090
Aspen Adiabático v0.1	0.038	2.082	9.136	0.000	12.88	0.089
% iso>adia (máx. 8%)	1.1	1.5	2.4	0.0	0.9	1.2
Aspen Bifásico v0.2	0.028	1.907	7.833	0.000	7.276	0.068

Tabla 5.5.6. (Continuación) Comparación de los resultados de cada método por secciones.

Tramos	14-16	14-15	15-17	17-18	18-19	19-20
Mét. Darby Isotérmico	0.114	0.010	0.010	0.008	1.762	5.087
Aspen Isotérmico v0.1	0.140	0.010	0.099	0.007	2.227	9.762
Aspen Adiabático v0.1	0.137	0.010	0.098	0.007	2.192	9.540
% iso>adia (máx. 8%)	1.7	1.0	1.2	0.9	1.6	2.3
Aspen Bifásico v0.2	0.129	0.005	0.071	0.005	1.986	7.612

5.6. Caso 6: PP II – Fuego en la zona de destilación cota 0.0m

5.6.1. Coeficientes de pérdida de carga

La tabla 5.6.1 presenta los resultados de los coeficientes totales de pérdida de carga de Darby del caso 6.

Tabla 5.6.1. Resultados de los coeficientes de Darby para el caso 6.

Tramos	1-2	2-3	3-4	4-5	3-6	6-8	6-7
ΣK	1.380	10.27	5.173	2.175	4.227	2.355	2.912

Tabla 5.6.1. (Continuación) Resultados de los coeficientes de Darby para el caso 6.

Tramos	7-9	9-10	10-12	10-11	11-13	13-14
ΣK	3.540	0.370	9.731	1.242	10.36	14.71

5.6.2. Contrapresiones

La tabla 5.6.2 presenta los datos resultantes del cálculo de la contrapresión con el método del API 521-2014 del caso 6.

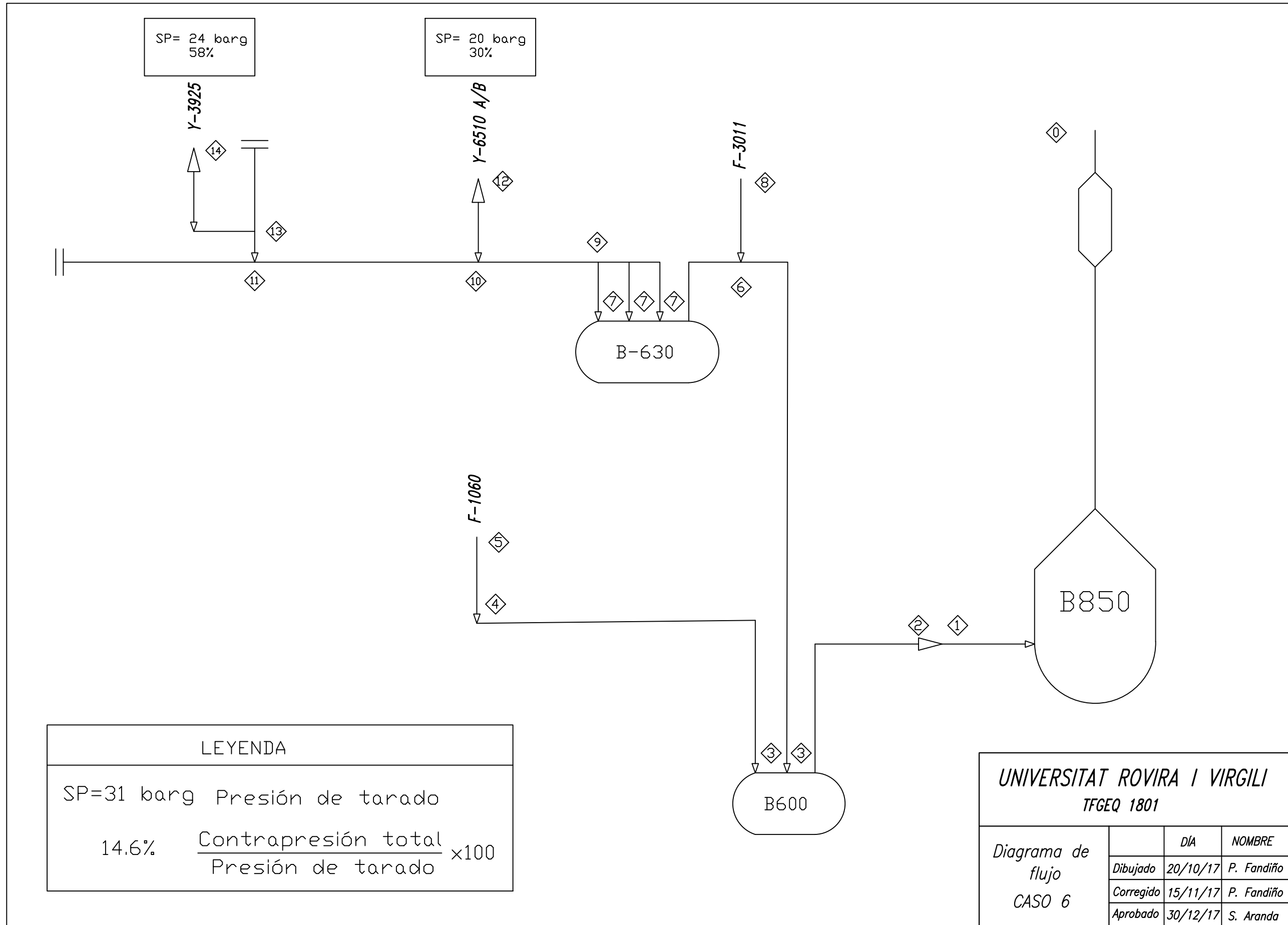
Tabla 5.6.2. Resultados de las contrapresiones del caso 6 isotérmico con el método analítico y el coeficiente de resistencia de Darby.

Tramos	1-2	2-3	3-4	4-5	3-6	6-8	6-7
Presión aguas abajo, P2 (barg)	0.0453	0.051	0.139	0.178	0.139	0.346	0.346
Presión aguas arriba, P1 (barg)	0.051	0.139	0.178	0.292	0.346	0.454	0.394
ΔP (bar)	0.006	0.088	0.039	0.114	0.206	0.109	0.049
Contrapresión (%)	-	-	-	0.97	-	-	1.31
				F1060		F3011	

Tabla 5.6.2. (Continuación) Resultados de las contrapresiones del caso 6 isotérmico con el método analítico y el coeficiente de resistencia de Darby.

Tramos	7-9	9-10	10-12	10-11	11-13	13-14
Presión aguas abajo, P2 (barg)	0.394	0.442	0.985	0.448	0.450	2.549
Presión aguas arriba, P1 (barg)	0.442	0.448	5.997	0.450	0.988	14.006
ΔP (bar)	0.048	0.006	5.012	0.002	0.538	11.457
Contrapresión (%)	-	-	29.99	-	-	58.4
			Y 6510 A/B			Y 3925

En la siguiente página se encuentra el diagrama de flujo del caso 6.



LEYENDA	
SP=31 barg	Presión de tarado
14.6%	$\frac{\text{Contrapresión total}}{\text{Presión de tarado}} \times 100$

UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI			
TFGEQ 1801			
Diagrama de flujo		DÍA	NOMBRE
CASO 6	Dibujado	20/10/17	P. Fandiño
	Corregido	15/11/17	P. Fandiño
	Aprobado	30/12/17	S. Aranda

5.6.3. Simulador *Aspen Flare System Analyzer*®

En las tablas 5.6.3 a 5.6.5 se hallan los resultados con el simulador del caso 6.

Tabla 5.6.3. Resultados simulador isotérmico con el coeficiente de resistencia de Darby.

Tramo	Presión aguas arriba. P1 (barg)	Presión aguas abajo. P2 (barg)	ΔP (bar)	Contrapresión (%)
Pipe1-2	0.0513	0.0453	0.006	
Pipe2-3	0.141	0.0513	0.090	
Pipe3-4	0.191	0.149	0.042	
Pipe4-5	0.339	0.191	0.147	
Pipe6-7	0.471	0.419	0.053	
Pipe6-8	0.551	0.420	0.132	
Pipe10-11	0.988	0.986	0.002	
Pipe7-9	0.979	0.487	0.492	
Pipe9-10	0.984	0.979	0.005	
Pipe11-13	1.526	0.988	0.538	
Pipe10-12	6.937	0.986	5.951	34.69
Pipe13-14	14.19	1.526	12.66	59.12
Pipe3-6	0.387	0.148	0.239	

Tabla 5.6.4. Resultados simulador adiabático con el coeficiente de resistencia de Darby.

Tramo	Presión aguas arriba. P1 (barg)	Presión aguas abajo. P2 (barg)	ΔP (bar)	Contrapresión (%)
Pipe1-2	0.0512	0.0453	0.006	
Pipe2-3	0.140	0.0512	0.089	
Pipe3-4	0.190	0.148	0.042	
Pipe4-5	0.334	0.190	0.145	
Pipe6-7	0.465	0.413	0.052	
Pipe6-8	0.544	0.414	0.130	
Pipe10-11	0.970	0.969	0.002	
Pipe7-9	0.962	0.481	0.481	
Pipe9-10	0.966	0.962	0.005	
Pipe11-13	1.501	0.970	0.531	
Pipe10-12	6.824	0.969	5.856	34.12
Pipe13-14	14.01	1.501	12.50	58.36
Pipe3-6	0.382	0.146	0.235	

Tabla 5.6.5. Resultados simulador bifásico con el coeficiente de resistencia de Darby.

Tramo	Presión aguas arriba. P1 (barg)	Presión aguas abajo. P2 (barg)	ΔP (bar)	Contrapresión (%)
Pipe1-2	0.04852	0.0453	0.003	
Pipe2-3	0.0976	0.0485	0.049	
Pipe3-4	0.140	0.102	0.038	
Pipe4-5	0.273	0.140	0.133	
Pipe6-7	0.234	0.220	0.014	
Pipe6-8	0.358	0.225	0.132	
Pipe10-11	0.516	0.515	0.001	
Pipe7-9	0.509	0.238	0.272	
Pipe9-10	0.513	0.509	0.004	
Pipe11-13	0.958	0.516	0.442	
Pipe10-12	4.229	0.514	3.715	21.14
Pipe13-14	10.35	0.958	9.395	43.14
Pipe3-6	0.209	0.101	0.108	

En la siguiente hoja se presenta el diagrama de simulación del caso 6 con *Aspen Flare System Analyzer*®.

