



UNIVERSIDAD DEL BÍO-BÍO

**Facultad de Ingeniería
Departamento de Ingeniería Mecánica**

**Evaluación y Rediseño de las redes de vapor y
condensado de la Unidad
de Desarrollo Tecnológico de la Universidad de
Concepción.**

**Seminario de Título presentado en
conformidad a los requisitos para
obtener el título de Ingeniero de
Ejecución en Mecánica.**

**Profesor Guía:
Sr. Luis Cerda Miskulini
Ingeniero Supervisor:
Sr. Jorge Provoste Alvial
Sr. Germán Jiménez San Martín**

ANGELO MORA PRADENAS

**A Ñ O
2014**

DEDICATORIA

Este seminario está dedicado a todas las personas que creyeron fielmente en que llegaría muy lejos en la vida, pero por sobre todos a mi madre que siempre se ha esforzado para que sea la persona cual soy ahora, un hombre luchador y humilde en la vida.

AGRADECIMIENTOS

Agradezco a todas las personas que ayudaron a la realización de este seminario, aportando su experiencia como todo tipo de ayuda recibida por parte de ellos, en especial a:

- Profesor guía Ingeniero Sr. Luis Cerda Miskulini.
- Patrocinante Ingeniero Sr. Jorge Provoste Alvial.
- Personal de la Empresa Unidad de Desarrollo Tecnológico.

Resumen

El presente trabajo de Titulación tiene como propósito realizar mejoras a las redes de vapor y condensado que se encuentran en la Unidad de Desarrollo Tecnológico de la Universidad de Concepción.

Para lograr dicho propósito se utilizó el siguiente procedimiento:

- Se efectuó un levantamiento de las redes de vapor y condensado, con el fin de conocer que equipos necesitan el aporte energético del vapor, sus consumos, presiones de trabajo y los accesorios que las componen.
- Se realizaron estudios para verificar el dimensionamiento de ambas redes utilizando diferentes métodos y criterios, con la finalidad de saber en qué condiciones se encuentran.
- Se propusieron modificaciones tanto a la red de vapor como a la red de condensado sobre sus dimensionamientos y trazados, con la finalidad de reducir las pérdidas de carga, problemas de golpes de ariete, pérdidas de calor, problemas de dilatación y erosión, entre otros. También se propusieron cambios de accesorios, como trampas de vapor, utilizando tablas y catálogos de selección según el tipo de equipo que sea, y además se propone la incorporación de nuevos accesorios, con la finalidad de eliminar el aire dentro de las líneas que reduce las temperaturas y produce oxidación interna en las cañerías.
- Finalmente se realizó la valorización de costos de las cañerías y accesorios para determinar que tan factible económicamente es invertir en las propuestas de mejora. El costo total de las modificaciones corresponde a \$ 4.260.588.

Índice

1	CAPÍTULO: GENERALIDADES.....	4
1.1	INTRODUCCIÓN.....	4
1.2	OBJETIVOS.....	6
1.2.1	<i>Objetivo General.....</i>	6
1.2.2	<i>Objetivos Específicos.....</i>	6
2	CAPÍTULO: DESCRIPCIÓN SITUACIÓN ACTUAL DE UDT.....	7
2.1	INTRODUCCIÓN.....	7
2.2	TRAZADO ACTUAL.....	7
2.2.1	<i>Trazado red de vapor.....</i>	7
2.2.2	<i>Trazado red de condensado.....</i>	17
2.3	CALDERA.....	20
2.3.1	<i>Accesorios de caldera.....</i>	20
2.4	ALIMENTACIÓN DE LA CALDERA.....	24
2.4.1	<i>Bomba de agua multi-etapas.....</i>	24
2.4.2	<i>Tratamiento sobre el agua.....</i>	25
2.5	PLANTAS Y EQUIPOS.....	26
2.5.1	<i>Planta de Deslignificación.....</i>	27
2.5.2	<i>Planta de Extracción Sólido – Líquido.....</i>	27
2.5.3	<i>Planta MDF.....</i>	28
2.5.4	<i>Planta de evaporación.....</i>	29
2.5.5	<i>Secador de cinta al vacío.....</i>	30
2.5.6	<i>Secador rotatorio.....</i>	30
2.5.7	<i>Columna de destilación continua.....</i>	31
2.5.8	<i>Planta extracción líquido – líquido.....</i>	31
2.5.9	<i>Planta de hidrólisis ácida.....</i>	32
2.6	ACCESORIOS DE RED DE VAPOR UDT.....	33
2.6.1	<i>Válvulas.....</i>	33
2.6.2	<i>Manifold.....</i>	34
2.6.3	<i>Bucle de dilatación térmica.....</i>	34
2.7	ACCESORIOS RED DE CONDENSADO DE UDT.....	34
2.7.1	<i>Trampas de vapor.....</i>	35
2.7.2	<i>Filtro tipo Y.....</i>	36

3	CAPÍTULO: RED DE VAPOR.....	37
3.1	INTRODUCCIÓN.....	37
3.2	CÁLCULO DE FLUJOS DE VAPOR.....	37
3.3	DIMENSIONAMIENTO DE CAÑERÍAS.....	42
3.3.1	<i>Criterios de dimensionamiento.....</i>	<i>43</i>
3.3.2	<i>Verificación del dimensionamiento de las líneas de vapor.....</i>	<i>43</i>
3.4	REDIMENSIONAMIENTO Y NUEVO TRAZADO.....	52
3.4.1	<i>Redimensionamiento.....</i>	<i>52</i>
3.4.2	<i>Nuevo trazado.....</i>	<i>55</i>
3.5	DIMENSIONAMIENTO Y REDIMENSIONAMIENTO DE MANIFOLDS.....	62
3.6	INSPECCIÓN A LA RED ACTUAL UDT.....	62
3.6.1	<i>Cañerías.....</i>	<i>63</i>
3.6.2	<i>Válvulas.....</i>	<i>64</i>
3.7	SUGERENCIAS.....	64
4	CAPÍTULO: RED DE CONDENSADO.....	66
4.1	INTRODUCCIÓN.....	66
4.2	CRITERIOS PARA DIMENSIONAMIENTO DE CAÑERÍAS Y TRAMPAS DE VAPOR.....	66
4.2.1	<i>Criterios para dimensionamiento de cañerías.....</i>	<i>66</i>
4.2.2	<i>Criterios para dimensionamiento de trampas de vapor.....</i>	<i>67</i>
4.3	VERIFICACIÓN Y REDIMENSIONAMIENTO DE RED DE CONDENSADO.....	67
4.4	VERIFICACIÓN Y SELECCIÓN DE TRAMPAS DE VAPOR.....	70
4.5	INCORPORACIÓN DE NUEVAS TRAMPAS Y PUNTOS DE DRENAJE.....	73
4.5.1	<i>Instalación de nuevas trampas.....</i>	<i>74</i>
4.5.2	<i>Dimensionamiento bolsillos colectores.....</i>	<i>75</i>
4.6	ESTANQUE DE CONDENSADO.....	76
4.7	INSPECCIÓN RED DE CONDENSADO.....	78
4.7.1	<i>Cañerías.....</i>	<i>78</i>
4.7.2	<i>Válvulas.....</i>	<i>78</i>
4.7.3	<i>Trampas de vapor.....</i>	<i>78</i>
4.8	SUGERENCIAS.....	78
5	CAPÍTULO: DILATACIÓN TÉRMICA.....	80
5.1	INTRODUCCIÓN.....	80
5.2	DILATACIÓN TÉRMICA.....	80
5.3	BUCLES DE DILATACIÓN.....	80

5.3.1	Verificación de los actuales bucles.....	80
5.3.2	Redimensionamiento de bucles.....	84
5.4	SOPORTES.....	85
5.5	SUGERENCIAS.....	88
6	CAPITULO PÉRDIDAS DE CALOR Y AISLACIÓN TÉRMICA.....	89
6.1	INTRODUCCIÓN.....	89
6.2	AISLANTES TÉRMICOS.....	89
6.3	PINTURA DE RECUBRIMIENTO.....	89
6.4	PÉRDIDAS DE CALOR EN LA ACTUAL RED DE VAPOR.....	90
6.5	SELECCIÓN DE AISLANTE Y ESPESOR.....	94
6.6	SUGERENCIAS.....	96
7	CAPITULO: VALORIZACIÓN DE PROPUESTA.....	98
7.1	INTRODUCCIÓN.....	98
7.2	COSTO POR INSTALACIÓN DE NUEVAS CAÑERÍAS.....	98
7.3	COSTO POR INSTALACIÓN DE VÁLVULAS DE CONTROL.....	99
7.4	COSTO POR INSTALACIÓN DE TRAMPAS DE VAPOR.....	100
7.5	COSTO DE INSTALACIÓN DE INCORPORACIÓN DE NUEVOS ACCESORIOS.....	101
	CONCLUSIONES.....	104
	CONCLUSIONES RED DE VAPOR.....	104
	CONCLUSIONES RED DE CONDENSADO.....	105
	VALORIZACIÓN DE PROPUESTAS.....	106
	CONCLUSIÓN FINAL.....	106
	ANEXO 1.....	107
	ANEXO 2.....	113
	ANEXO 3.....	118
	ANEXO 4.....	120
	BIBLIOGRAFÍA.....	122

1 Capítulo: Generalidades

1.1 Introducción

Hoy en día el vapor de agua es una de las fuentes importantes de energía a nivel industrial mediante la transferencia de su calor latente de condensación, y aprovechar al máximo su energía. Uno de los graves problemas son las pérdidas de energía a las cuales se ven expuestas las industrias, por eso se buscan un gran número de soluciones para aprovechar al máximo la energía de vapor y con eso disminuir costos de operación.

La Unidad de Desarrollo Tecnológico (UDT) empresa que se dedica a investigaciones aplicadas, desarrollo de productos y procesos, análisis de laboratorio y servicios de escalamiento de procesos y producción demostrativa, para lo cual cuenta con varias plantas pilotos que utilizan la energía que entrega el vapor de agua.

El origen de este tema nace debido a que se han detectado grandes pérdidas energéticas en la distribución del vapor generado, hacia los equipos que requieren de su uso, por lo tanto surge la necesidad de realizar un estudio completo desde la generación del vapor, el trazado de las redes de distribución y consumo de vapor en los equipos.

El presente trabajo de título estará enfocado al estudio de la actual red de vapor y condensado que se encuentra en la Unidad de Desarrollo Tecnológico, con el fin de ver si el dimensionamiento de las cañerías, la aislación térmica, los accesorios son los adecuados para dar un mejor control, seguridad, distribución y

aprovechamiento de la energía del vapor. UDT cuenta con una caldera pirotubular que puede generar 505 kg/h como capacidad máxima, a una presión máxima de 15 bar manométrica, es por eso que los cálculos de este estudio se realizarán bajo las condiciones de no superar estos valores.

Dentro del estudio, se considerará el análisis de los diferentes elementos que componen la actual red de vapor y condensado, con el fin de analizar su función. Por lo tanto se darán a conocer los accesorios que tienen vital importancia ya que ellos permiten lograr un control y distribución del vapor, evitar problemas de dilatación térmica, golpe de ariete entre otros y aprovechar en su totalidad la energía que entrega el vapor de agua.

También parte de este estudio es realizar una inspección del estado actual de las cañerías, accesorios de la red de vapor y condensado, con el propósito de concluir si se encuentran en buen estado de operación, de no ser así se recomendará realizar algún cambio de dicho elemento.

Finalmente en este estudio se realizará una valorización de costos, para determinar la factibilidad económica de invertir en las mejoras propuestas.

1.2 Objetivos

1.2.1 Objetivo General

- Proponer mejoras o un nuevo trazado para el circuito de vapor de UDT, compuesto en general por caldera generadora de vapor, accesorios, piping y equipos.

1.2.2 Objetivos Específicos

- Realizar un levantamiento del trazado actual de las redes de vapor y condensado.
- Estudiar los equipos y procesos asociados al uso del vapor, estimando sus consumos individuales.
- Proyectar nuevos trazados según expectativas a corto plazo.
- Proponer mejoras tanto en sus trazados como en sus accesorios con el fin de bajar costos, tener un manejo más seguro y un mejor control.
- Realizar una revisión y/o mantenimiento a los sistemas que actualmente componen las líneas de distribución de vapor.
- Valorizar las propuestas de mejoras.

2 Capítulo: Descripción situación actual de UDT

2.1 Introducción

En el presente capítulo se dá a conocer la situación actual de la red de vapor y condensado de UDT, describiendo ambas redes compuestas por caldera, estanque de condensado, plantas y accesorios. A continuación se mostrará cómo está constituida la red de vapor y condensado de UDT, para conocer los equipos que utilizan vapor.

2.2 Trazado actual

Actualmente no existen los planos de la red de vapor y condensado, es por ello que para tener total información de ambas redes y los accesorios, se debió realizar un levantamiento de la información actual. Para ello se realizó la medición de la red de vapor y condensado para luego realizar sus trazados, utilizando el software AUTOCAD se efectuó la realización de los planos. A continuación se muestran los esquemas de ambas redes.

2.2.1 Trazado red de vapor

La caldera alimenta de vapor a 3 circuitos independientes que son la red principal, red de secador rotatorio y la red de la planta de torrefacción.

El presente estudio abordará el análisis de los 2 primeros circuitos señalados anteriormente. En la figura 2.1 se ilustra el esquema de distribución de vapor y retorno de condensado a los diferentes equipos que se detallan en la tabla 2.1.