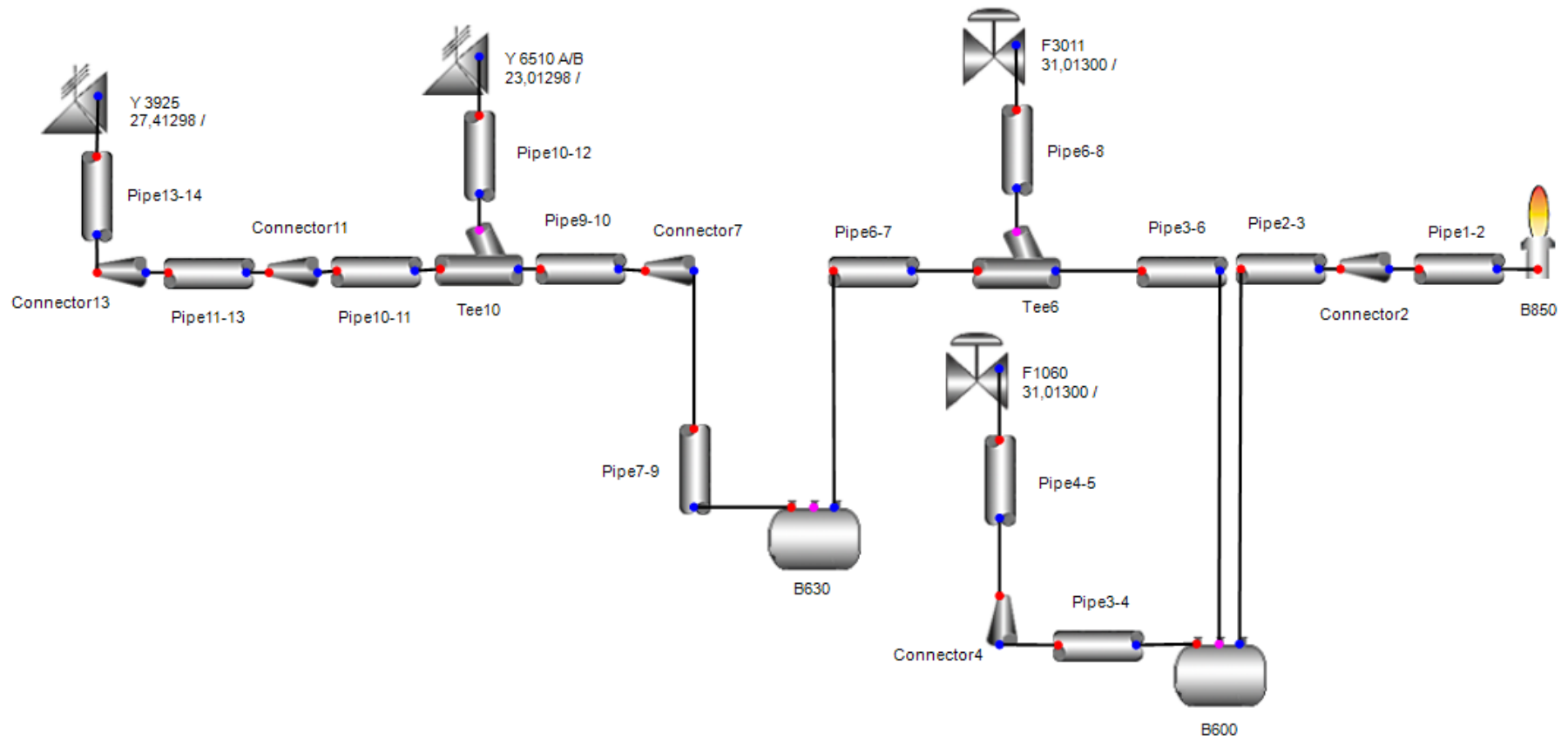


Figura 5.6.2. Diagrama de simulación del caso 6 en *Aspen Flare System Analyzer*®.

5.6.4. Comparación de los resultados

La tabla 5.6.6 contiene un resumen de las caídas de presión (ΔP en bar) de todos los anteriores métodos.

Tabla 5.6.6. Comparación de los resultados de cada método por secciones.

Tramos	1-2	2-3	3-4	4-5	3-6	6-8	6-7
Mét. Darbv Isotérmico	0.006	0.088	0.039	0.114	0.206	0.109	0.049
Aspen Isotérmico v0.1	0.006	0.090	0.042	0.147	0.239	0.132	0.053
Aspen Adiabático v0.1	0.006	0.089	0.042	0.145	0.235	0.130	0.052
% iso>adia (máx. 8%)	1.0	1.1	1.1	1.8	1.8	1.5	1.4
Aspen Bifásico v0.2	0.003	0.049	0.038	0.133	0.108	0.132	0.014

Tabla 5.6.6. (Continuación) Comparación de los resultados de cada método por secciones.

Tramos	7-9	9-10	10-12	10-11	11-13	13-14
Mét. Darbv Isotérmico	0.048	0.006	5.012	0.002	0.538	11.457
Aspen Isotérmico v0.1	0.492	0.005	5.951	0.002	0.538	12.664
Aspen Adiabático v0.1	0.481	0.005	5.856	0.002	0.531	12.505
% iso>adia (máx. 8%)	2.4	1.2	1.6	0.6	1.4	1.3
Aspen Bifásico v0.2	0.272	0.004	3.715	0.001	0.442	9.395

5.7. Análisis de resultados

En cuanto al estudio de los resultados se han tenido presente una serie de consideraciones que se debían cumplir en su pluralidad:

- Con el método de Crane se tienen que obtener coeficientes de resistencia más altos, por lo tanto, las pérdidas de carga más altas. Con esto se demuestra que es el método más conservador de los tres estudiados.
- El método isotérmico debía ser mayor que el adiabático como máximo un 8% (Mak, 1978) de las pérdidas de carga.
- Los procedimientos isotérmicos (analítico y con simulador) deben asemejarse en la medida de lo posible.
- El método bifásico tiene que tener menor caída de presión que todos los otros métodos mencionados anteriormente.
- No es recomendable rebasar el porcentaje de contrapresión de las válvulas (15%).

A partir de los resultados de las pérdidas de carga teniendo en cuenta los tres métodos de cálculo de los coeficientes de resistencia, se observa que no hay casi diferencia, ya que las pérdidas de carga son muy similares. De todos modos, con el método de Darby se obtienen pérdidas de carga ligeramente menores que con los otros, lo cual indica que es el menos conservador. Contrariamente, con el método de Crane se obtienen los datos más conservadores. Por esta razón, se concluye que el método de Darby es el más real y el que se utiliza en el cálculo de los coeficientes para cada uno de los casos de estudio.

Dejando a un lado el último punto, en los casos 1,2,3 y 6 se cumplen todos los requisitos de manera satisfactoria. Para los casos 4 y 5 se presentan dificultades a la hora de cumplir con las condiciones.

Un asunto a destacar es que en los casos 5 y 6 existen tramos en los que el flujo se divide y posteriormente se vuelve a unir. En el software *Aspen Flare System Analyzer*® no ha sido posible realizar estas ramificaciones por lo que, se ha optado por proyectar ese caudal en un único tubo generando una caída de presión superior al método analítico.

Volviendo al punto final de la contrapresión, los casos 1 y 2 cumplen el objetivo únicamente para el método bifásico. En el caso 3 ninguno de los métodos excede del 15%. Para el resto de los casos, en todos los procedimientos supera el límite con creces. Como consecuencia de estos resultados se han elaborado unas mejoras para el funcionamiento adecuado del sistema de antorcha señaladas en el próximo apartado.

5.8. Modificaciones del diseño original

De los datos reproducidos por el simulador *Aspen Flare System Analyzer*® para el método bifásico de la instalación original, se han hecho pruebas de ajuste para evitar anomalías en el proceso como excesos del 15% en las contrapresiones de algunas válvulas, Mach por encima del límite recomendado o regímenes de flujo no deseados. La solución más inmediata a estos dilemas ha sido la sustitución de algunas de las secciones de los conductos por otros con un diámetro mayor aunque, no en todos los casos ha sido suficiente, por lo que se ha optado por intercambiar las válvulas convencionales ya existentes a válvulas balanceadas o de fuelle como último recurso.

La presentes tablas 5.8.1 a 5.8.6 muestran el resultado de todas las modificaciones realizadas únicamente para los tramos dónde era necesario. La columna BP hace referencia a la contrapresión.

Tabla 5.8.1. Caso 1: PP III - Fuego en la zona de destilación cota 0.0m.

	Tramo	No. Mach	BP (bar)	Régimen	Schedule	Pulgadas
Diseño inicial	12-16	-	2.812	Slug/Slug	40	4"
	13-17	-	4.349	-	40	6"
	14-18	-	3.607	-	20	8"
	15-19	-	5.165	-	40	4"
	20-23	0.718	6.586	Slug/Annular	40	6"
Diseño final	12-16	-	2.393	Wave/Wave	40	6"
	13-17	-	3.179	-	40	8"
	14-18	-	2.560	-	40	18"
	15-19	-	3.726	-	40	5"
	20-23	0.408	3.982	Wave/Annular	40	8"

Tabla 5.8.2. Caso 2: PP III - Fuego en la zona de polimerización cota 0.0m.

	Tramo	No. Mach	BP (bar)	Válvula	Schedule	Pulgadas
Diseño inicial	17-19	1.000	8.941	-	40	1"
	4-11	0.764	3.569	Convencional	160	2.5"
Diseño final	17-19	0.370	3.476	-	40	2.5"
	4-11	0.439	2.499	Balanceada	160	3"

Tabla 5.8.3. Caso 3: PP III - Fuego en la zona de polimerización cota 9.5m.

	Tramo	No. Mach	BP (bar)	Schedule	Pulgadas
Diseño inicial	16-17	0.530	-	40	4"
	18-19	-	5.544	40	6"
	10-11	-	5.560	40	6"
Diseño final	16-17	0.328	-	40	5"
	18-19	-	3.513	40	8"
	10-11	-	3.501	40	8"

Tabla 5.8.4. Caso 4: PP II - Fuego en la zona de purificación de materias primas cota 0.0m.

	Tramo	No. Mach	BP (bar)	Régimen	Válvula	Schedule	Pulgadas
Diseño inicial	25-30	-	13.324	Slug/Slug	Convencional	160	2.5"
	24-25	-	-	Slug/Slug	-	40	3"
	28-29	0.967	32.633	-	Convencional	40	1"
	26-27	-	10.543	-	Convencional	40	3"
	31-32	-	19.976	Slug/Bubble	Convencional	40	3"
	17-22	-	11.341	Slug/Annular	Convencional	160	2.5"
	16-17	-	-	Slug/Slug	-	40	4"
	15-16	-	-	Slug/Slug	-	40	6"
	15-21	-	14.370	Slug/Annular	Convencional	160	2"
	14-15	-	-	Slug/Slug	-	40	6"
	14-20	-	10.452	Slug/Annular	Convencional	160	2.5"
	13-14	-	-	Slug/Slug	-	40	6"
	13-19	-	10.330	Slug/Annular	Convencional	160	2.5"
	12-13	-	-	Slug/Slug	-	40	6"
	12-18	-	16.480	Slug/Slug	Convencional	40	1"
	9-12	-	-	Slug/Slug	-	40	6"
	Diseño final	25-30	-	10.856	Stratified	Balanceada	40
28-29		0.404	14.640	-	Convencional	40	1.5"
26-27		-	10.317	-	Balanceada	40	3"
31-32		-	15.717	Wave/Bubble	Balanceada	40	3.5"
17-22		-	8.634	Stratified	Balanceada	40	8"
16-17		-	-	Stratified	-	40	8"
15-16		-	-	Stratified	-	40	8"
15-21		-	8.632	Stratified	Balanceada	40	8"
14-15		-	-	Wave/Wave	-	40	10"
14-20		-	8.662	Wave/Wave	Balanceada	40	5"
13-14		-	-	Wave/Wave	-	40	10"
13-19		-	8.657	Wave/Wave	Balanceada	40	5"
12-13		-	-	Wave/Wave	-	40	12"
12-18	-	8.920	Wave/Wave	Balanceada	40	2.5"	
9-12	-	-	Wave/Wave	-	40	12"	

Tabla 5.8.5. Caso 5: PP II - Fuego en la zona de polimerización cota 9.35m.

	Tramo	No. Mach	BP (bar)	Régimen	Válvula	Schedule	Pulgadas
Diseño inicial	19-20	1.000	10.943	Slug/Annular	-	160	2.5"
	11-12	1.000	11.118	Slug/Annular	-	160	2.5"
	10-13	1.000	422.05	-	-	40	1"
	7-8	-	7.154	-	Convencional	40	3"
	6-7	0.944	-	-	-	40	3"
Diseño final	19-20	0.478	3.966	Annular	-	40	3.5"
	11-12	0.485	3.848	Annular	-	40	3.5"
	10-13	0.491	2.745	-	-	40	2"
	7-8	-	4.748	-	Balanceada	40	3"
	6-7	0.548	-	-	-	40	4"

Tabla 5.8.6. Caso 6: PP II - Fuego en la zona de destilación cota 0.0m.

	Tramo	No. Mach	BP (bar)	Régimen	Schedule	Pulgadas
Diseño inicial	13-14	1.000	11.366	Slug/Annular	160	2"
	10-12	0.873	5.242	Slug/Annular	40	6"
Diseño final	13-14	0.356	3.096	Annular/Annular	40	3"
	10-12	0.318	2.107	Wave/Wave	40	10"

Para disminuir el número de Mach y mejorar el régimen de flujo de cada tramo, se han tenido que modificar los diámetros de las tuberías. Por otro lado, para que las válvulas pudieran hacer frente a la contrapresión en los ramales, se han tenido que sustituir las anteriores válvulas por unas válvulas balanceadas.

6. MANUAL DE MANTENIMIENTO

En este apartado se explica un ejemplo del mantenimiento a seguir para un determinado equipo. El mantenimiento de equipos tales como el separador de líquidos B851 se rige por la normativa *RD 2060/2008 Reglamento de equipos a presión ITC EP 3 Refinerías de petróleo y plantas petroquímicas* (Ref. 19) para la que se establecen los niveles de inspección y las pruebas asignadas a los mismos así como su regularidad.

Este método se inicia por medio de la presión máxima admisible con la expresión 6.1.

$$P_{\text{máx}} = P_d \cdot 1.5 \quad (6.1)$$

Una vez conocido dicho valor, es necesario saber el potencial de riesgo dónde el producto de la presión (bar) por el volumen V (m³) del recipiente definirá el potencial (artículo 3 del reglamento) mediante la ecuación 6.2.

$$\text{Potencial } n^{\circ} = P_{\text{máx}} \cdot V \quad (6.2)$$

- Potencial 1: Mayor o igual a 1.000.
- Potencial 2: Mayor o igual a 300 y menor de 1.000.
- Potencial 3: Mayor o igual a 25 y menor de 300.
- Potencial 4: Mayor o igual a 10 y menor de 25.
- Potencial 5: Menor de 10.

Dependiendo del tipo de fluido almacenado en el recipiente se seleccionará el grupo perteneciente:

- Grupo 1.1: Fluidos inflamables en forma de vapores, líquidos, gases y sus mezclas, a temperatura máxima de servicio T_{ms} igual o superior a 200°C; gases o líquidos clasificados como muy tóxicos e hidrógeno a cualquier temperatura en concentraciones superiores al 75% en volumen.
- Grupo 1.2: Otros fluidos peligrosos incluidos en el grupo 1 del artículo 9 del Real Decreto 769/1999, de 7 de mayo y que no se clasifiquen en el grupo anterior.
- Grupo 2.1: Gases no peligrosos incluidos en el grupo 2 del artículo 9 del Real Decreto 769/1999, de 7 de mayo (vapor de agua, gases inertes, inocuos, aire,...).

- Grupo 2.2: Otros fluidos no peligrosos que no se clasifiquen en el grupo anterior.

Es necesario tener en cuenta que no solo se realizará el mantenimiento del equipo sino que también el de su encamisado. Por tanto, se tiene en cuenta el grupo 1.2 para el propileno y el grupo 2.1 para el vapor de agua.

A través del grupo y el potencial de riesgo del recipiente y del encamisado se catalogan posteriormente como las siguientes clases que se pueden ver en la tabla 6.1.

Tabla 6.1. Clasificación del recipiente.

Potencial de riesgo	Característica del fluido			
	1.1	1.2	2.1	2.2
1	Clase 1	Clase 1	Clase 1	Clase 2
2	Clase 1	Clase 2	Clase 2	Clase 3
3	Clase 2	Clase 3	Clase 3	Clase 4
4	Clase 3	Clase 4	Clase 4	Clase 5
5	Clase 4	Clase 5	Clase 5	Clase 5

Finalmente, de esta clasificación se deriva a la tabla 6.2 dónde se delimita según la clase, la periodicidad de las inspecciones (artículo 6). En el caso del equipo B851, se le atribuye clase 3 y a su encamisado, clase 5.

Tabla 6.2. Nivel de inspección del recipiente.

AGENTE Y PERIODICIDAD DE LAS INSPECCIONES PERIÓDICAS DE RECIPIENTES			
Clasificación del recipiente (art. 3.3)	Nivel de inspección (Anexo)		
	A	B	C
Clase 1	Inspector propio 4	O.C.A. 6 años	O.C.A. 12 años
Clase 2	Inspector propio 4	O.C.A. 8 años	O.C.A. 16 años
Clase 3	Inspector propio 6	Inspector propio 10	No requiere
Clase 4	Inspector propio 6	Inspector propio 12	No requiere
Clase 5	Inspector propio 8	No requiere	No requiere

Dónde la columna A denomina la inspección exterior, la columna B la inspección interior y la columna C reseña la prueba hidráulica. Cada nivel de inspección decretará además el tipo de pruebas a efectuar:

1. Nivel A: Inspección en servicio.

Se basa, mínimo, en una revisión de los documentos del equipo y una inspección visual de las partes sometidas a presión, accesorios de seguridad, condiciones reglamentarias y dispositivos de control. No será necesario retirar el calorifugado. Si se comprueba algún posible deterioro de la instalación, se realizará una inspección de nivel B. La inspección de nivel A la realizará la empresa instaladora de la categoría específica del equipo o el fabricante o usuario. Posteriormente mediante ultrasonido se comprobará el espesor del equipo y otros sondeos no destructivos requeridos.

2. Nivel B: Inspección fuera de servicio

Consta, al menos, de un reconocimiento de nivel A y una inspección visual íntegra de las partes sometidas a esfuerzos mayores y corrosión y una comprobación de los espesores con ultrasonido en las zonas sometidas a presión. Si existen anomalías, se permite realizar ensayos no destructivos. Si no se pueden llevar a cabo las acciones anteriores, se permite una prueba de presión u otros exámenes que certifiquen la solidez de las mismas. Si dispone de calorifugado, no será necesario retirarlo enteramente, es suficiente comprobar en las aberturas que puedan presentar problemas de corrosión, erosión,...

3. Nivel C: Inspección fuera de servicio con prueba de presión.

Consistirá, como mínimo, en una inspección de nivel B y una prueba de presión hidrostática, en las mismas condiciones a las de la primera prueba o la indicada en el etiquetado expresado en el apartado 3.3 del anexo I del Real Decreto 769/1999, de 7 de mayo, o alguna prueba similar a ésta indicada expresamente por el fabricante. Los equipos sometidos a vacío quedan exentos de esta prueba. Para el resto, el trámite se iniciará comprobando que las estructuras y las fundaciones que sustenten el equipo pueden resistir la carga a la que se someten. El personal deberá mantenerse alejado en la prueba realizada en las tapas, fondos y piezas con rosca. Durante el llenado de agua se preservará el venteo del circuito para prevenir bolsas de aire/vapor.

Tabla 6.3. Clasificación atribuida a cada parte del *knockout drum* B851.

	$P_{\text{máx}}$ (bar)	V (m^3)	Potencial	Grupo	Clase
B851	4.5	28.5	3	1.2	3
Camisa del B851	4.5	1.06	5	2.1	5

7. MANUAL DE OPERACIÓN

En este manual se explican los procedimientos de instalación, puesta en marcha, encendido, funcionamiento y apagado de la antorcha. Estas instrucciones son muy importantes para el personal de planta y de mantenimiento, el cual tiene que conocerlas perfectamente. Toda la información que se presenta a continuación es facilitada por la empresa italiana ITAS (Ref. 11).

7.1. Instalación

La instalación de los equipos, de las tuberías y del cableado serán llevadas a cabo según las prescripciones de la Legislación Española. Para efectuar el montaje de la instalación de la antorcha, se deberá seguir el siguiente procedimiento:

1. Todos los embalajes deberán ser colocados en un depósito de acuerdo a las instrucciones correspondientes (se recomienda que el panel de encendido y apagado se almacene en un depósito donde haya circulación de aire).
2. En caso de que surja algún problema de acoplamiento o alineación con alguna de las partes, contactar con el administrador de éstas antes de realizar cualquier modificación o alteración de los equipos.