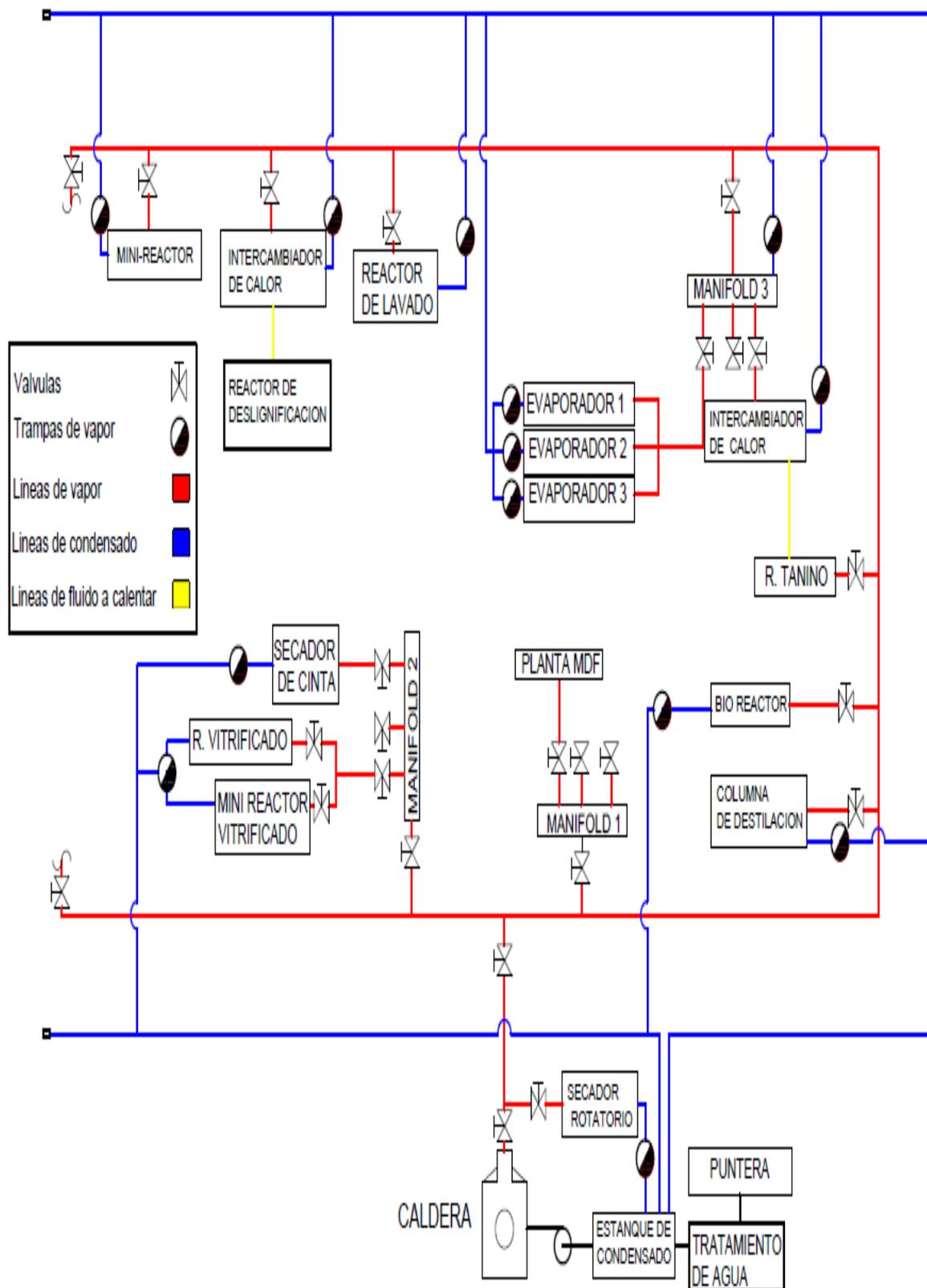


Figura 2.1 Esquema de distribución de vapor y retorno de condensado de UDT

Tabla 2.1 Plantas y equipos

Planta	Equipos
Planta de Deslignificación	Intercambiador de calor
Planta de Deslignificación	Reactor de lavado
Planta extracción sólido – líquido	Intercambiador de calor
Planta extracción sólido – líquido	Reactor de tanino
Planta de evaporación	Evaporador 1
Planta de evaporación	Evaporador 2
Planta de evaporación	Evaporador 3
Planta MDF	Reactor MDF
Planta Hidrólisis ácida	Reactor Vitrificado
Planta Hidrólisis ácida	Mini Reactor Vitrificado
	Secador de cinta
	Secador rotatorio
Planta extracción líquido – líquido	Bio Reactor
	Columna de destilación
	Mini Reactor

A continuación, en las siguientes figuras, se muestran los trazados isométricos de las líneas de vapor y retorno de condensado.

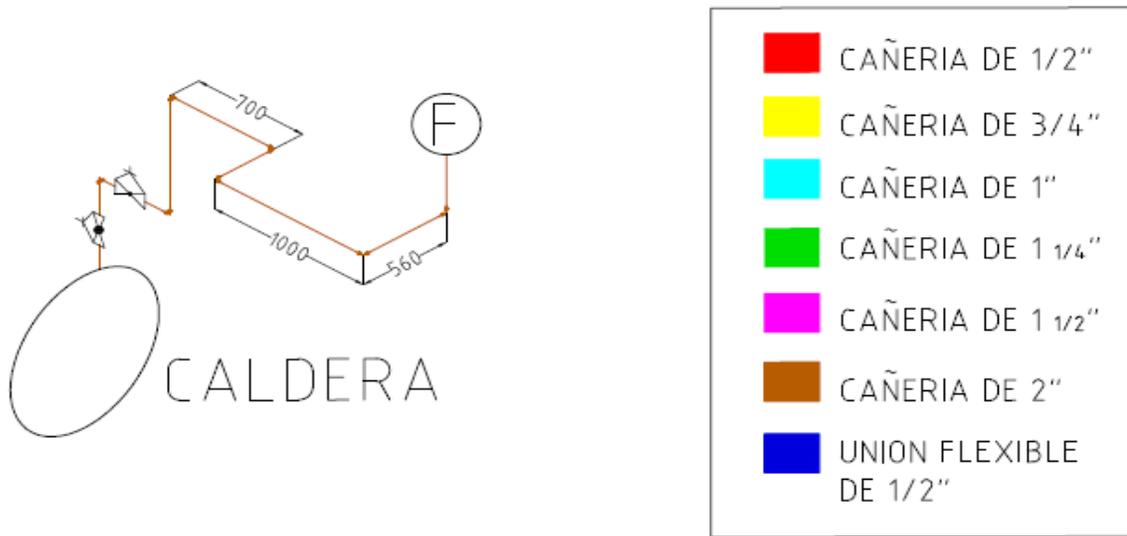


Figura 2.2 Alimentación red principal

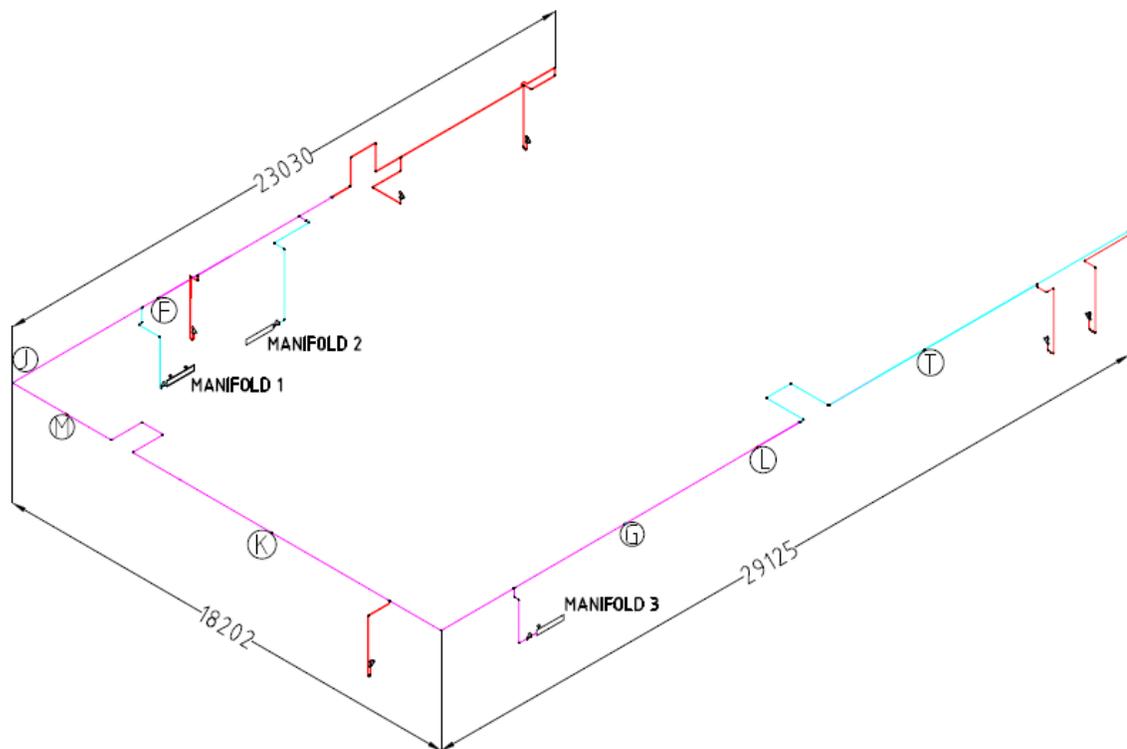


Figura 2.3 Red principal

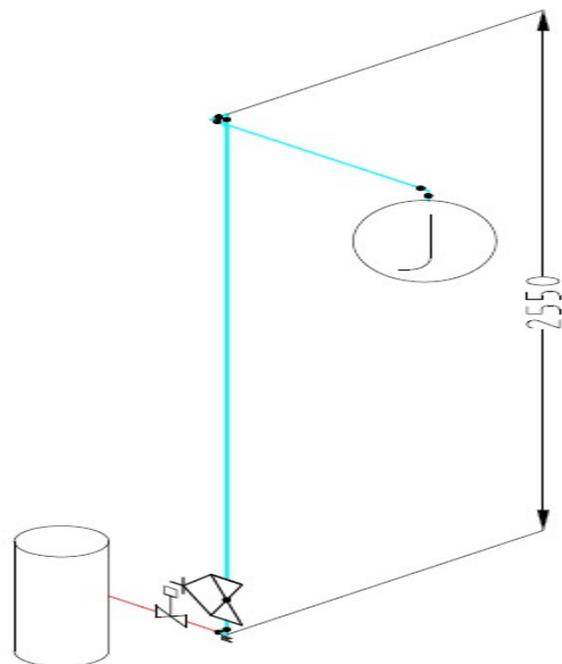


Figura 2.4 Trazado de alimentación a columna de destilación

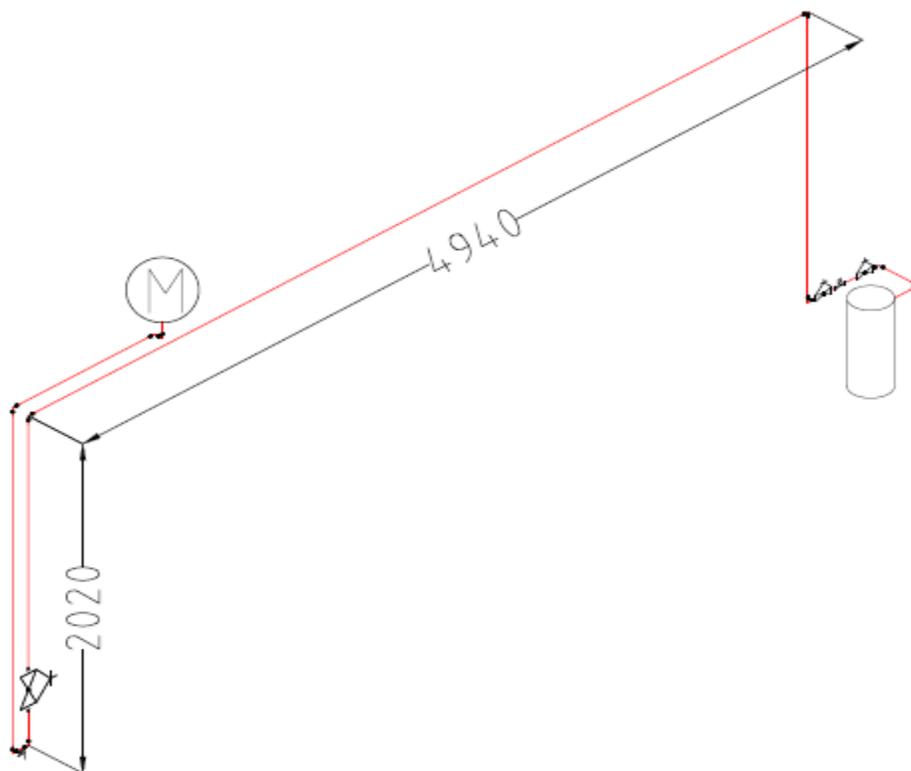


Figura 2.5 Trazado de alimentación a bio reactor

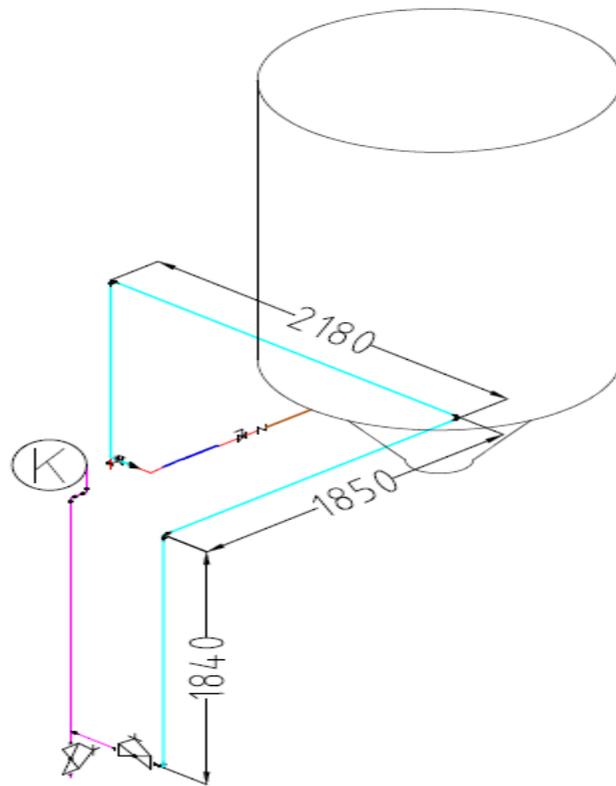


Figura 2.6 Trazado de alimentación reactor de tanino

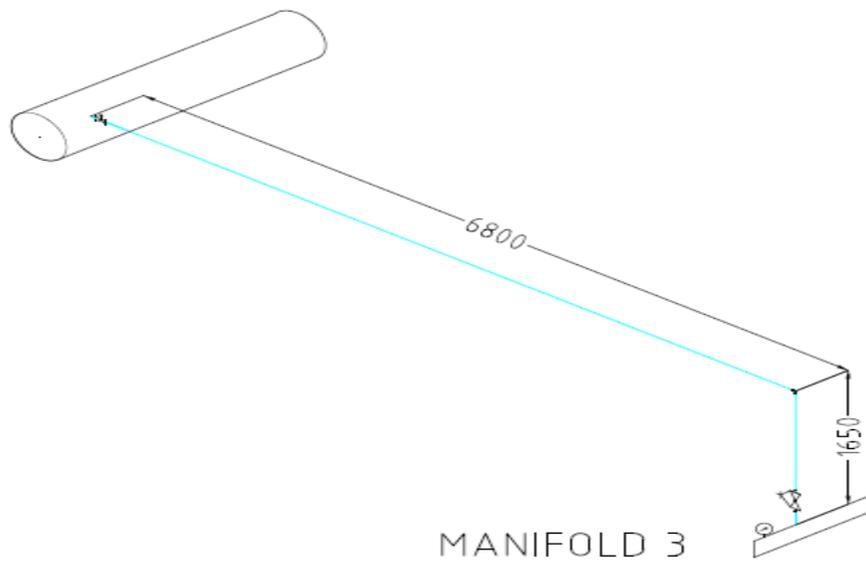


Figura 2.7 Trazado de alimentación a intercambiador de calor planta de extracción sólido-líquido

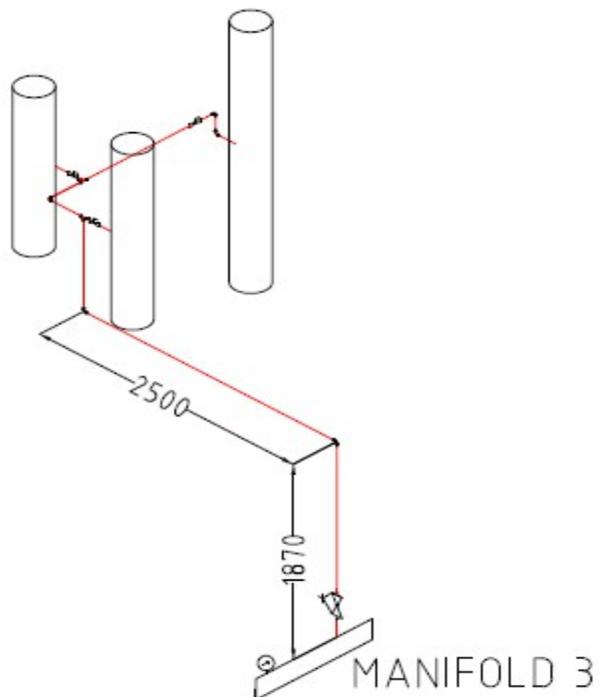


Figura 2.8 Trazado de alimentación planta de evaporación

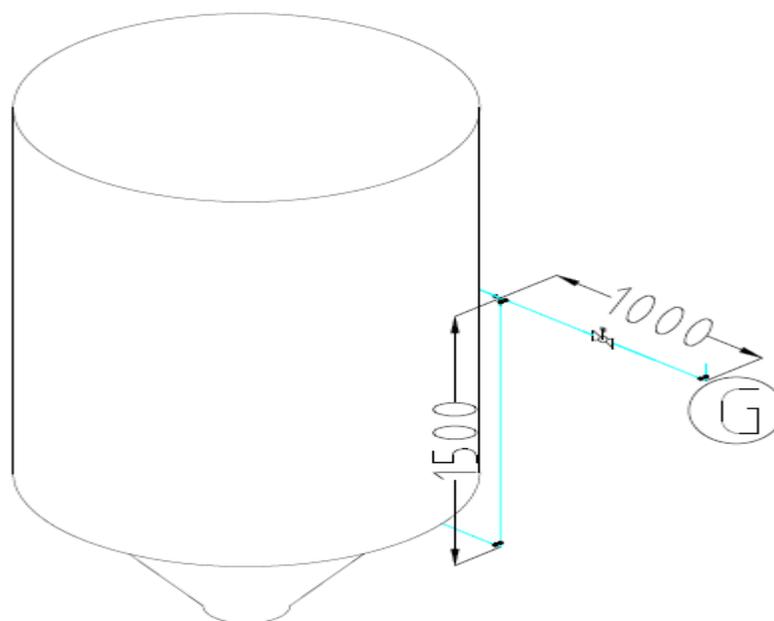


Figura 2.9 Trazado de alimentación reactor de lavado

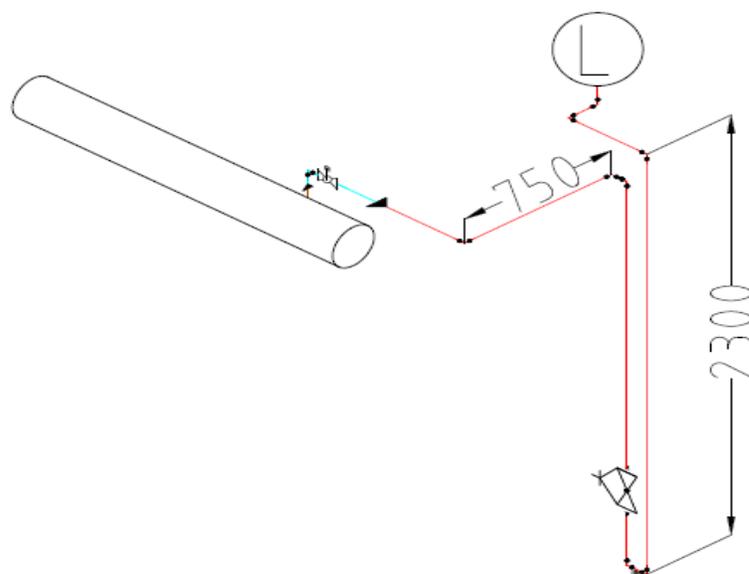


Figura 2.10 Trazado de alimentación a intercambiador de calor de planta de deslignificación