Luego de la instalación correcta de todos los equipos y la verificación de todas las conexiones mecánicas y eléctricas, será necesario realizar las siguientes tareas para la preservación de la instalación antes de su puesta en marcha:

- Las conexiones deben ser protegidas con grasa con siliconas y deben ser selladas.
- Todos los componentes eléctricos, los instrumentos, etc., deben ser protegidos con polietileno.
- Todas las bridas deben ser revestidas con un inhibidor de oxidación y encerradas en un disco metálico completo hasta el momento de su conexión definitiva.

7.2. Verificaciones preliminares a la puesta en marcha

Luego del montaje de la instalación, antes de la puesta en marcha deben llevarse a cabo algunas verificaciones. En primer lugar, hay que realizar una verificación del P&ID para conseguir que el personal operativo adquiera familiaridad con los equipos. En segundo lugar, hay que realizar una verificación mecánica para asegurarse de que todos los equipos funcionen correctamente antes de la puesta en marcha.

Seguidamente, se enumeran los pasos a seguir para llevar a cabo la verificación mecánica:

1. Verificar la instalación de todos los componentes (también componentes eléctricos).
2. Comprobar que todas las tuberías están secas y sin suciedad antes de conectar la alimentación del gas piloto.
3. Verificar que las válvulas de drenaje y las válvulas manuales del sistema de gas piloto están cerradas.
4. Abrir el interruptor general de la instalación y verificar que todos los instrumentos estén cableados correctamente.
5. Verificar que las válvulas estén engrasadas y que los set-point estén regulados correctamente.
6. Verificar que la guardia hidráulica esté limpia y que no haya ningún material extraño en su interior. Además, asegurarse de que el agua fluye fácilmente.
7. Verificar que el vapor sea alimentado correctamente.

7.3. Puesta en marcha

Seguidamente, se enumeran los pasos a seguir para llevar a cabo la puesta en marcha de la instalación de la antorcha, después de las verificaciones necesarias.

1. Asegurarse de que todo el personal haya evacuado el área de la antorcha y que todas las alimentaciones estén disponibles.
2. Iniciar la alimentación vapor, purgando las líneas de vapor dejando que éstas se calienten. Luego, cerrar el vapor y repetir el procedimiento, consiguiendo que las líneas queden limpias.
3. Activar la conexión de ingreso de vapor al cabezal de la antorcha, dejando pasar el vapor por el colector lentamente para no provocar un choque térmico excesivo.
4. Hacer aumentar lentamente la presión del vapor hasta la deseada y dejarlo fluir 5 minutos antes de cerrarlo. Repetir el procedimiento elevando la presión lentamente otra vez.
5. Probar los pilotos y sistemas de encendido según las instrucciones
6. Efectuar la regulación de la presión del gas y el aire.

7. Llenar con agua la guardia hidráulica y asegurarse de que el agua alcance el nivel requerido. Dejar pasar vapor lentamente y verificar el aumento de la temperatura del agua.
8. Introducir gas inerte en la conexión con la guardia hidráulica y expulsar el aire. Dejar pasar un tiempo.
9. Volver a encender los pilotos mientras se mantiene el gas inerte. Dejar pasar un tiempo hasta que presenten una llama estable.
10. Poner en funcionamiento la antorcha.

7.4. Instrucciones de encendido

En este apartado se explicará el encendido detallado del frente de llama y algunas recomendaciones antes de poner en funcionamiento la instalación.

Respecto al encendido del frente de llama, hay que seguir el procedimiento detallado seguidamente:

1. Poner la válvula de tres vías en la posición requerida.
2. Abrir el drenaje en la línea elegida y abrir la válvula del gas. Asegurarse de que el gas fluye a través de la línea.
3. Cerrar el drenaje y la válvula de gas.
4. Proveer energía al panel de encendido. Pulsando el panel de encendido, verificar que se obtenga una buena chispa. Si no se produjera, la causa más probable es un exceso de humedad en el dispositivo de encendido. Permitir que pase sólo aire seco para eliminar toda la humedad.
5. Abrir la válvula de gas hacia los pilotos y hacia el panel. Esperar a que la mezcla de gas alcance el piloto antes de presionar el pulsador de encendido. Luego de haber presionado el pulsador, el piloto debería encenderse.
6. Para verificar el encendido, cerrar la válvula de aire y aumentar la presión del gas. Esto debería generar una llama visible. Si no es así, podría ser que la mezcla de aire y gas no sea la correcta.
7. Cuando el encendido se produce, elegir otro piloto mediante la válvula de tres vías. La presión del aire y del gas permanece igual que el anterior piloto.

7.5. Funcionamiento normal

Ninguna operación particular se requiere durante el funcionamiento de la antorcha. Verificar simplemente cada 5 meses los instrumentos en el panel de control. En el caso que se notara salir humo de la antorcha, esto podría ser debido a una variación del gas que se debe quemar en la antorcha y del peso molecular. Si es posible, aumentar el gasto del vapor para obtener una combustión completa y eliminar el humo.

En caso de la ausencia de una o más señales rojas indicando que uno o más pilotos están apagados, se debe volver a encender según las instrucciones para el encendido.

El nivel de agua en la guardia hidráulica está establecido por un sistema de sifón. Una señal luminosa permite que el operador verifique el nivel de líquido para que pueda intervenir en caso de variación.

7.6. Apagado

Para el apagado normal de la instalación, seguir los siguientes pasos:

1. Asegurarse de que no haya gas en la instalación y que sólo estén funcionando los pilotos y el vapor.
2. Detener los pilotos actuando sobre las válvulas manuales de las líneas de los pilotos.
3. Detener el vapor actuando sobre la válvula manual general.
4. Cerrar todas las válvulas de la instalación.
5. Cerrar el interruptor general.

8. MANUAL DE SEGURIDAD

En este apartado se presenta el HAZOP de la red de antorcha, el cual es una técnica de identificación de riesgos basada en la suposición de que los accidentes se producen como consecuencia de una desviación de las variables de proceso con respecto de los parámetros normales de operación.

La técnica consiste en analizar sistemáticamente las causas y las consecuencias de unas desviaciones de las variables de proceso, planteadas a través de unas palabras guía.

Algunas de las palabras guía presentes normalmente en este estudio, no aplican en este caso. Seguidamente, se presenta la palabra guía que no afectan y la razón de cada una.

- No flujo de alimentación: No aplica ya que el estado normal de los separadores y de la antorcha es de parada y, en caso de algún accidente, las válvulas de seguridad abren dejando paso al flujo de propileno gas.
- Más flujo de alimentación: No aplica ya que el diseño de los separadores y de la antorcha se ha llevado a cabo con el flujo máximo posible. Por lo tanto, el diseño es inherentemente seguro.
- Más presión: No aplica ya que no es posible una presurización de los separadores ni de la antorcha porque se encuentran en contacto con la atmósfera. Si hubiera una válvula después de los separadores, esta variable aplicaría.
- Menos presión: No aplica ya que no es posible una despresurización de los separadores ni de la antorcha porque se encuentran en contacto con la atmósfera. Si hubiera una válvula después de los separadores, esta variable aplicaría.
- Más temperatura: No aplica ya que el diseño de los separadores y de la antorcha se ha llevado a cabo con la temperatura máxima posible del flujo de propileno gas.
- Menos temperatura: No aplica ya que en el estado normal de parada, no hay paso de flujo de propileno gas y el sistema presenta temperatura ambiente.

Tabla 8.1. HAZOP del sistema de antorcha.

Nudo	Palabra Guía	Desviación	Posibles causas	Consecuencias	Salvaguardas	Acciones a tomar	Comentarios
Sistema de la antorcha B850	Más	Más nivel en B851	<ul style="list-style-type: none"> - Fallo indicador nivel alto L1003/L1004. - No flujo de vapor. 	<ul style="list-style-type: none"> - Inundación del separador B851. Llega a la antorcha B850 el propileno a -35°C. - Obturación de la antorcha. - Arrastre de líquido a la cabeza de la antorcha. 	Enclavamiento de temperatura		
		Más nivel en B600	<ul style="list-style-type: none"> - Fallo indicador nivel alto L1001/L1002. - No flujo de vapor. 	<ul style="list-style-type: none"> - Inundación del separador B600. Llega a la antorcha B850 el propileno a -35°C. - Obturación de la antorcha. - Arrastre de líquido a la cabeza de la antorcha. 	Enclavamiento de temperatura		
		Más nivel en B850	<ul style="list-style-type: none"> - Fallo indicador nivel alto L1005. - No flujo de vapor. - Más flujo de agua de refrigeración. 	<ul style="list-style-type: none"> - Inundación de la antorcha hasta que el líquido sale por arriba. - Explosión. 	Cuello de cisne.		

Nudo	Palabra Guía	Desviación	Posibles causas	Consecuencias	Salvaguardas	Acciones a tomar	Comentarios
	Menos	Menos nivel en B851	- No aplica.				
		Menos nivel en B600	- No aplica.				
		Menos nivel en B850	- Fallo indicador nivel bajo L1006. - No flujo de agua de refrigeración.	- La antorcha se llena de aire con posibilidad de explosión. - Puede haber retroceso del aire de la atmósfera.	Sello molecular.		
	Inverso	Flujo inverso	- Aire atmósfera en retroceso hacia la antorcha (ver menos nivel en B850).				
No	No utilities	- Fallo energía eléctrica	- Las luces de señalación de la antorcha se apagan. - Peligro de choque de un avión.				

Nudo	Palabra Guía	Desviación	Posibles causas	Consecuencias	Salvaguardas	Acciones a tomar	Comentarios
			- Fallo agua de refrigeración	- No flujo continuo de agua en la parte de abajo de la antorcha B851 (ver menos nivel en B851).			
			- Fallo vapor de agua	- No evaporación de líquido en B600 (ver más nivel en B600). - No evaporación de líquido en B850 (ver más nivel en B850). - No combustión completa en la antorcha (humo).			
			- Fallo nitrógeno	- No purga del sistema.			
			- Fallo aire de instrumentos	- No encendido de los pilotos.			

9. ESTUDIO MEDIOAMBIENTAL

En esta sección, se ha querido destacar el equipo principal del sistema, la antorcha. Las antorchas son mecanismos de seguridad que tienen la finalidad de mitigar las emisiones de gases a la atmósfera.

El tipo de antorcha usada en este proyecto es el más habitual en la industria, la antorcha elevada, que se emplea para grandes descargas por diversos motivos y que resulta ser la más económica.

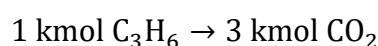
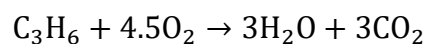
Puesto que es ineludible que en algún momento se deba evacuar uno o más equipos de un proceso frente a una situación de emergencia o incidente, se debe hacer seguro en la medida de lo posible y de manera medioambientalmente propicia. Una forma factible es inyectar vapor, el cual además favorece la combustión, y gas en los mecheros obstaculizando la entrada de aire a través de la antorcha evitando fallos en el sistema.