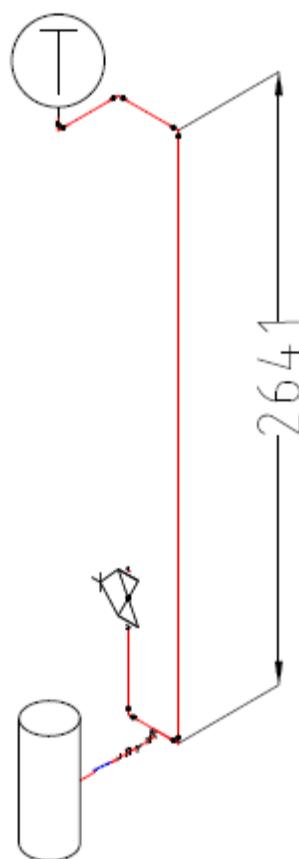


Figura 2.11 Trazado de alimentación a mini reactor

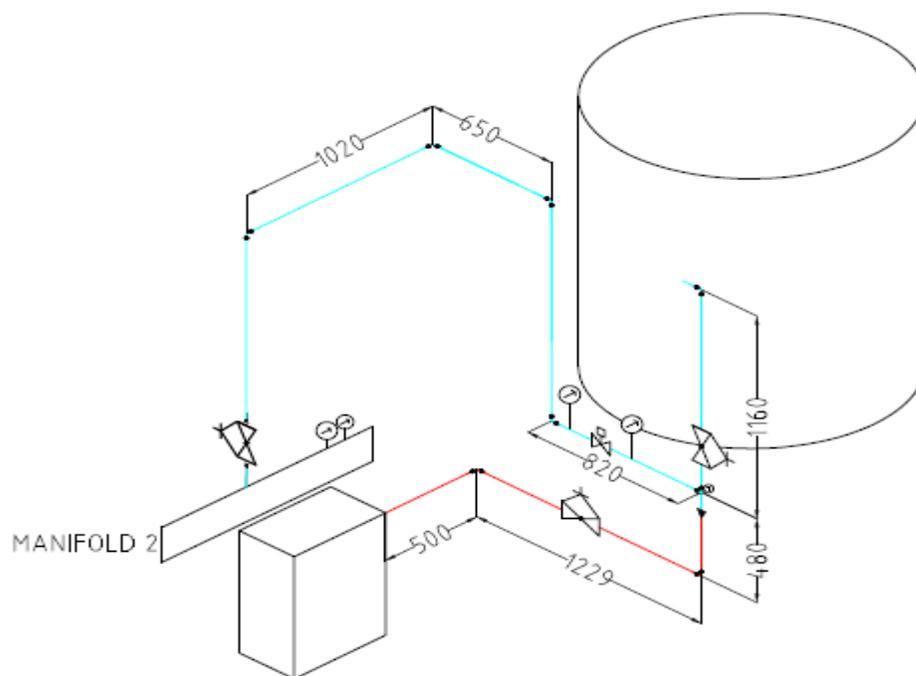


Figura 2.12 Trazado de alimentación planta hidrólisis ácida

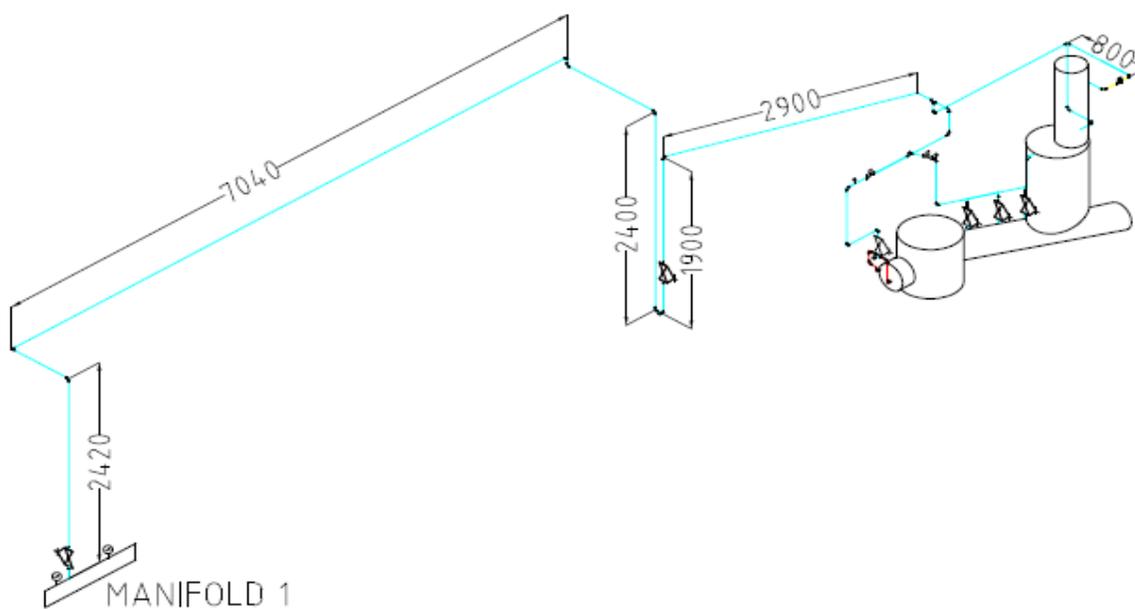


Figura 2.13 Trazado de alimentación planta MDF

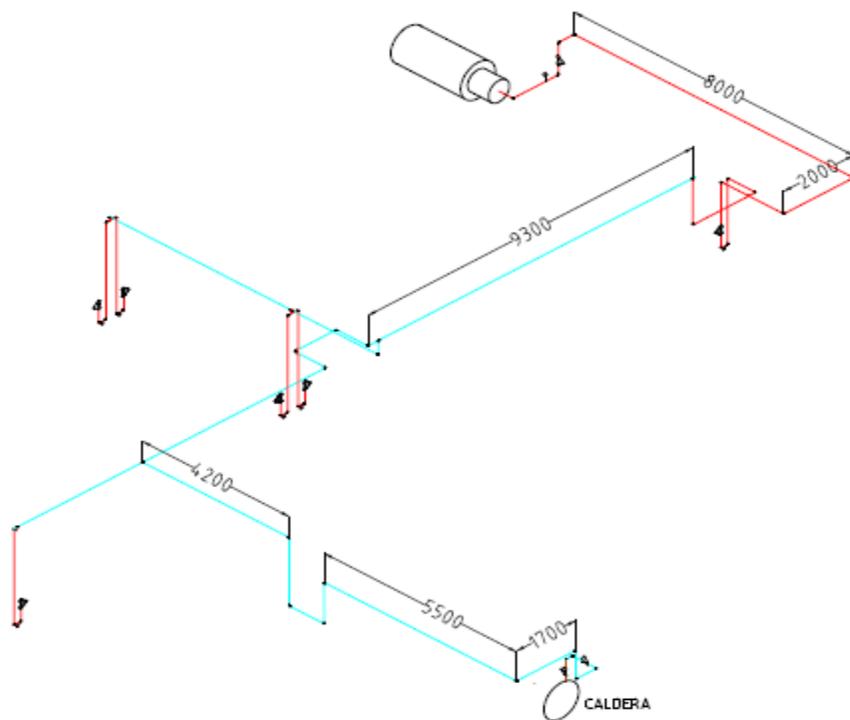


Figura 2.14 Trazado de alimentación a secador rotatorio

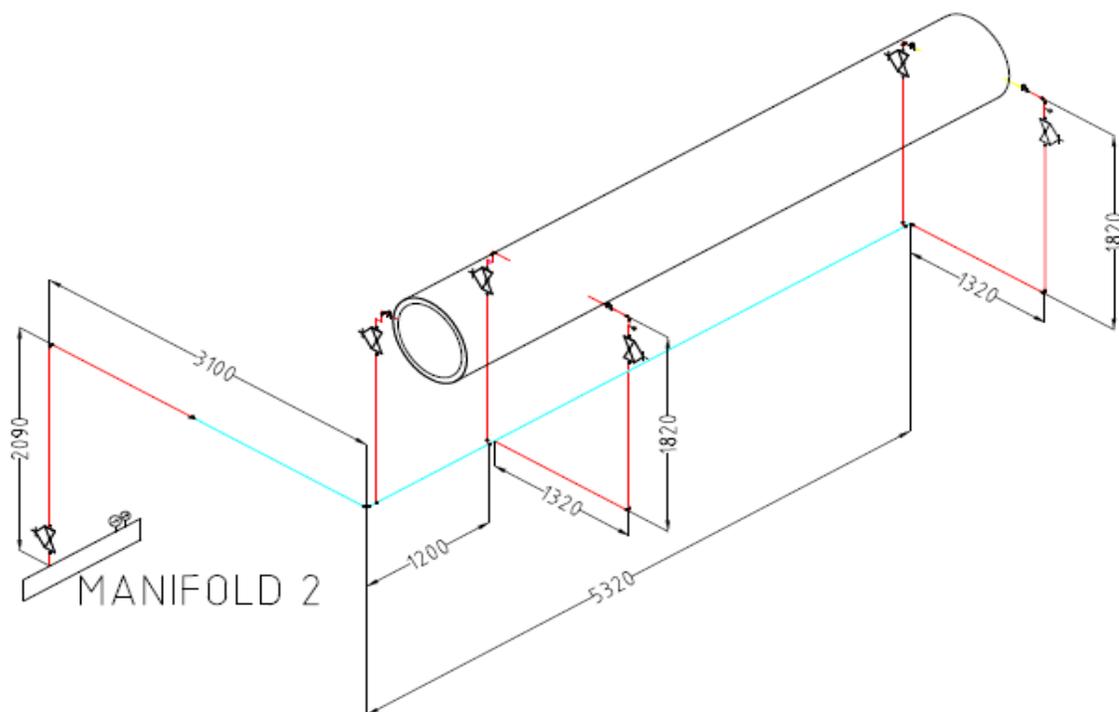


Figura 2.15 Trazado de alimentación secador de cinta al vacío

2.2.2 Trazado red de condensado

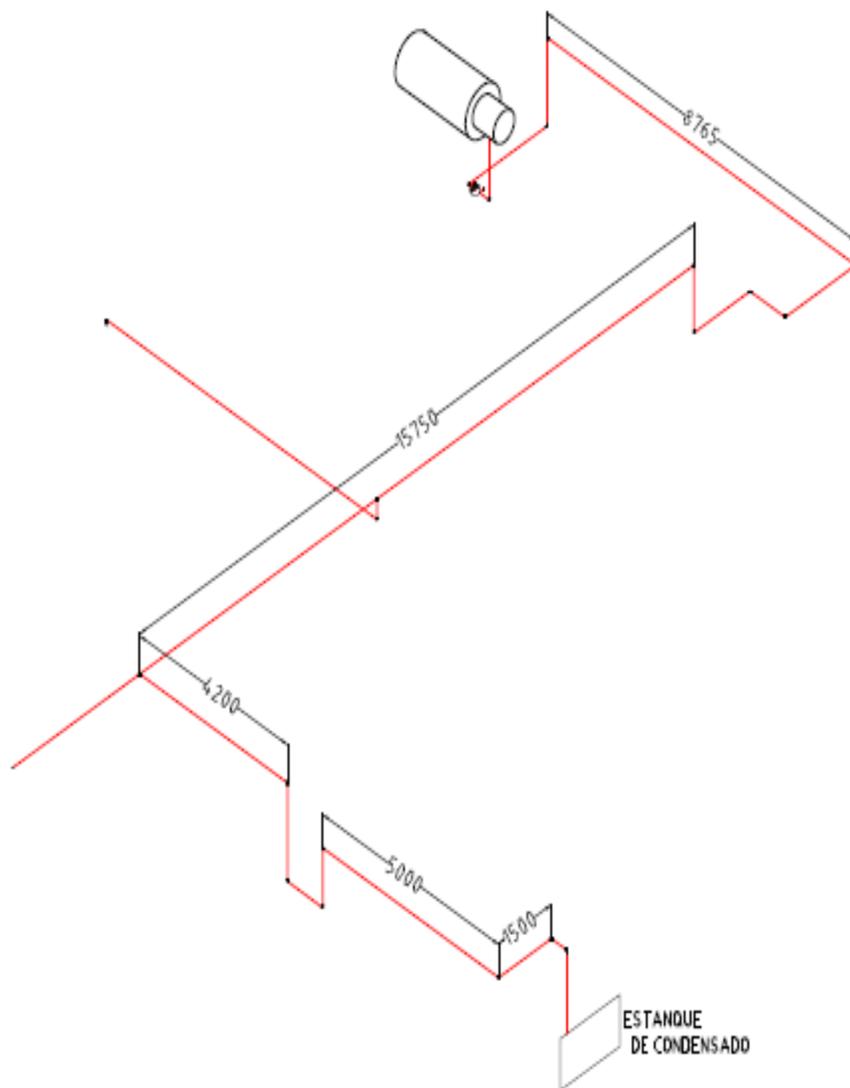


Figura 2.16 Retorno de condensado del secador rotatorio

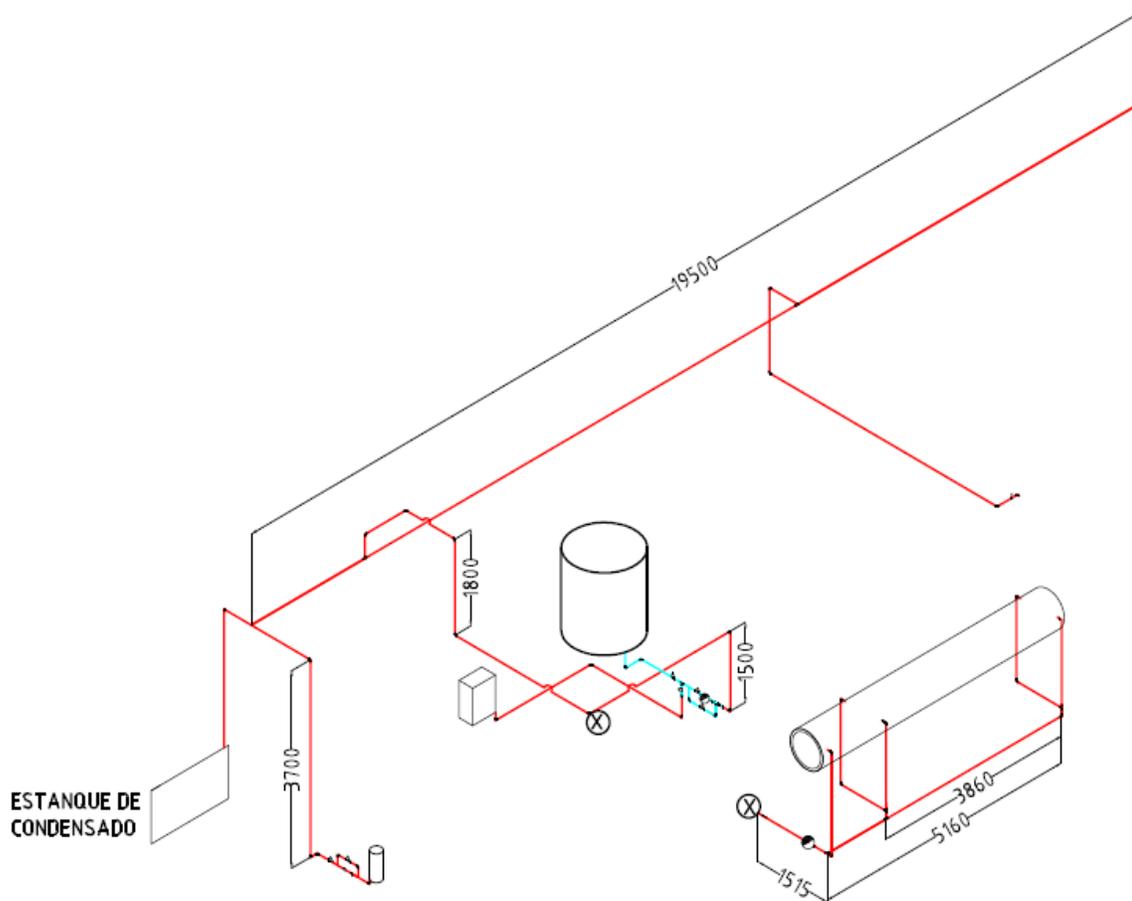


Figura 2.17 Retorno de condensado de planta de hidrólisis ácida, secador de cintas al vacío y bio reactor.

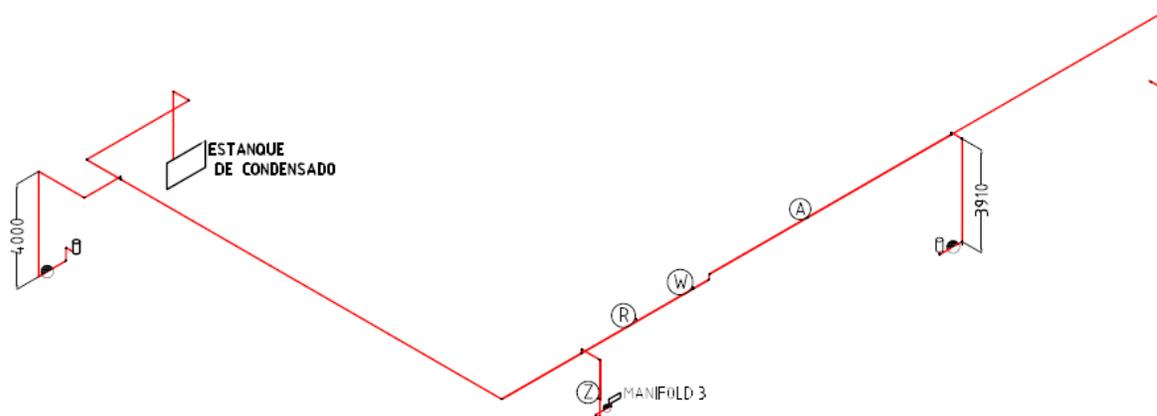


Figura 2.18 Línea principal de retorno de condensado

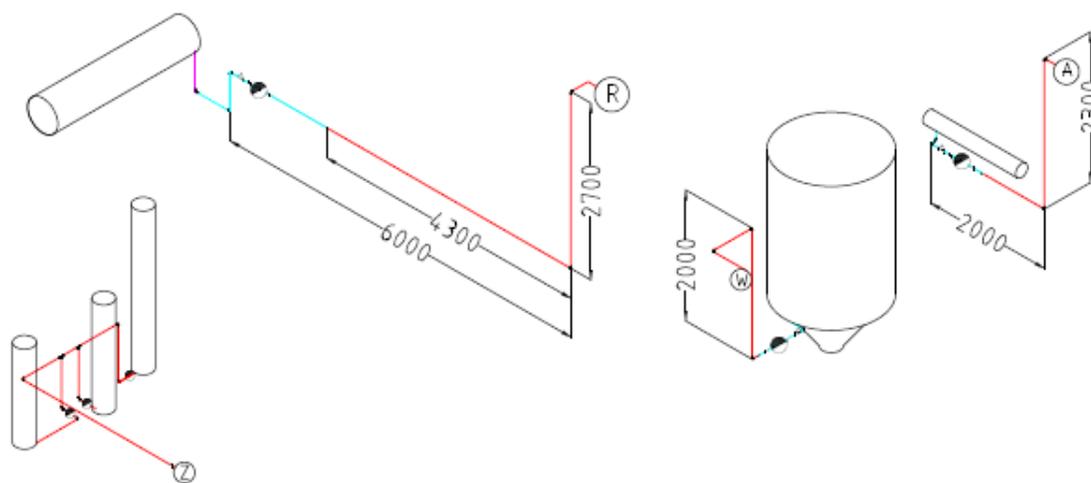


Figura 2.19 Retorno de planta de evaporación, planta de deslignificación e intercambiador de calor de planta de extracción sólido-líquido a la línea principal de condensado.

2.3 Caldera

La Unidad de Desarrollo Tecnológico cuenta con una caldera pirotubular, que puede producir un flujo de vapor de 505 kg/h, a una presión máxima de 15 bar manométricos y que posee una superficie de calefacción de 8,96 m².



Figura 2.20 Caldera de la Unidad del Desarrollo Tecnológico.

Esta caldera está compuesta de varios accesorios que sirven para obtener un mejor control, seguridad, medición, etc. A continuación se dará a conocer los diferentes accesorios que componen la caldera y para qué se utilizan.

2.3.1 Accesorios de caldera.

- 2.3.1.1 Control de nivel: Dispositivo para conectar y desconectar la bomba de alimentación de agua, y accionar la alarma de bajo nivel.
- 2.3.1.2 Manómetro: Sirve para conocer a que presión se encuentra trabajando la caldera
- 2.3.1.3 Medidor de nivel visual: Se utiliza para observar a qué nivel de agua se encuentra la caldera.



Figura 2.21 Medidor de nivel visual

- 2.3.1.4 Válvula de seguridad: Se utiliza para proteger el sistema de presiones excesivas.



Figura 2.22 Válvula de seguridad

- 2.3.1.5 Presostato de seguridad: La misión del presostato de seguridad es cortar el suministro de combustible cuando se alcanza una presión superior establecida como presión de seguridad.
- 2.3.1.6 Válvula de retención: Esta válvula está instalada en la entrada de la caldera para impedir el retorno del fluido, ya que dentro de la caldera se puede generar una contra presión mayor a la de la bomba de alimentación que puede devolver el fluido (vapor) y esto pueda afectar a dicha bomba.
- 2.3.1.7 Válvula de globo: Esta válvula es utilizada para regular el paso de flujo de vapor a las diferentes líneas de UDT, cabe señalar que esta válvula genera gran pérdida de carga.

- 2.3.1.8 Válvula de compuerta para purga: Entre las válvulas de purga, se pueden distinguir las válvulas de extracción de fondo y las de extracción de superficie. La caldera de UDT cuenta con la válvula de extracción de fondo que va ubicada en la parte más baja de la caldera y sirve para extraer lodos o barros provenientes de la vaporización de las aguas duras, acción del uso de los desincrustantes, mantener el nivel de concentración de sólidos disueltos y en suspensión en valores recomendados.
- 2.3.1.9 Quemador de combustible: Un quemador es un dispositivo para quemar combustible líquido, gaseoso o ambos (excepcionalmente también sólido) y producir calor generalmente mediante una llama. Habitualmente va asociado a una caldera o un generador de vapor para producir vapor, calentar agua o aire, pero también se usa en procesos industriales para calentar cualquier sustancia.



Figura 2.23 Quemador de combustible

- 2.3.1.10 Control de encendido (chispa): Por medio de ese control, se impide que salga combustible si es que no existe la chispa necesaria para iniciar la combustión.
- 2.3.1.11 Botella de nivel: Este accesorio es utilizado para ver con qué nivel de agua se encuentra la caldera, cuando se encuentra fuera de servicio visor de nivel.



Figura 2.24 Botella de nivel

Como se puede observar en la figura 2.24 esta botella cuenta con tres válvulas, las cuales, si se abren debe ocurrir lo siguiente:

- Si se abre la válvula que se encuentra más arriba sólo debería salir vapor.
- Si se abre la válvula de en medio, debería salir vapor y agua líquida
- Si se abre la última válvula, solamente debería salir agua líquida, esto debe indicar que el nivel de agua es el adecuado.

2.3.1.12 Venteo de aire: Este accesorio se utiliza para eliminar el aire dentro de la caldera.

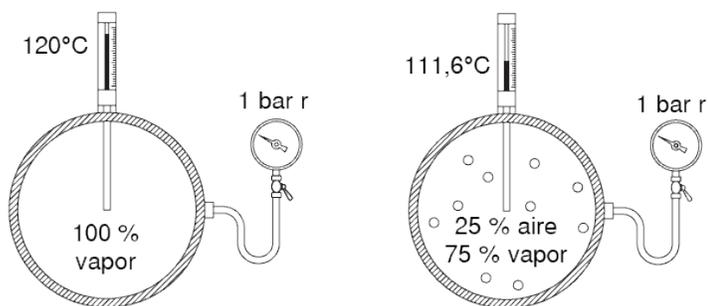


Figura 2.25 Importancia de que la caldera tenga venteo de aire.

2.4 Alimentación de la caldera

En UDT el agua de alimentación debe recibir un tratamiento previo antes de llegar a la caldera debido al exceso de sales minerales que se encuentran en ella, además cuenta con dos bombas multi-etapas para alimentar la caldera. A continuación se dará a conocer las características de la bomba y en qué consiste el tratamiento de agua.

2.4.1 Bomba de agua multi-etapas

Una bomba multi-etapas, es aquella que tiene varios impulsores (rodetes) de agua montadas en un eje trabajando en serie, esta bomba trabaja de igual forma que una bomba tradicional, pero a diferencia de ésta, al contar con más impulsores, puede llegar a levantar grandes presiones. La UDT cuenta con dos bombas de tipo vertical que pueden succionar un caudal de 25 lts/min y levantar presiones hasta los 30 bar, cabe señalar que estas bombas no trabajan de forma simultánea, sino sólo trabaja una sola, la otra es utilizada cuando la primera bomba vertical no esté funcionando de forma correcta o deba recibir algún tipo de chequeo o mantenimiento.



Figura 2.26 Bombas multi-etapas de UDT

2.4.2 Tratamiento sobre el agua

El ablandamiento del agua es un proceso que tiene por finalidad eliminar el calcio y magnesio que posee el agua y que son las características del agua dura. En algunos casos, los iones de hierro también causan dureza del agua y pueden ser eliminados durante el proceso de ablandamiento. La mejor solución para ablandar un agua es usar una unidad de ablandamiento de aguas y conectarla directamente con el suministro de agua.

Un ablandador de agua colecta los minerales que causan la dureza y los retiene en un tanque colector y éste en cada periodo es regenerado. Otra manera de ablandar el agua es con el uso de intercambiadores iónicos. Esta reemplazará los iones de calcio y magnesio por otros iones, por ejemplo sodio y potasio.

- 2.4.2.1 Problemas que puede causar el agua dura: El agua dura causa un alto riesgo de incrustaciones de cal en los tubos, en los sistemas de agua. Lo anterior reduce la transferencia de calor y origina recalentamiento en los tubos, esto incrementa los costos de calentar el agua sobre un 15 a un 20%.
- 2.4.2.2 Proceso de ablandamiento de agua en UDT: En UDT es necesario el proceso de ablandamiento debido que el agua es extraída minerales, para este proceso, la empresa COTACO (compañía de tratamiento de agua y combustión) es la encargada de prestar este servicio y supervisar la calidad del agua cada cierto tiempo, la siguiente tabla muestra una revisión de COTACO indicando el estado actual del agua en UDT.

Tabla 2.2 Control COTACO

Constituyente	Caldera	Tolerancia Correcta
PH	9,5	10,5 – 12
Dureza Total (CaCO ₃)	5	Máx. 15
Alcalinidad AF(CaCO ₃)	250	
Alcalinidad Total(CaCO ₃)	450	Máx. 700 ppm
OH Libre(CaCO ₃)	50	100-600 ppm
Cloruros(Cl)	190	Máx. 200 ppm
Conductividad (uS / cm)	3250	Máx. 3500 ppm
Sulfito(Boropres)	355	20 - 40 ppm
Polimex (Dispersante)	570	250 – 1000 ppm

Según los valores obtenidos, COTACO informa que el ph y OH libre están bajo la tolerancia requerida por lo cual esto puede producir corrosión tanto en las tuberías como en la misma caldera, se recomienda colocar una dosis de Alcalit de un litro directo al estanque de alimentación y suspender el Boropres (sulfito de sodio) por 20 días, dado que se encuentra sobre el rango admisible.

Para realizar dicho tratamiento, COTACO recomienda utilizar algunos materiales como resina con catión de sodio, para realizar un intercambio iónico, captar las partículas de calcio y magnesio que trae el agua y Alcalit para aumentar el ph del agua.

2.5 Plantas y Equipos

La Unidad de Desarrollo Tecnológico cuenta con diferentes plantas piloto para poder desarrollar diferentes estudios a los cuales se dedican, que utilizan vapor. A continuación se dá a conocer las diferentes plantas y para que se utilizan, y que se aprecian en figura 2.1 y tabla 2.1.

2.5.1 Planta de Deslignificación

La planta piloto de Deslignificación está diseñada para poder procesar químicamente biomasa ligno celulosa de origen forestal agrícola a través de una extracción sólido – líquido órgano solvente. El proceso consiste en hacer reaccionar material ligno celuloso con ácido acético en un reactor especialmente diseñado, posteriormente se separa la fracción sólida (celulosa) y la fase soluble en el solvente a través de un prensado y filtrado. La fase sólida es lavada con solvente dos veces en un reactor a condiciones ambientales o temperaturas y la

fase soluble es concentrada y diluida en agua para separar la lignina y hemicelulosa.

Esta planta cuenta con dos equipos que necesitan el aporte energético del vapor y son un intercambiador de calor y un reactor de lavado.



Figura 2.27 Intercambiador de calor

Figura 2.28 Reactor de Lavado

2.5.2 Planta de Extracción Sólido – Líquido

La planta piloto consta con un reactor de 4000 litros de capacidad nominal. La biomasa se carga por el extremo superior del reactor y posteriormente se adiciona el solvente de extracción, de acuerdo a una relación sólido – líquido determinada. El solvente se recircula por un circuito externo que consta de una bomba y un intercambiador de calor, calefaccionado con vapor, a través de cuyo flujo se controla la temperatura de extracción. Después de un periodo predeterminado, se corta la recirculación del licor (el líquido de extracción, junto al extracto disuelto) y se trasvasija a un estanque para su almacenamiento temporal. El material extraído puede ser sometido a una nueva extracción o al proceso de recuperación del solvente para posteriormente ser retirado por el fondo del reactor. El licor se puede evaporar y secar, para obtener el extracto en la forma deseada.

Esta planta está compuesta por un intercambiador de calor y un reactor que necesita aporte directo del vapor para mantener una temperatura adecuada de la biomasa.



Figura 2.29 Planta de extracción sólido – líquido

2.5.3 Planta MDF

La planta piloto MDF se utiliza para producir fibras del tipo TPM o CTMP, también es utilizada para producir fibras encoladas para tableros MDF.



Figura 2.30 Planta MDF

2.5.4 Planta de evaporación

La planta de evaporación se utiliza para evaporar los solventes utilizados en las otras plantas.

Esta planta está constituida por tres evaporadores que necesitan el aporte energético del vapor.



Figura 2.31 Planta de evaporación

2.5.5 Secador de cinta al vacío

El secador consta de una banda sinfín de teflón, de 495 cm de largo y 43 cm de ancho, montada horizontalmente en el interior de un cilindro de acero inoxidable; éste se mantiene a vacío. La banda se mueve sobre 5 intercambiadores de calor planos, los que pueden ser alimentados con vapor. La solución a secar (la que debe tener una viscosidad 1.000 centipoises, aproximadamente) se alimenta en un extremo del secador, de manera tal que su distribución sea uniforme, a través de lo ancho de la banda sinfín. La banda avanza en forma continua a una velocidad de 5 – 25 cm/min, en función de lo cual la solución entra en contacto, en forma sucesiva, con la superficie de los 5 intercambiadores de calor, los que son mantenidos a temperaturas determinadas. La energía transferida de la superficie de los intercambiadores a la solución, a través de la cinta de teflón, provoca una

evaporación paulatina del solvente. Si el material a secar posee características plásticas, usualmente el último intercambiador se utiliza como enfriador. Al final del secador, un dispositivo mecánico raspa el sólido de la banda y se evacúa a un recipiente.



Figura 2.32 Secador de cinta

2.5.6 Secador rotatorio

Este tipo de secadores son aptos para secar materiales sensibles al calor y/o susceptibles de ser contaminados con gases. Una de las aplicaciones más comunes consiste en secar materiales granulares. En las instalaciones de UDT, se utiliza para secar biomasa forestal granulada, en particular, polvo de lija, aserrín, viruta o pin chips. La biomasa entra al secador con una humedad entre 30 y 60% y sale con un 10 a un 15%.



Figura 2.33 Secador rotatorio

2.5.7 Columna de destilación continua

La columna de destilación es de relleno y tiene 18 platos. Es íntegramente de vidrio, con la sólo excepción del mini reactor, cuyo material de construcción es grafito. El largo total de la columna es de 9 m, la sección de agotamiento tiene un diámetro de 25 cm, el que disminuye a 15 cm en la sección de enriquecimiento.



Figura 2.34 Columna de destilación continua

2.5.8 Planta extracción líquido – líquido

La extracción líquido- líquido, consiste en mezclar a través de un sistema de agitación, dos soluciones o líquidos por un tiempo de alrededor de 2 minutos. Uno de ellos está compuesto por una solución jabonosa (pitch de tall oil, agua y metanol) en proporciones de 1:1:1,6 respectivamente y el segundo es el solvente (hexano) en proporción 2:1 respecto a la solución jabonosa. Luego de ser mezclados, son vertidos a un sistema separador de fases por diferencia de densidades, proceso que toma alrededor de 10 minutos. Transcurrido este tiempo la solución se separa en dos fases, fase pesada o fase acuosa (F.A) y fases liviana o fase orgánica (F.O). Es esta última la fase de interés, compuesta principalmente de hexano y pequeñas cantidades de fito esteroides disueltos (alrededor del 3% del pitch de tall oil).

Esta planta cuenta con un evaporador continuo que necesita el aporte energético del vapor.



Figura 2.35 Evaporador continuo

2.5.9 Planta de hidrólisis ácida

Esta planta cuenta con dos reactores de diferentes capacidades para realizar una hidrólisis ácida al aserrín, lo que significa que mediante ácido sulfúrico concentrado y otros aditamentos se puede extraer los azúcares, lo cual fermentando fácilmente se puede convertir en etanol, esta planta cuenta con un reactor vitrificado y un bioreactor que necesitan aporte energético del vapor.