Si la antorcha es suficientemente eficaz, se puede llegar a alcanzar un 98% de conversión a CO₂, siendo el 1.5% restante CO y el resto, el gas de entrada no convertido (Ref. 28).

En vista de que este dispositivo está contemplado por la legislación medioambiental se ha sometido a estudio para resolver algunos aspectos relevantes.

9.1. Emisión de CO₂

La emisión de contaminantes es la traza más evidente de las antorchas. Con motivo de esto, se ha propuesto una estimación de la cantidad de CO₂ que emana una vez al año durante una hora y con un caudal máximo para el caso dimensionante. Se asume, además, que la combustión es completa y únicamente se forma dióxido de carbono y agua. Para un caudal de propileno de 145,500 kg/h:



$$145,500 \frac{\text{kg C}_3\text{H}_6}{\text{h}} * \frac{1 \text{ kmol C}_3\text{H}_6}{42.08 \text{ kg C}_3\text{H}_6} * \frac{3 \text{ kmol CO}_2}{1 \text{ kmol C}_3\text{H}_6} * \frac{44.01 \text{ kg CO}_2}{1 \text{ kmol CO}_2} * \frac{1 \text{ Ton}}{1,000 \text{ kg}} = 457 \text{ Ton CO}_2/\text{h}$$

9.2. Dispersión de gases combustibles

Llegado el momento del accionamiento del sistema, puede suceder que los mecheros no funcionen al inicio o que durante la quema de gases, éstos se detengan. En este punto, se produciría una fuga incontrolada de propileno, dando lugar a zonas con atmósfera explosiva. Por esta razón, es conveniente realizar un estudio de la dispersión del propileno. Es importante destacar que a mayor altura de la antorcha se producirá una mejor difusión del gas. En el momento en que estos agentes lleguen al nivel del suelo, existirán puntos donde la mezcla de gas y aire se encuentren dentro del rango de explosividad entre el límite inferior (LIE) y superior (LSE). De ser así, una fuente de calor o una chispa producida por algún equipo, herramienta o maquinaria podría provocar estragos en los alrededores. El propileno se extendería a través de la antorcha en forma de penacho por lo que se valorará primeramente la elevación de la pluma y posteriormente, la dispersión del gas (Ref. 10).

En la tabla que aparece a continuación, se muestran los valores de partida para los cálculos:

Tabla 9.1.1. Datos iniciales.

Descripción	Valor	Descripción	Valor
Diámetro interno, d (m)	0.64	Altura de la antorcha, H (m)	67.4
Presión atmosférica, P _{atm} (mbar)	1,013	Coefficiente exponencial urbano, p	0.25
Temperatura del gas, T _s (K)	351	Factor categoría D	1.00
Temperatura ambiental, T _A (K)	293	Caudal propileno, Q _{gas} (kg/s)	40.4
Velocidad de salida del gas, V _s (m/s)	84.1	Límite inferior explosividad, LIE (g/m ³)	35.0
Velocidad del viento a 10m, U _w (m/s)	9.00	Límite superior explosividad, LSE (g/m ³)	210

La velocidad del viento U_w normalmente se mide a 10 m pero, para saber la velocidad en el extremo de la antorcha (U_H) se emplea la expresión:

$$U_H = U_w \cdot \left(\frac{H}{10}\right)^p \quad (9.1.1)$$

Con este valor, ya se puede entonces conocer con la fórmula 9.1.2 la elevación de la pluma:

$$\Delta h' = \frac{V_s \cdot d}{U_H} \cdot \left(1.5 \cdot 2.68 \cdot 10^{-3} \cdot P_{atm} \cdot d \cdot \frac{T_s - T_A}{T_s}\right) \quad (9.1.2)$$

El resultado de la elevación se deberá corregir con un factor de corrección dependiendo de la categoría de estabilidad, en este caso categoría D (neutro para la velocidad del viento y estabilidad atmosférica):

$$\Delta h = \Delta h' \cdot \text{Factor categoría D} \quad (9.1.3)$$

Como para esta categoría el factor corrector es 1, el valor final no se verá afectado.

Acto seguido, se halla la altura efectiva H_E de la fuente de emisión:

$$H_E = \Delta h + H \quad (9.1.4)$$

En la tabla 9.1.2 se muestran los datos obtenidos.

Tabla 9.1.2. Elevación del penacho y altura efectiva de la antorcha.

Δh (m)	H_E (m)
6.60	74.0

Ahora solo queda calcular la difusión de los gases mediante el modelo de distribución normal o Gaussiano para el caso específico de un penacho procedente de una fuente puntual continua a nivel del suelo ($z=0$) en sin desviación horizontal ($y=0$) para comprobar la concentración de propileno. Debido a que este ejemplo puede resultar complicado de visualizar, se expone una representación de los ejes para hacerlo más entendible:

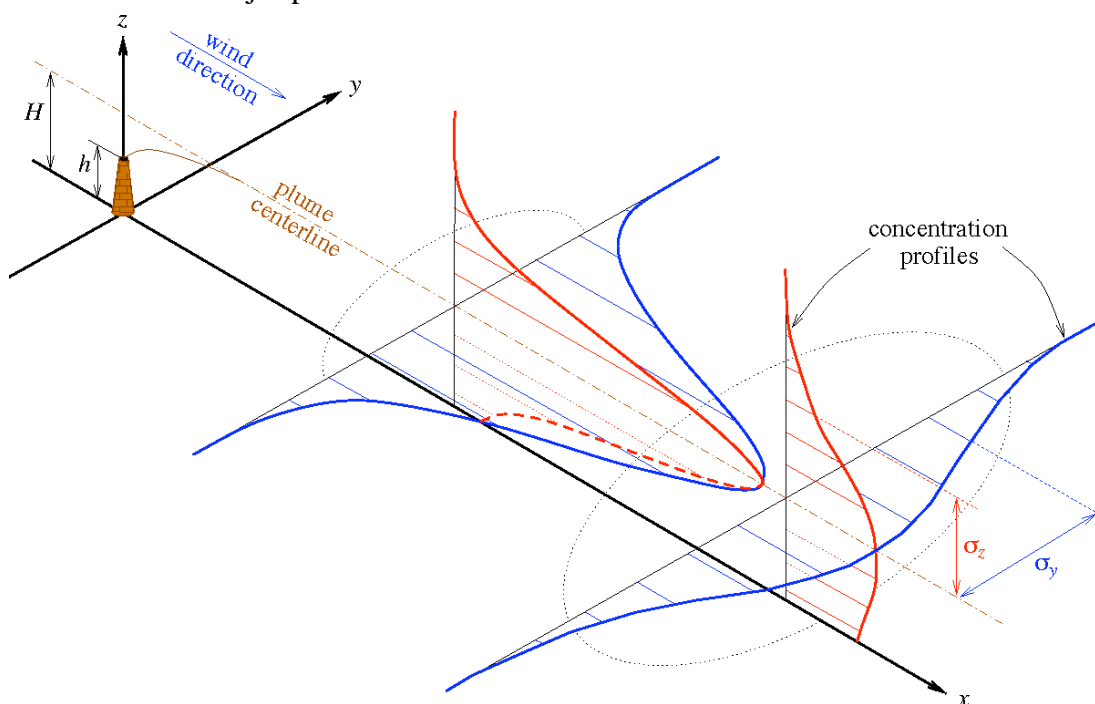


Figura 9.1.1. Esquema de los ejes y la distribución Gaussiana que puede trazar un penacho.

Por consiguiente, se calcula la concentración con la fórmula 9.1.5 en función de los ejes para dicho caso específico:

$$C(x, y, z) = \frac{Q_{\text{gas}}}{2 \cdot \pi \cdot U_H \cdot \sigma_z \cdot \sigma_y} \cdot e^{\left(\frac{-y^2}{2 \cdot \sigma_y^2}\right)} \cdot \left[e^{\left(\frac{-(z-H_E)^2}{2 \cdot \sigma_z^2}\right)} + e^{\left(\frac{-(z+H_E)^2}{2 \cdot \sigma_z^2}\right)} \right] \quad (9.1.5)$$

Donde:

C es la concentración en kg/m³.

Q_{gas} es el caudal máximo del propileno en el caso 1 en kg/s.

σ_y es el parámetro de dispersión horizontal en m.

σ_z es el parámetro de dispersión vertical en m.

z es la distancia vertical desde el nivel del suelo en m.

y es la distancia horizontal desde la línea central del flujo en m.

Los parámetros de dispersión vertical y horizontal se pueden consultar en una tabla o bien, con los términos de Briggs (Ref. 4):

$$\sigma_y = 0.16 \cdot X \cdot (1.0 + 0.0004 \cdot X)^{-1/2} \quad (9.1.6)$$

$$\sigma_z = 0.14 \cdot X \cdot (1.0 + 0.003 \cdot X)^{-1/2} \quad (9.1.7)$$

Una vez se tienen todos elementos de la expresión, se establecen unos valores para la coordenada X para ver la concentración a lo largo de la pluma en la dirección del viento. Dado que las fórmulas aceptan rangos entre 100 y 10,000 metros, se ha trabajado con estas condiciones.

Las concentraciones resultantes se convierten a ppm (9.1.8) y se comparan con los límites de explosividad (Ref. 29) para determinar las posibles zonas con riesgo de inflamabilidad.

$$C_{\text{PPM}} = C \cdot \frac{R \cdot T_A}{P_{\text{atm}} \cdot M_W} \cdot 10^6 \quad (9.1.8)$$

Donde:

C es la concentración en ppm.

C es la concentración en kg/m³.

R es la constante de los gases ideales 0.082 m³·atm/kmol/K.

T_A es la temperatura atmosférica en K.

P_{atm} es la presión en atm.

M_w es el peso molecular del propileno.

En la figura 9.1.2 se expone una gráfica representativa de los cálculos:

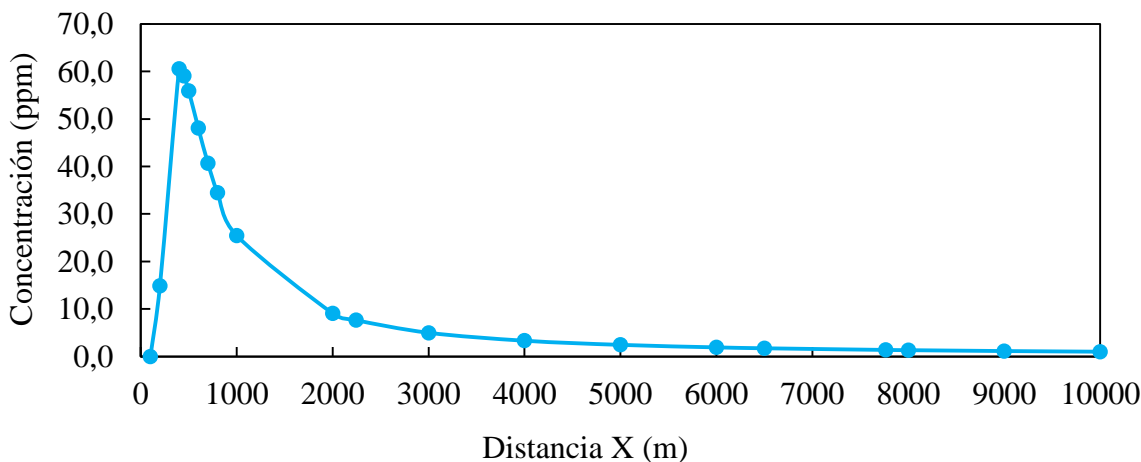


Figura 9.1.2. Resultados de la dispersión de propileno para un rango de 100 a 10,000 metros.

En la tabla 9.1.3 se adjuntan algunos de los valores calculados:

Tabla 9.1.3. Resultados de la dispersión de propileno a $y=0$ y $z=0$ para diferentes distancias X.

	Valores			
X (m)	500	1,000	5,000	10,000
C (ppm)	55.9	25.5	2.44	1.01

Como los límites de explosividad son excesivamente elevados en comparación con los resultados finales, no habrá riesgo alguno. Para que pudieran darse zonas de atmósfera explosiva, debería expulsarse un caudal de propileno 340 veces mayor al actual y reducir la altura de la antorcha de tal modo que el penacho no tuviera suficiente altitud como para dispersar adecuadamente el gas.

10. ESTUDIO ECONÓMICO

Con el fin de conocer la rentabilidad y la viabilidad de llevar a cabo las modificaciones en la red de antorcha, se ha realizado un estudio económico utilizando el método financiero del VAN, la TIR y el PayBack.

En la realización del estudio se han estimado los costes de las modificaciones de todos los casos y se ha determinado la multa que supondría no tener esta red de antorcha bien diseñada. El diseño de las instalaciones que deben tener antorchas por obligación recogen unas normas técnicas complementarias como las MI-IP 1 y 2 y todas las MIE-APQ. Todas estas normas técnicas son textos legales que se sustentan en la Ley de la industria del 92, y que tiene un régimen sancionador bastante estricto, con multas que pueden variar entre 90,000 y 600,000 € (Ref. 12) en el peor de los casos (por ejemplo, si se comete una falta muy grave con intencionalidad).

Además, se ha tenido en cuenta que, al tratarse la antorcha de un elemento de seguridad, si en una inspección se comprobara que no se cumplen las condiciones legales, el total de la planta de producción asociada a la antorcha debería detenerse (siempre de forma segura) y no se podría volver a hacer funcionar hasta que se adaptara a la normativa. Por lo tanto, también se ha tenido en cuenta la pérdida económica que sufriría la planta al tener que parar la planta durante 2 días de producción para realizar las modificaciones.

Con todo esto, se realizará el estudio económico considerando la inversión inicial o gasto de la planta como el coste de las modificaciones. Los ingresos serán el dinero ahorrado gracias a haber realizado las modificaciones, que sería el coste de la multa y la pérdida económica de no producir en 2 días.

10.1. Coste de las modificaciones

En este apartado se calcula el coste de las modificaciones de todos los casos. Para ello, se buscan los costes de las nuevas tuberías con los diámetros modificados y los nuevos accesorios. Además, se tiene en cuenta el coste de montaje, el coste del chorreado con arena después del montaje, el coste de la pintura (capa de imprimación y acabado) y, finalmente, el coste de los nuevos soportes.

En algunos casos, es necesario reemplazar la válvula de alivio por una de tipo balanceada, por lo tanto, se ha encontrado el coste de esta válvula a un diámetro determinado. De la misma

manera se han buscado los costes de las tuberías y accesorios, ya que se ha encontrado el coste económico también para un diámetro determinado. A la hora de buscar el coste para otro diámetro, se calcula de manera proporcional al encontrado bibliográficamente (Ref. 24).

Los otros costes se han hecho fijado mediante varias suposiciones. Seguidamente, la tabla 10.1.1 muestra las suposiciones realizadas.

Tabla 10.1.2. Costes para el caso 1.

Tipo de coste	Suposición
Montaje	Igual al valor del material
Chorreado con arena	3480 €
- Máquina y arena	3000 €
- Trabajo de una persona en un día	300 €
Pintura	30 €/m tubería
Soportes	Igual a la mitad del coste del material

Las tablas siguientes muestran los costes finales para cada caso. Al final del apartado se puede observar el valor total de todas las modificaciones.

Tabla 10.1.2. Costes para el caso 1.

Tipo de coste	Coste (€)
Material	4855.6
Montaje	4855.6
Chorreado con arena	3480.0
Pintura	1720.1
Soportes	2427.8
TOTAL	17339

Tabla 10.1.3. Costes para el caso 2.

Tipo de coste	Coste (€)
Material	99.20
Montaje	99.20
Chorreado con arena	3480
Pintura	251.9
Soportes	49.60
TOTAL	3980

Tabla 10.1.4. Costes para el caso 3.

Tipo de coste	Coste (€)
Material	1352
Montaje	1352
Chorroado con arena	3480
Pintura	526.1
Soportes	676.2
TOTAL	7387

Tabla 10.1.5. Costes para el caso 4.

Tipo de coste	Coste (€)
Material	17542
Montaje	17542
Chorroado con arena	3480.0
Pintura	1947.0
Soportes	8771.0
TOTAL	49282

Tabla 10.1.6. Costes para el caso 5.

Tipo de coste	Coste (€)
Material	1515
Montaje	1515
Chorroado con arena	3480
Pintura	988.2
Soportes	757.6
TOTAL	8256

Tabla 10.1.7. Costes para el caso 6.

Tipo de coste	Coste (€)
Material	2003
Montaje	2003
Chorroado con arena	3480
Pintura	1502
Soportes	1001
TOTAL	9988

Finalmente, se puede concluir que el coste total de las modificaciones de todos los casos es de 96233 €.

10.2. Pérdida económica por parada

En este apartado se calcula el valor de la pérdida económica que sufriría la planta en caso de que ocurra una inspección y ésta tenga que parar de producir 2 días para llevar a cabo las modificaciones necesarias.

La ecuación 10.2.1 muestra el cálculo necesario para obtener este valor y la tabla 10.2.1 muestra los valores de cada parámetro.

$$\text{Tiempo (días)} \cdot \text{Producción(t/día)} \cdot \text{Precio(€/t)} = \text{Pérdida(€)} \quad (10.2.1)$$

Tabla 10.2.1. Beneficios de la planta.

Producto	Producción (toneladas/día)	Precio (€/tonelada)	Pérdida (€)
Propileno	1,000	300	600,000

10.3. Viabilidad del proyecto

Una vez conocidos todos los costes asociados a las modificaciones de las plantas de producción de propileno, se ha procedido al cálculo del VAN. Este método es el parámetro el cual permitirá saber si realizar las modificaciones sale rentable o no. Para llevar a cabo este cálculo, se ha utilizado la expresión 10.3.1.

$$\text{VAN} = -C_0 + \sum_{i=1}^n \frac{CF_i}{(1+k)^i} \quad (10.3.1)$$

En esta ecuación se pueden ver una serie de términos. El término C_0 hace referencia a la inversión inicial de la planta, que sería el valor de las modificaciones. El término CF es el *Cash Flow*, que viene definido por la expresión 10.3.2. Por último, k es la tasa de interés, que se ha fijado con un valor de 10%. El VAN se ha calculado para un valor de $n = 10$.

$$\text{CF} = \text{BDI} + A \quad (10.3.2)$$

En la tabla 10.3.1 se puede ver un resumen de la cuenta de resultados que se utiliza para el cálculo del BDI. Además, se pueden ver los valores de cada variable para los tres primeros años. El estudio se ha realizado con el valor de multa de 90,000 €.

El BDI corresponde a los beneficios después de impuestos, que es el beneficio antes de impuestos aplicando la diferencia correspondiente a la tasa impostora. Esta tasa tiene un valor de 30%. Finalmente, los beneficios antes de impuestos corresponden a la diferencia entre los ingresos y los gastos. En este caso, no hay amortización, ya que la inversión realizada no se amortiza. Por lo tanto, el *Cash Flow* será igual al BDI.

Tabla 10.3.1. Cuenta de resultados de los tres primeros años.

Cuenta de resultados	Primer año (€/año)	Segundo año (€/año)	Tercer año (€/año)
Ingresos	690,000	690,000	690,000
- Gastos	96,233	96,233	96,233
BAI	593,767	593,767	593,767
- BAI· 30%	178,130	178,130	178,130
BDI	415,637	415,637	415,637
CF	415,637	415,637	415,637
CF acumulado	0	-96,233	319,404

Con la cuenta de resultados ya realizada, se procede al cálculo del VAN, el cual tiene un valor de 3,179,275 €. Como se puede observar, el valor obtenido es positivo y muy alto, por lo tanto, es rentable hacer las modificaciones de la planta de propileno antes de tener una inspección.

Además, se ha calculado la TIR a partir de la ecuación 10.3.3, que mide la rentabilidad en términos relativos. Se iguala la ecuación del VAN a cero y se busca la r . Si el porcentaje de la TIR es mayor que el de intereses, realizar las modificaciones es rentable. Finalmente, se obtiene un valor de la TIR de 41%.

$$0 = -C_0 + \sum_{i=1}^n \frac{CF_i}{(1+r)^i} \quad (10.3.3)$$

Por último, se ha calculado el *Payback Period*, el cual es el plazo de recuperación de la inversión inicial calculado mediante los flujos de caja de la cuenta de resultados. Como los flujos de caja son constantes, se puede utilizar la ecuación 10.3.4, que utiliza los parámetros del

Cash Flow y de la inversión inicial. Se ha llegado al resultado de que el coste de las modificaciones se recupera en aproximadamente 3 meses.

$$\text{Pay Back} = \frac{I_0}{CF} \quad (10.3.4)$$

Con el cálculo del flujo de caja, se puede calcular el flujo de caja acumulado. Este flujo de caja es el sumatorio del flujo de caja año a año. Finalmente, la figura 10.3.1 muestra el flujo de caja acumulado a lo largo de los 10 años del estudio.