Figura 2.36 Planta hidrólisis ácida

2.6 Accesorios de red de vapor UDT

Los accesorios son una parte muy importante en las redes de vapor y condensado ya que sirven para dar un mejor control del vapor, otorgar mayor seguridad por algún tipo de accidente, etc. A continuación se dará a conocer los diferentes accesorios que componen la actual red de vapor de UDT.

2.6.1 Válvulas

- 2.6.1.1 Válvula de globo: Se utiliza para regular el flujo de vapor.
- 2.6.1.2 Válvula de bola: Es de cierre rápido, sirve para distintos de fluidos y presiones.
- 2.6.1.3 Válvula de compuerta: Se utiliza para abrir o cerrar el paso, no es recomendable para regulación.
- 2.6.1.4 Válvula reductora de presión: Reduce la presión, se accionan automáticamente y además son regulables según los requerimientos del usuario.
- 2.6.1.5 Válvula anti retorno: Impide el retorno del fluido.
- 2.6.1.6 Válvula de seguridad: Protege el sistema de presiones excesivas.
- 2.6.1.7 Electro válvula de bola: Funciona con control automático, se utiliza para zonas donde el usuario tiene difícil alcance para cerrar.

2.6.2 Manifold

Es una unidad que se utiliza para dar una mejor distribución del vapor, es decir donde ingresa el vapor y se distribuye a diferentes puntos de consumos.



Figura 2.37 Manifold UDT

2.6.3 Bucle de dilatación térmica

Los bucles de expansión o curvas en “U” se utilizan frecuentemente para absorber la expansión y/o la contracción de las tuberías provocada por los cambios térmicos.

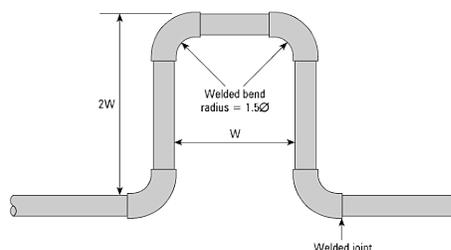


Figura 2.38 Bucle de dilatación

2.7 Accesorios red de condensado de UDT

Los accesorios que se utilizan en esta red se utilizan para poder aprovechar de mejor forma la energía que entrega el vapor, para que el regreso del vapor condensado hacia el estanque de condensado sea más limpio y además no se produzcan inundaciones del vapor condensado en los equipos. A continuación se dará a conocer los accesorios que componen la red de condensado de UDT.

2.7.1 Trampas de vapor

Una trampa de vapor es un dispositivo que permite eliminar: condensados, aire y otros gases no condensables, además de prevenir pérdidas de vapor. En las redes de condensado existen muchos tipos de trampas, pero UDT actualmente cuenta con las siguientes trampas.

2.7.1.1 Trampa de flotador: En la puesta en marcha, el aire que entra a la trampa se descarga a través de una ventila auxiliar de gran capacidad. El condensado obliga al flotador a subir, y coloca la válvula reguladora de descarga en una posición tal que descargue el condensado en forma continua a medida que entra en la trampa. El nivel del condensado en el cuerpo de la trampa se mantiene sobre la válvula de descarga para formar un sello positivo e impedir la descarga del vapor. Cuenta con las ventajas de producir una descarga continúa del condensado tan rápido como se produzca, con elementos termostáticos elimina el aire, se adapta a variación de presiones y temperaturas pero no resisten muy bien las bajas temperaturas.

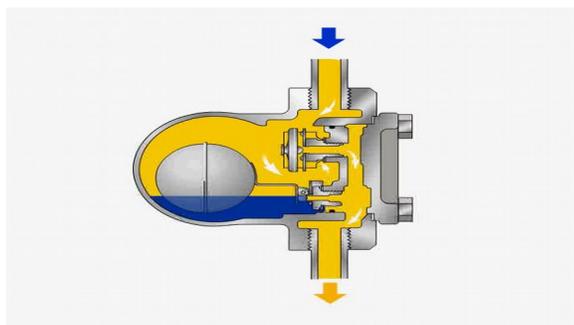


Figura 2.39 Trampa de flotador.

2.7.1.2 Trampa termodinámica: El condensado y el aire levantan el disco y fluyen libremente a través de la trampa. Al llegar el vapor a la trampa aumenta significativamente la velocidad del flujo debajo del disco y la recompresión sobre el disco hace que este cierre de golpe sobre su asiento, sellando el camino al vapor. Las pérdidas de calor de esta pequeña cámara de control que está llena de una mezcla de vapor y

condensado, hacen que la presión en la cámara baje hasta el punto en que el disco se abre nuevamente para descargar condensado. Las grandes ventajas que tiene este tipo de trampa son que son compactas y livianas, están construidas de acero inoxidable, tienen gran resistencia al golpe de ariete, buena resistencia a la corrosión responden rápidamente a cargas variables pero no pueden eliminar el aire de las cañerías.

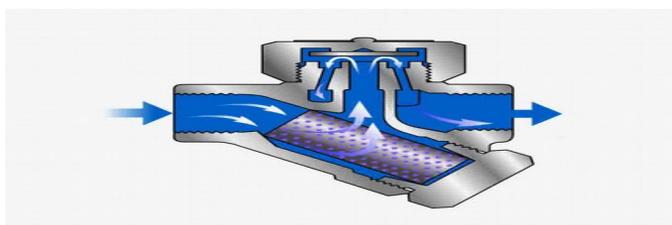


Figura 2.40 Trampa termodinámica

2.7.2 Filtro tipo Y

Son utilizados para realizar una limpieza de impurezas que fluyan por la cañería y puedan afectar el rendimiento de las trampas de vapor.

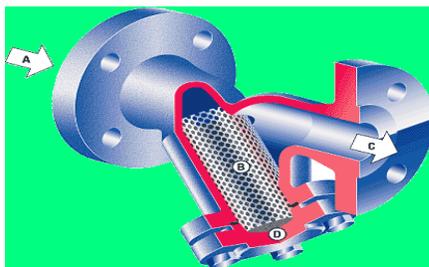


Figura 2.41 Filtro tipo Y

Cabe señalar que además de estos accesorios también cuenta con válvulas de tipo globo y antiretorno.

3 Capítulo: Red de vapor

3.1 Introducción

El presente capítulo está enfocado a la determinación de los consumos individuales de cada equipo, la verificación de los actuales dimensionamientos de la red de vapor, propuesta de nuevo esquema para la actual red (nuevos trazados e incorporación de nuevos accesorios), sugerencias para revisión del estado actual de las tuberías etc.

3.2 Cálculo de flujos de vapor

Para la verificación del dimensionamiento de la red de vapor se necesitan los consumos individuales de los diferentes equipos y sus presiones de trabajo. Para determinar los requerimientos de vapor, se necesita temperatura a la cual se quiere calentar el fluido, temperatura a la cual se encuentra el fluido inicialmente, tiempo de calentamiento y la masa del fluido a calentar.

Para demostrar el procedimiento utilizado, se efectuará el cálculo del vapor necesario que necesita el intercambiador de calor que se encuentra en la planta de extracción sólido – líquido para llegar a las condiciones que necesita el fluido a calentar. Cabe señalar que el fluido el que necesitará el aporte energético será el agua ya que tiene un punto de calentamiento sensible mayor al fluido en el cual se trabaja en esta planta y por tema de diseño es recomendado verificarlo de esta forma.

Lo primero que se realizará será calcular el calor que necesita el agua para llegar a las condiciones que necesita el proceso con la siguiente ecuación.

Nota: Este cálculo se basará en las condiciones de operación del intercambiador de calor que corresponde a la planta de tanino.

$$\dot{Q}_{agua} = \dot{m}_{agua} * (h_f - h_i) [kW] \quad (\text{Ecuación N}^\circ 1)$$

En donde:

\dot{Q}_{agua} = Calor que necesita el agua [kW].

\dot{m}_{agua} = flujo de agua a calentar [kg/s].

h_f = Entalpía específica del líquido saturado, a una determinada presión.

h_i = Entalpía específica del líquido sub-enfriado, a una determinada temperatura.

Para poder calcular el calor que necesita el agua lo primero será calcular el flujo de agua con la siguiente ecuación.

$$\dot{m}_{agua} = \frac{m_{agua}}{T} \left[\frac{kg}{s} \right] \quad (\text{Ecuación N}^\circ 2)$$

Donde:

m_{agua} (Masa de agua) = 3500 kg

T (tiempo de calentamiento) = 7200 s.

Con estos valores se determina el flujo de agua a calentar que es de 0,48 kg/s, lo siguiente será determinar el h_f y el h_i , para ello, utilizando los siguientes datos y el programa computacional EES, se determina:

Tabla 3.1 Datos y resultados

Temperatura final (°C)	120
Temperatura inicial (°C)	15
Presión final (bar. abs)	2
Presión inicial (bar. abs)	2
Entalpía final (kJ/kg)	503,8
Entalpía inicial (kJ/kg)	63,01

Utilizando estos datos y la Ecuación N°1 se determina que el calor que necesita el agua es de 211,5 kW. Calculado este valor se puede dar paso al cálculo del flujo de vapor necesario. En la teoría no se considera la pérdida de calor que ocurre en el tramo por lo cual se estima que el calor que necesita el agua es igual al que entrega el vapor, pero en la práctica existe una pérdidas de calor por lo que el calor del vapor debe ser mayor por lo que se considerará que el rendimiento del trazado es de un 80% y con la siguiente ecuación se puede calcular el calor que entrega el vapor.

$$\dot{Q}_{vapor} = 0,8 * \dot{Q}_{agua} [kW] \quad (\text{Ecuación N}^\circ 3)$$

Con esta ecuación se puede calcular que el calor que entrega el vapor es de 264,94 k J/s, ahora ya con este valor se puede dar paso al cálculo del flujo de vapor necesario para cumplir dicha condición, mediante la siguiente ecuación.

$$\dot{Q}_{vapor} = \dot{m}_{vapor} * (h_3 - h_4) [kW] \quad (\text{Ecuación N}^\circ 4)$$

Donde:

h_3 = Entalpía del vapor a la entrada del equipo (vapor saturado húmedo con título de un 85%).

h_4 = Entalpía del agua a la salida del equipo, pasando por la trampa de vapor.

A continuación se muestra el esquema representativo de cómo se determinan las entalpías h_3 y h_4 .

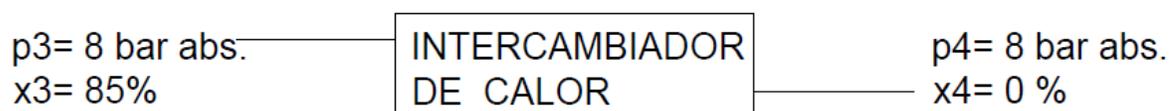


Figura 3.1 Esquema representativo

Donde:

p_3 = Presión a la entrada del intercambiador de calor

p_4 = Presión a la salida de la trampa de vapor

x_3 = Título de vapor a la entrada del intercambiador de calor

x_4 = Título de vapor a la salida de la trampa de vapor

Los datos de entrada fueron entregados por los operadores de la empresa, en tanto los datos de salida son determinados aceptando que las trampas de vapor aprovechan al máximo el calor latente del vapor, por lo cual sale como líquido saturado. Utilizando el programa computacional EES se determinan las entalpías h_3 y h_4 por los cual sus valores son:

Tabla 3.2 Datos

h_3 (kJ/kg)	2769
h_4 (kJ/kg)	721,2

Utilizando la Ecuación N°4, despejando el flujo de vapor y realizando la conversión necesaria a kg/h, el flujo de vapor es de 466 kg/h.

Como se dijo anteriormente ya se conocía el flujo de algunos equipos por lo cual esta operación solo se realizó para los reactores y los intercambiadores de calor. A continuación en la tabla 3.2 se resumen los flujos respectivos de cada equipo.

Tabla 3.3 Flujos de vapor de cada equipo

Planta	Equipos	Consumos de vapor (kg/h)
Planta de Deslignificación	Intercambiador de calor	190
Planta de Deslignificación	Reactor de lavado	307
Planta extracción sólido - líquido	Intercambiador de calor	470 aprox.
Planta extracción sólido - líquido	Reactor de tanino	80
Planta de evaporación	Evaporador 1	120
Planta de evaporación	Evaporador 2	60
Planta de evaporación	Evaporador 3	60
Planta MDF	Reactor MDF	160
Planta Hidrólisis ácida	Reactor Vitricado	216
Planta Hidrólisis ácida	Mini Reactor Vitricado	32
	Secador de cinta	340 en puesta en marcha 30 en funcionamiento
	Secador rotatorio	50
Planta extracción líquido – líquido	Bio Reactor	60
	Columna de destilación	96
	Mini Reactor	25
Σ consumos= 2.226 kg/h		

Con estos flujos de vapor se puede dar paso a la verificación de dimensionamiento de las cañerías.

Conclusión

Como se puede apreciar en la tabla 3.3 la sumatoria de consumos excede la capacidad que tiene la caldera que genera 505 kg/h de vapor, por ende la utilización de los equipos dependerá de que su consumo global no exceda dicho valor, por lo tanto debe tenerse en consideración cuales equipos pueden funcionar en forma simultánea.

3.3 Dimensionamiento de cañerías

Para este objetivo es necesario definir los criterios para determinar si el dimensionamiento actual de las cañerías es el adecuado, pero antes en la tabla 3.4 se muestra lo que puede ocurrir si existe un mal dimensionamiento.

Tabla 3.4 Problemas del mal dimensionamiento

Sobredimensionamiento	Mayor costo en cañerías
	Mayores pérdidas de calor
	Se forma mayor masa de condensado
Subdimensionamiento	Menor presión en los equipos de vapor
	Caudales de vapor insuficientes
	Golpe de ariete y erosión

Teniendo claro la importancia de un dimensionamiento adecuado se define los criterios a utilizar.