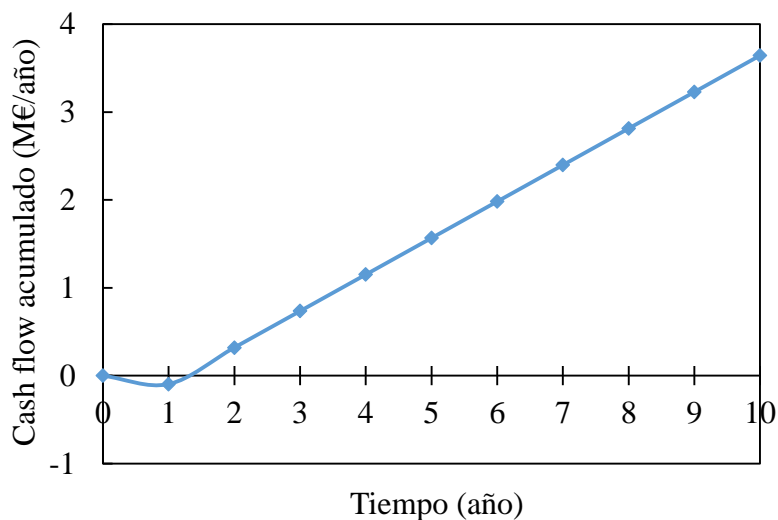


Figura 10.3.1. Flujo de caja acumulado en 10 años.

Finalmente, se realiza un análisis de sensibilidad para evaluar como afecta el aumento de la inversión inicial en los parámetros económicos estudiados. Para ello, se multiplica la inversión inicial por 1.2, obtenido el flujo de caja acumulado que se puede observar en la figura 10.3.2.

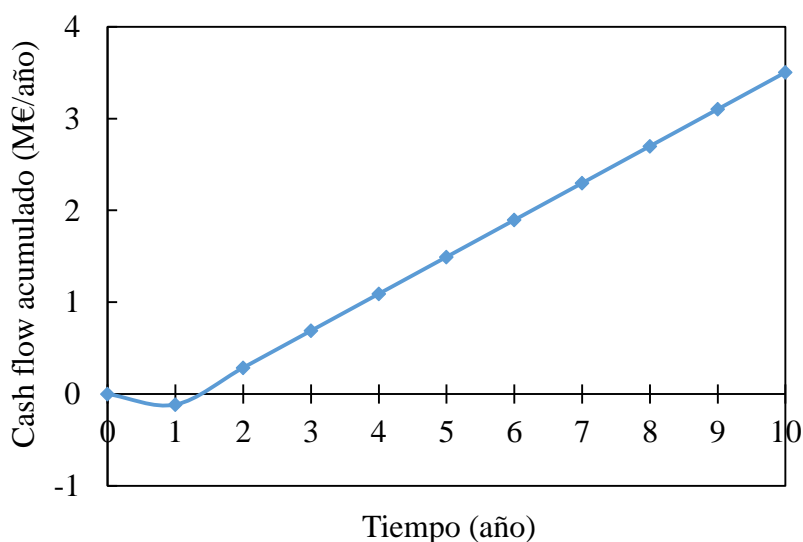


Figura 10.3.2. Flujo de caja acumulado en 10 años del análisis de sensibilidad.

Después de realizar el análisis de sensibilidad, se obtiene un VAN de 1,486,058 €, una TIR del 40% y un *Payback* de 3.5 meses. Como se puede observar, un aumento del 20% de la inversión inicial casi no afecta en la rentabilidad de realizar la modificaciones de la red de antorcha.

11. CONCLUSIONES

A partir de los datos iniciales proporcionados se han conseguido realizar los cálculos necesarios para encontrar los valores de la pérdida de carga en cada tramo para los seis casos. Los cálculos de dimensionamiento de equipos posteriores se han realizado a partir del caso dimensionante, el caso 1 (PP III - Fuego en la zona de destilación a cota 0.0m).

En primer lugar, con los tres métodos de cálculo de los coeficientes de resistencia se obtienen pérdidas de carga similares, aunque el método de Crane presenta los resultados más conservadores. Por lo tanto, sería suficiente utilizar el método de Crane para realizar los cálculos. No vale la pena el esfuerzo de usar Darby, aunque si se realiza este método se consiguen resultados más reales.

En segundo lugar, se acepta el método de cálculo del API-521 de flujo isotérmico como método correcto, ya que se obtienen resultados de carácter conservador. De todos modos, es necesario disponer de un simulador como *Aspen Flare System Analyzer*® para ajustarse a la realidad y obtener resultados rigurosos, como es el método bifásico. Con el método bifásico se obtiene menor pérdida de carga que con el método isotérmico y adiabático.

Por otro lado, los resultados obtenidos del método isotérmico analítico frente a los del simulador se asemejan. Además, respecto a los resultados del simulador, el método isotérmico da unos resultados de pérdida de carga mayores que el adiabático como máximo en un 8%, tal y como asegura el Mak. Respecto al método adiabático analítico, se han encontrado dificultades para conseguir unos valores coherentes, ya que no se cumple el máximo del 8% entre los valores obtenidos. Se ha supuesto que las presiones aguas abajo del modelo adiabático empleado utilizan presiones más altas que las presentes en el sistema, por lo tanto, no sería correcto.

Puesto que no es recomendable rebasar el porcentaje del 15% de contrapresión en las válvulas, en los tramos donde se sobrepasa este porcentaje se han realizado modificaciones. Por lo tanto, se consigue un funcionamiento adecuado del sistema de antorcha. La solución más inmediata a estos dilemas ha sido la sustitución de algunas de las secciones de los conductos por otros con un diámetro mayor, aunque no en todos los casos ha sido suficiente, por lo que se ha tenido que sustituir la válvula convencional ya existentes por una válvula balanceada.

Por último, el estudio económico de viabilidad de las modificaciones realizadas en la red de antorcha es muy rentable. La inversión de las modificaciones se recupera en menos de medio año.

12. BIBLIOGRAFÍA

1. American Petroleum Institute. *API Standard Recommended Practise 521: Pressure-relieving and Depressuring systems*. 6th Edition. 2014.
2. American Petroleum Institute. *API Standard Recommended Practise 520: Sizing, Selection and Installation of Pressure-relieving Devices, Part I - Sizing and Selection*. 9th Edition. 2014.
3. AspenTech. *Aspen Flare System Analyzer v8.8: Reference Manual*. 2016.
4. Beychok M. R. *Fundamentals of Stack Gas Dispersion*. Milton R Beychok. 4th Edition. 2005.
5. Coulson J. M. and Richardson J. F. *Chemical Engineering*. Volume 1. Butterworth-Heinemann. 6th Edition. 1999.
6. Crane Valve Co. *Flow of Fluids Through Valves, Fittings and Pipe TP-410*. Metric Edition. SI Units. 1999.
7. Edmister W. C. *Applied Hydrocarbon Thermodynamics*. CRC Press. Volume 1. 2nd Edition. 1988.
8. Green D. W. and Perry R. H. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. McGraw-Hill Education. 8th Edition. 2007.
9. Incropera F. P, DeWitt D. P, Bergman T. L, Lavine A. S. *Fundamentals of Heat and Mass Transfer*. John Wiley & Sons. 6th Edition. 2006.
10. INSHT. *NTP 329: Modelos de dispersión de gases y/o vapores en la atmósfera: fuentes puntuales continuas*. 1999.
11. ITAS. *Manual de uso: Instrucciones que conciernen la puesta en marcha y el uso de la instalación de la antorcha elevada I.T.A.S.*
12. Ley 21/1992, de 16 de julio, de Industria. Referencia: BOE-A-1992-17363.
13. Ludwig E.E. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*. Gulf Professional Publishing. Volume 1. 3rd Edition. 1995.
14. Mak H. Y. "New Method Speeds Pressure-Relief Manifold Design". The Oil and Gas Journal, November 1978, Volume 76, pp. 166-172.

-
15. Megyesy E. F. *Manual de Recipientes a Presión, Diseño y Cálculo*. Ed. Limusa. 8ª Edición. 2002.
 16. Mott R. L. *Mecánica de Fluidos Aplicada*. Prentice Hall. 6ª Edición. 2009.
 17. Mukherjee S. “Pressure-Relief System Design”. *Chemical Engineering*, November 2008, 115 (11), pp. 40-45 (Letter to editor December 2008).
 18. NORSOK. *Process Design, Standard P-001*. 5th Edition. 2006.
 19. Real Decreto 2060/2008, de 12 de diciembre, por el que se aprueba el Reglamento de equipos a presión y sus instrucciones técnicas complementarias.
 20. SAMSON. *Cálculo de válvulas*. 1992.
 21. Teng F, Medina P and Heigold M. “Compressible Fluid Flow Calculation Methods”. *Chemical Engineering*, February 2014, 121 (2), pp. 32-41.
 22. *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*. John Wiley & Sons. 7th Edition. 2016.
 23. Yaws C. L. “Calculate Thermal-Expansion Coefficients. *Chemical Engineering*”, 102(8), 98-101. 1995.
 24. www.columbiapipe.com/ (Consultado el 15/12/17)
 25. www.engineeringtoolbox.com/ (Consultado el 10/12/17)
 26. www.inglenookeng.com/ (Consultado el 10/10/17)
 27. www.matweb.com/ (Consultado el 20/12/17)
 28. www.prtr-es.es (Consultado el 09/01/18)
 29. www.sensotran.com (Consultado el 15/01/18)

ANEXOS

A.1. PÉRDIDAS DE CARGA CON DIFERENTES MÉTODOS

En este apartado se presentan los resultados obtenidos respecto a las pérdidas de carga con los diferentes métodos de cálculo de los coeficientes de resistencia, K. Los cálculos se han realizado para el caso 1.

Tabla A.1.1. Pérdidas de carga con cada método (en bar).