3.3.1 Criterios de dimensionamiento

3.3.1.1 Criterio de velocidad: Se recomiendan velocidades entre 15 a 40 m/s.

3.3.1.2 Criterio de caída de presión: Se debe respetar las presiones requeridas por los equipos existentes.

Definidos los criterios necesarios para el dimensionamiento se procede a verificar las líneas de vapor.

3.3.2 Verificación del dimensionamiento de las líneas de vapor

Para dar comienzo a la verificación del dimensionamiento, es necesario saber cómo está compuesta la actual red de vapor, para eso en la figura 3.2 se muestra un esquema de como es la red de vapor principal de UDT.

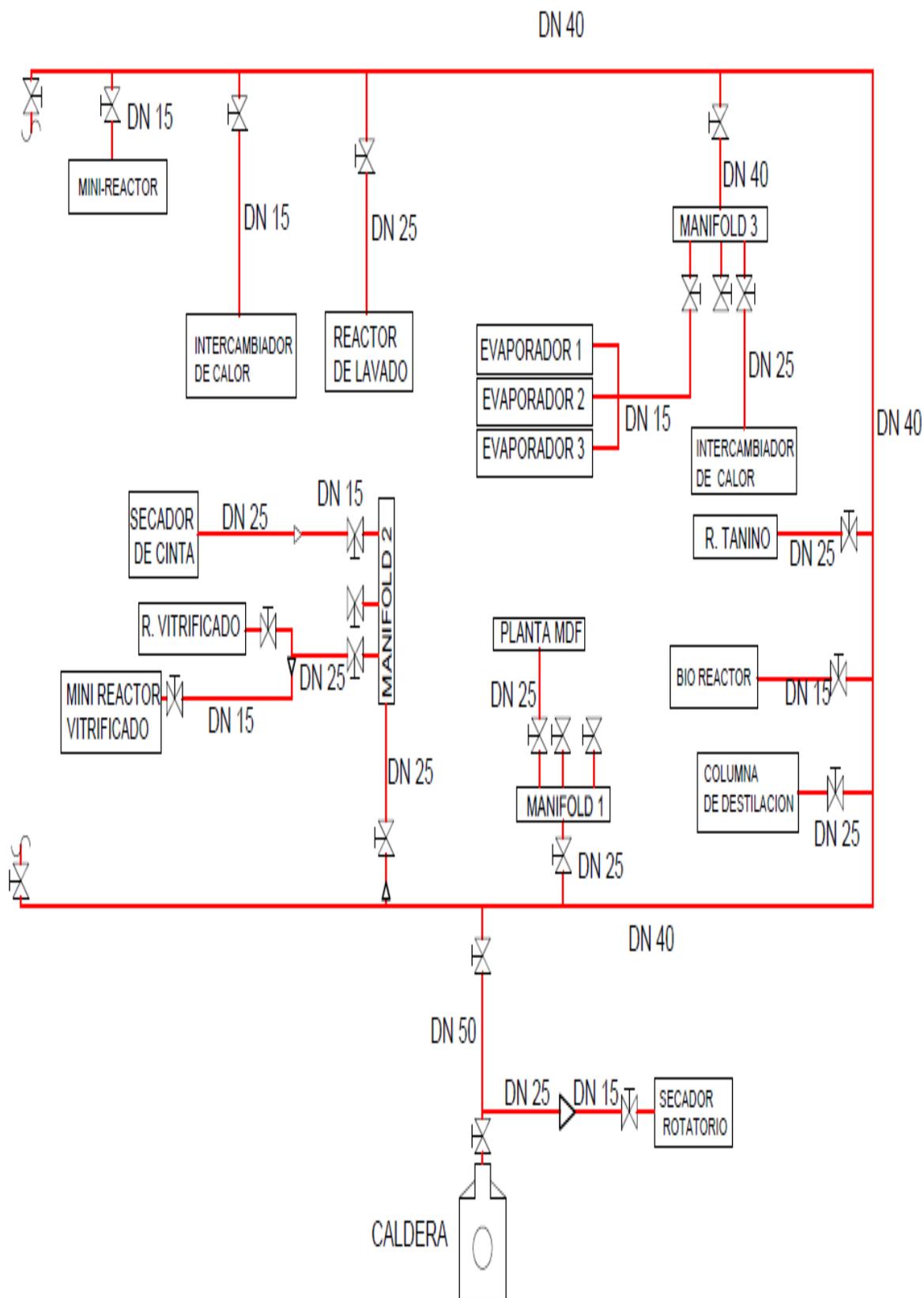


Figura 3.2 Esquema red de vapor UDT en la actualidad.

Con este esquema se puede apreciar cómo está distribuida la red de vapor en UDT, y se puede dar paso a la verificación de los dimensionamientos, para ello se debe definir el equipo considerado más crítico y ese es aquel que trabaja a mayor presión y no es el que tenga un gran consumo de vapor. El intercambiador de calor que pertenece a la planta de deslignificación es el equipo que trabaja a mayor presión. Además se requiere que funcione simultáneamente con el reactor de lavado que tiene un mayor consumo de vapor pero trabaja con menor presión que el intercambiador de calor. En el siguiente esquema se aprecia el actual dimensionamiento y las condiciones a las cuales trabaja.

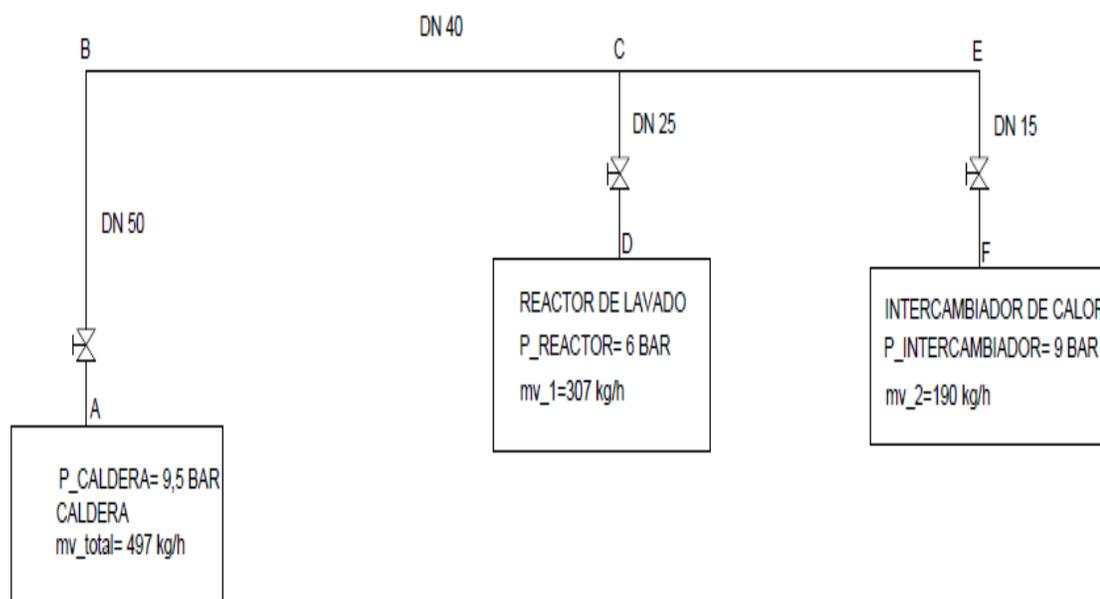


Figura 3.3 Esquema representativo

Donde:

DN= Diámetro nominal para cañerías, especificado por la norma ASTM A-53, se puede especificar en pulgadas o milímetros.

P_CALDERA= Presión que genera la caldera.

P_REACTOR= Presión que necesita el reactor de lavado.

P_INTERCAMBIADOR= Presión que necesita el intercambiador de calor.

mv_total= Flujo de vapor generado por la caldera.

mv_1= Flujo de vapor que necesita el reactor de lavado.

mv_2= Flujo de vapor que necesita el intercambiador de calor.

Como los diámetros están definidos se realizará el estudio tramo por tramo y verificar si las pérdidas de carga (caídas de presión) son significativas para estimar si es necesario realizar un cambio de cañería, para ello se utilizarán los criterios ya mencionados, diagramas y tablas de longitudes equivalentes para los accesorios.

Tramo A-B

Para comenzar se determinará la caída de presión que debe ocurrir cada 100 metros, para esto se necesita el DN del tramo y el flujo de vapor que pasa por el tramo.

DN= 50 mm

mv_total= 497 kg/h

Definido esto se utiliza el siguiente diagrama y se determinará el Δp_i y f

Δp_i = Caída de presión cada 100 metros.

f = factor de presión.

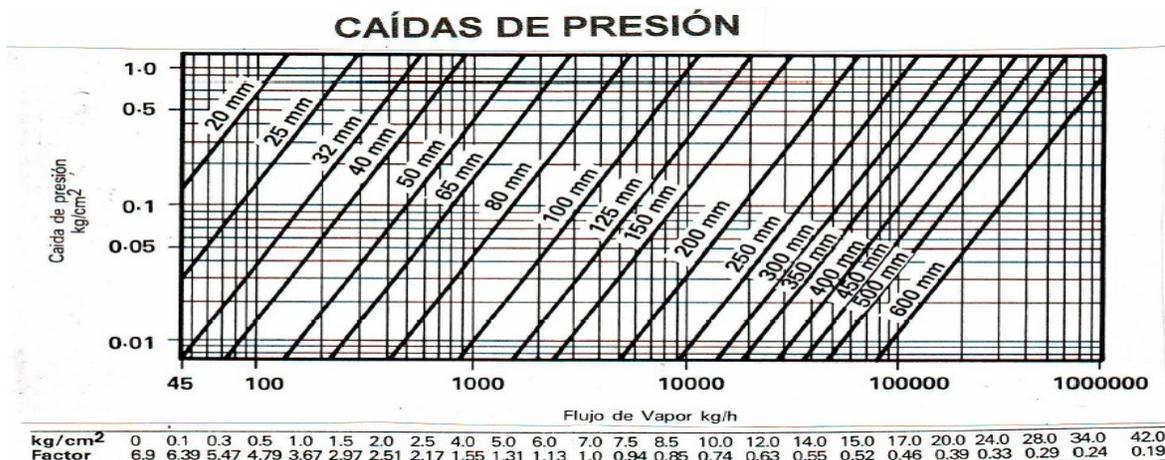


Figura 3.4 Diagrama de caídas de presión

Cuando los DN sean igual 15 a 25 mm se utilizará la tabla que se encuentra en el anexo 1 página 107 y para trabajar en ella se necesita la temperatura y presión a la que viene el vapor, el actual diámetro de la cañería y el flujo de vapor que pasa por la cañería.

Volviendo a lo anterior con el diagrama de la figura 3.4 se define que el Δp_i es 0,09 bar/100 m y mientras que f es 0,76, definido esto es necesario determinar las longitudes equivalentes totales.

$$\sum L_T A-B = L_{cañerías A-B} + L_e A-B$$

Donde:

$\sum L_T A-B$ (m) = Sumatoria de longitudes equivalentes del tramo A-B en metros

$L_{cañerías A-B}$ (m) = Largo de cañería tramo A-B en metros

$L_{eq A-B}$ (m) = Longitudes equivalente de los accesorios en metros.

Estos valores se encuentran en los planos realizados en AUTOCAD.

$$L_{cañerías A-B} = 4,9 \text{ m}$$

$$L_{eq} A-B = 1eb+2vg+7c+1sb$$

Donde:

eb= Entrada brusca en longitud equivalente

vg= Válvula de globo en longitud equivalente

c= Codos en longitud equivalente

sb= Salida brusca en longitud equivalente

Para determinar las longitudes equivalentes se necesitara lo siguiente:

Conversión de DN en milímetros a pulgadas anexo 1 página 108.

Conocer diámetro exterior utilizando DN en pulgadas anexo 1 página 109.

Utilizar tabla de longitudes equivalentes entrando con diámetro exterior anexo 1 páginas 110 y 111.

Con esto y determinadas las longitudes equivalentes la sumatoria de longitudes equivalentes es:

$$\sum L_T A-B = 4,9+ 2,7+33+10,5+2=53,1 \text{ m}$$

Para determinar la caída de presión en ese tramo se recurre a la siguiente ecuación.

$$\Delta p_{\text{máx}} = (\Delta p_i * \sum L_T A-B * f) / 100$$

$$\Delta p_{\text{máx}} = (0,09 * 0,74 * 53,1) / 100 = 0,036 \text{ bar}$$

Para los siguientes tramos se repite el mismo procedimiento y se llega a lo siguiente.

Tabla 3.5 Datos y resultados

Tramo	DN (mm)	mv(kg/h)	Δp_i (bar/100m)	f	$L_{cañería}$ (m)	L_{eq} (m)	$\Delta p_{máx}$ (bar)
B-C	40	497	0,3	0,74	35,5	9,2	0,1
C-D	25	307	0,3	0,74	2,9	4,3	0,016
C-E	40	190	0,04	0,74	5,6	2	0,0024
E-F	15	190	10	0,74	4,85	10,72	1,15

Luego

$$\sum \Delta p_{MÁX} = \Delta p_{MÁX} A-B + \Delta p_{MÁX} B-C + \Delta p_{MÁX} C-E + \Delta p_{MÁX} E-F$$

$$\sum \Delta p_{MÁX} = 0,036 + 0,1 + 0,0024 + 1,15 = 1,29$$

$$P_{Int.Calor} = P_{caldera} - \sum \Delta p_{MÁX}$$

$$P_{Int.Calor} = 9,5 - 1,29 = 8,21 \text{ bar}$$

Como se puede apreciar la presión sería insuficiente para trabajar en las condiciones que el usuario necesita. El tramo donde ocurrió la mayor caída de presión es el tramo E-F por lo cual es necesario redimensionar ese tramo. Con respecto a la alimentación del reactor de lavado se puede apreciar que se llegaría con más de la presión necesaria por ende se recomienda instalar una válvula reductora de presión.