Tramo	1-2	2-3	3-4	4-5	5-6	4-7	7-8	8-9
Crane	0.113	0.074	0.096	0.027	0.168	0.011	0.024	0.206
Hooper	0.112	0.074	0.097	0.025	0.168	0.008	0.023	0.203
Darby	0.111	0.070	0.092	0.022	0.167	0.007	0.021	0.202

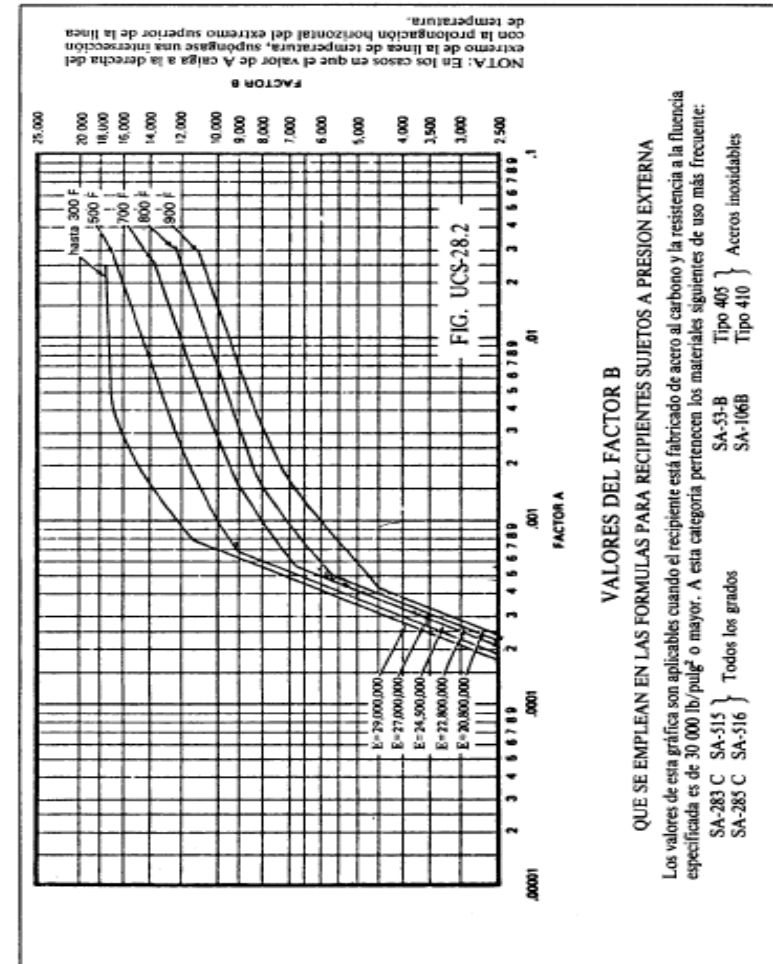
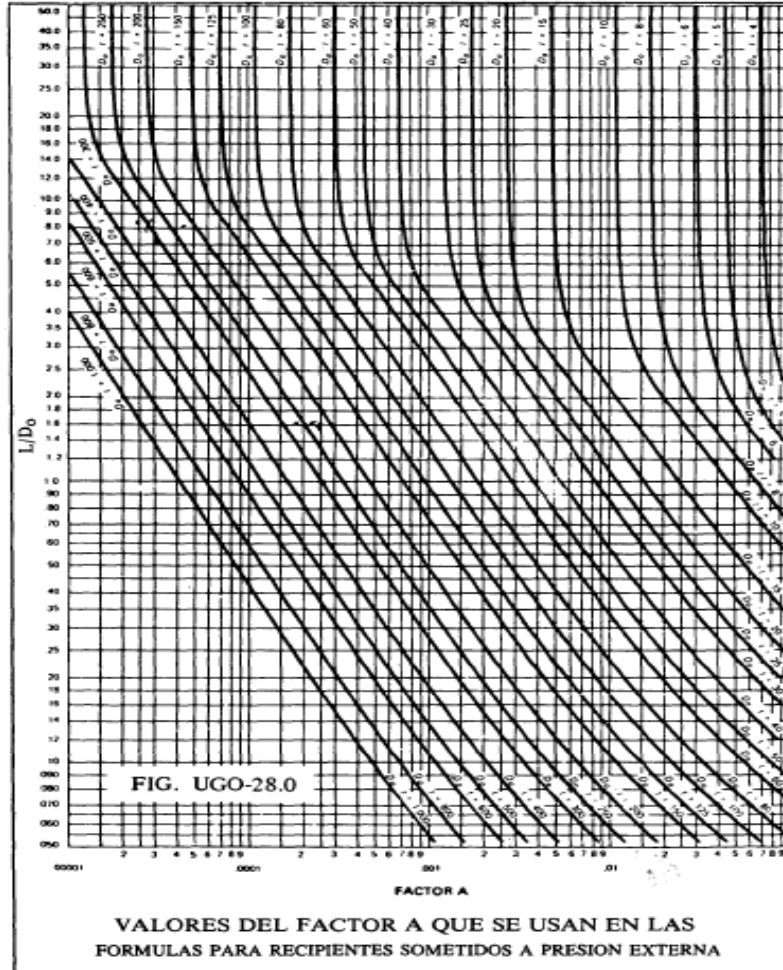
Tabla A.1.2. Pérdidas de carga con cada método (en bar).

Tramo	7-10	10-11	11-12	12-16	12-13	13-17	13-14	14-18
Crane	0.004	0.383	0.112	0.955	0.098	3.122	0.015	0.942
Hooper	0.003	0.341	0.082	0.973	0.074	3.204	0.008	1.000
Darby	0.002	0.312	0.072	0.999	0.066	3.245	0.006	1.022

Tabla A.1.3. Pérdidas de carga con cada método (en bar).

Tramo	14-15	15-19	11-20	20-23	20-21	21-24	21-22	22-25
Crane	0.004	2.975	0.135	5.452	0.005	2.708	0.004	2.287
Hooper	0.003	3.037	0.108	5.478	0.006	2.757	0.002	2.353
Darby	0.002	3.079	0.096	5.556	0.003	2.787	0.002	2.347

A.2. GRÁFICOS FACTOR A Y B



A.3. CÁLCULO ISOTÉRMICO DE LA CONTRAPRESIÓN EN UN TRAMO

Seguidamente, se muestra el ejemplo de cálculo de la contrapresión en el tramo 1-2 con el método isotérmico del API 521 se llevó a cabo con los datos proporcionados en la tabla A.3.1.

Tabla A.3.1. Datos de partida.

Segmento	1-2
Diámetro nominal, DN (mm)	500
Caudal másico, W (kg/h)	145,500
Temperatura aguas abajo, T ₂ (°C)	77.6
Viscosidad, μ (cP)	0.01
Factor de compresibilidad, Z	0.978
Peso molecular, M _w (kg/kmol)	42.44
Longitud tramo recto, L _T (m)	1.714
Presión aguas abajo, P ₂ (barg)	0.697

En este procedimiento es necesario sacar primero el diámetro interno de la tubería. Para esto, se ha consultado una hoja donde se especifica según el diámetro nominal, el diámetro exterior (D_e) y el espesor de la tubería (t), de esta manera se determina el diámetro interior (D_i):

$$D_i = D_e - (2 \cdot t) = 508 - (2 \cdot 6.3) = 495.4 \text{ mm} \quad (\text{A.3.1})$$

Seguidamente se calcula el número de Mach teniendo en cuenta que la presión debe estar en KPa absolutos, la temperatura en K y el diámetro en m:

$$\text{Ma}_2 = 3.23 \cdot 10^{-5} \cdot \left(\frac{145,500}{171 \cdot 0.4954^2} \right) \cdot \left(\frac{0.978 \cdot 350.6}{42.44} \right)^{0.5} = 0.318 \quad (\text{A.3.2})$$

Luego se calcula una serie de parámetros del fluido para poder obtener las pérdidas en el tramo recto y sumárselas a las pérdidas por accesorios que se han explicado en el apartado 4.2.1.3. Primero se debe hallar la densidad del vapor (A.3.3) y se calcula el caudal volumétrico (A.3.4) para conocer la velocidad del conducto (A.3.5) y posteriormente el número de Reynolds (A.3.6):

$$\rho = \frac{P_2 \cdot M_w}{Z \cdot R \cdot T} = \frac{(0.697 + 1.013) \cdot 42.44}{0.978 \cdot 8.31 \cdot 10^{-5} \cdot 350.6} = 2.546 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{A.3.3})$$

$$V = \frac{W}{\rho} = \frac{145,500}{2.546} = 15.87 \text{ m}^3/\text{h} \quad (\text{A.3.4})$$

$$u = \frac{V \cdot 4}{\pi \cdot D_i^2} = \frac{15.87 \cdot 4}{\pi \cdot 0.4954^2} = 82.4 \text{ m/s} \quad (\text{A.3.5})$$

$$\text{Re} = \frac{D_i \cdot u \cdot \rho}{\mu} = \frac{0.4954 \cdot 82.4 \cdot 2.546}{(0.01 \cdot 0.001)} = 10.39 \cdot 10^6 \quad (\text{A.3.6})$$

Del diámetro interno y el factor de rugosidad (0.3 mm) se consigue la rugosidad relativa (A.3.7) para luego mediante la expresión de *Swamee & Jain*, se obtenga el factor de Moody (A.3.8):

$$\varepsilon_r = \frac{\varepsilon}{D} = \frac{0.3}{0.4954} = 6.06 \cdot 10^{-4} \quad (\text{A.3.7})$$

$$f = \frac{0.25}{\left[\log \left(\frac{\varepsilon_r}{3.7} + \frac{5.74}{\text{Re}^{0.9}} \right) \right]^2} = \frac{0.25}{\left[\log \left(\frac{6.06 \cdot 10^{-4}}{3.7} + \frac{5.74}{10.39 \cdot 10^6} \right) \right]^2} = 0.0175 \quad (\text{A.3.8})$$

Se supone que ya se han conseguido las pérdidas de carga por accesorios ($K_A=1.257$) de la sección 4.2.1.3 y faltaría añadir las pérdidas de carga del tramo recto (K_T) (A.4.9):

$$K_T = \frac{f \cdot L_T}{D_i} = \frac{0.0175 \cdot 1.714}{0.4954} = 0.0606 \quad (\text{A.3.9})$$

Ahora se suman las pérdidas:

$$\sum K = K_T + K_A = 0.0606 + 1.257 = 1.318 \quad (\text{A.3.10})$$

Con la expresión específica para el método isotérmico del API 521 se calcula la presión aguas arriba (P_1), la cual debe operarse en bar absolutos:

$$\sum K_i = \frac{1}{\text{Ma}_2^2} \cdot \left[\left(\frac{P_1}{P_2} \right)^2 - 1 \right] - \ln \left(\frac{P_1}{P_2} \right)^2 \rightarrow 1.318 = \frac{1}{0.318^2} \cdot \left[\left(\frac{P_1}{1.71} \right)^2 - 1 \right] - \ln \left(\frac{P_1}{1.71} \right)^2 \quad (\text{A.3.11})$$

$$P_1 = 1.821 \text{ bara}$$

Para finalizar, se calcula la caída de presión:

$$\Delta P = P_1 - P_2 = 1.821 - 1.710 = 0.111 \text{ bar} \quad (\text{A.3.12})$$

Este tramo no pertenece al ramal de una válvula y por tanto no lo requiere pero, si fuera un ramal, sería necesario calcular la contrapresión de la siguiente forma:

$$\% \text{ contrapresión} = \frac{P_1}{\text{Presión de tarado}} \cdot 100 \quad (\text{A.3.13})$$

Este procedimiento completo se debe realizar en los sucesivos segmentos de los colectores y en los ramales se irán calculando, además, las contrapresiones para conseguir el sistema íntegro.