Se realizará un recálculo del tramo E-F, para ello se necesita la presión aproximada a la que viene el vapor y el flujo de vapor para determinar el DN, para realizar esto se utilizarán ambos criterios mencionados anteriormente.

Recálculo

$$mv_2 = 190 \text{ kg/h}$$

$$P_{aprox} = 9,5 \text{ bar}$$

Utilizando tabla del anexo 1 página 112, considerando además ambos criterios ya mencionados, se selecciona el siguiente diámetro de cañería.

DN=25 mm

Con el diámetro seleccionado para esta cañería se repite nuevamente el procedimiento para determinar la caída de presión cada 100 metros, determinar longitudes equivalentes y finalmente obtener la caída de presión que se produce en el tramo. El procedimiento utilizado entrega el siguiente resultado:

Tabla 3.6 Recálculo

Tramo	DN (mm)	mv(kg/h)	Δp_i (bar/100m)	f	$L_{cañería}$ (m)	L_{eq} (m)	$\Delta p_{máx}$ (bar)
E-F	25	190	0,4	0,74	4,85	17,73	0,07

Luego se repite el mismo procedimiento y se determina que la presión que llega al equipo es:

$P_{Int.Calor} = 9,3$ bar

Con este recálculo el diámetro de la cañería seleccionado, es 25 mm.

Otro punto importante es recalcar que el diámetro principal de la línea de vapor es el indicado debido a que fue dimensionado en función del equipo más crítico.

Para los demás equipos se realizó el mismo estudio en función a sus diferentes requerimientos tanto de presión como de flujo de vapor. A continuación en la tabla 3.7 se expone un resumen de las pérdidas de carga que ocurren para los demás equipos y si es que cumplen con las condiciones que se necesitan.

Tabla 3.7 Resumen de estudio de pérdidas de carga.

Equipos	Presión en caldera (bar)	Presión requerida en el equipo (bar)	Pérdida de carga (bar)	Presión real en el equipo (bar)
Evaporador 1	7	6	2,66	4,34

Evaporador 2	7	6	2,66	4,34
Evaporador 3	7	6	2,66	4,34
Int. Calor	7,5	7	3,13	4,87
Reactor tanino	7,5	7	0,023	7,47
Secador rotatorio	7	5	1,17	5,83
Secador de cintas	7	6,5	3,78	3,22
Columna de destilación	7	4	0,017	6,98
Bio reactor	7	4	1,41	5,59
Mini reactor vitrificado	7	5	0,4	6,6
Reactor vitrificado	7	5	0,5	6,5
Reactor MDF	7,5	7	0,27	7,23
Mini reactor	9,5	9	0,2	9,3

Como se puede apreciar, muchos de los equipos con su actual dimensionamiento no logran cumplir las condiciones debido a que algunos de los tramos de su recorrido, en la línea de vapor, son inadecuados y esto produce una gran pérdida de carga, otros en tanto cumplen condiciones pero tienen tramos sobredimensionados que producen pérdidas de calor innecesarias y finalmente como se puede observar otros equipos llegan con más de la presión requerida, es por eso estos cuentan con una válvula reductora de presión que regularía aquello.

A continuación en la tabla 3.8 se dará a conocer qué equipos necesitan un redimensionamiento y quienes cuentan con válvula reductora de presión

Tabla 3.8 Equipos que necesitan redimensionamiento

Equipos	Redimensionamiento o nuevo trazado	Cuenta con válvula reductora de presión
Evaporador 1	X	

Evaporador 2	X	
Evaporador 3	X	
Int. Calor	X	
Reactor tanino	X	
Secador rotatorio		X
Secador de cintas	X	
Columna de destilación	X	
Bio reactor	X	X
Mini reactor vitrificado		X
Reactor vitrificado		X

3.4 Redimensionamiento y nuevo trazado

3.4.1 Redimensionamiento

Teniendo claro que equipos necesitan un redimensionamiento, se aplicarán los mismos criterios ya mencionados anteriormente, además de utilizar los gráficos y tablas mencionadas anteriormente que se encuentran en el anexo 1 páginas de la 108 hasta la 112. Después de aplicar lo mencionado, en las siguientes tablas de resumen se muestran los resultados del recálculo.

Tabla 3.9 Resumen de recálculo de diámetros.

Tramo	Diámetro actual (mm)	Diámetro calculado (mm)
A-B	50	40
N-M	25	32
M-S1	15	32
S1-S2	25	32
G-J	25	20
T-V	25	15
L-O	25	40
L-W	15	25

W-E1	15	20
Q-H	15	25

Los tramos mencionados en la tabla 3.9 están relacionados con el siguiente esquema que muestra la figura 3.5

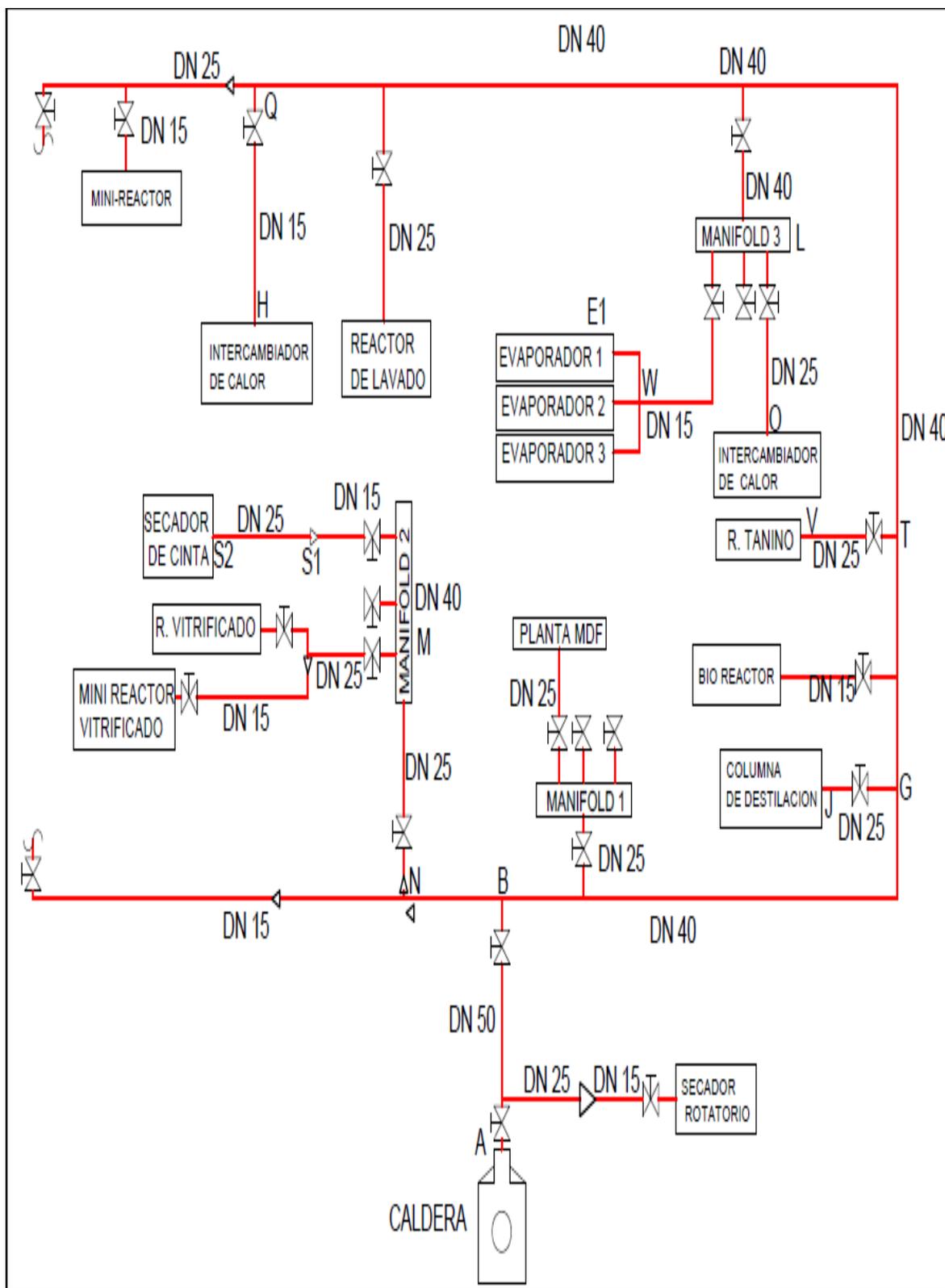


Figura 3.5 Esquema representativo

De acuerdo a lo anterior, en la tabla 3.10 se muestra la disminución de pérdidas de carga debido al redimensionamiento vs las actuales pérdidas por el actual dimensionamiento.

Tabla 3.10 Pérdidas de carga actuales vs pérdidas de carga por redimensionamiento

Equipos	Pérdidas de carga actual (bar)	Nueva pérdida de carga (bar)
Evaporador 1	2,60	0,15
Evaporador 2	2,66	0,17
Evaporador 3	2,66	0,17
Int. Calor	3,31	0,42
Reactor tanino	0,023	0,46
Secador de cintas	3,78	0,22
Columna de destilación	0,017	0,020

Al realizar el redimensionamiento se puede ver, de forma clara una gran disminución en las pérdidas de carga debido a los diámetros sub dimensionados, en algunos tramos la pérdida de carga aumentó debido que los diámetros de alimentación están sobredimensionados.

A continuación se dará paso al nuevo trazado para la red de vapor según el redimensionamiento.

3.4.2 Nuevo trazado

La idea de este punto es tener una mejor distribución de vapor, mejor control, reducir problemas de flujo de vapor, reducir pérdidas de carga y de calor innecesarias, es por ello que se necesita una nueva propuesta sobre el trazado de la red de vapor.

A continuación figura 3.6 se ilustra un esquema de la nueva distribución de la red de vapor.

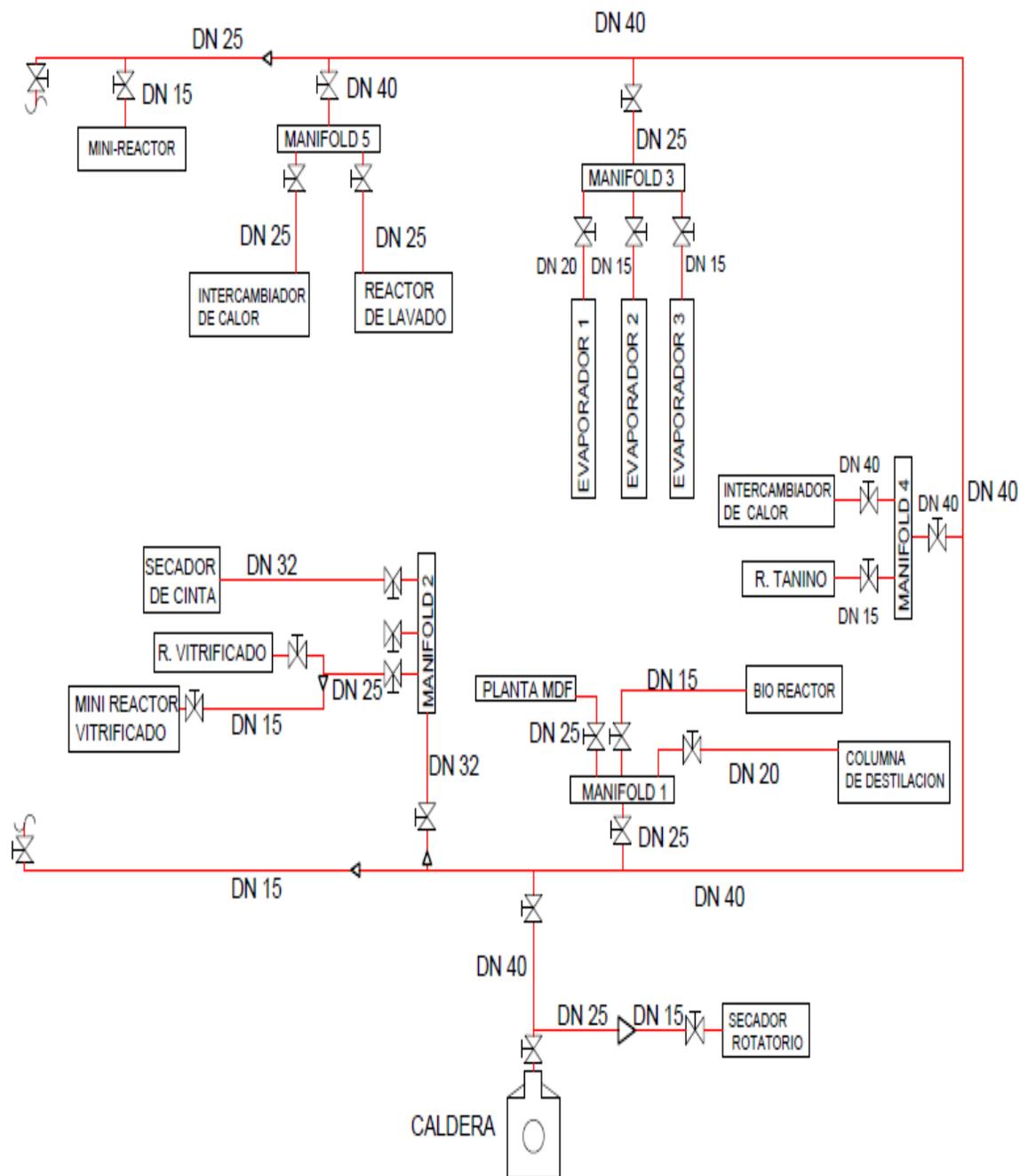


Figura 3.6 Nueva propuesta de trazado

A continuación, en las siguientes figuras se muestran los trazados isométricos de la nueva propuesta de la red de vapor.

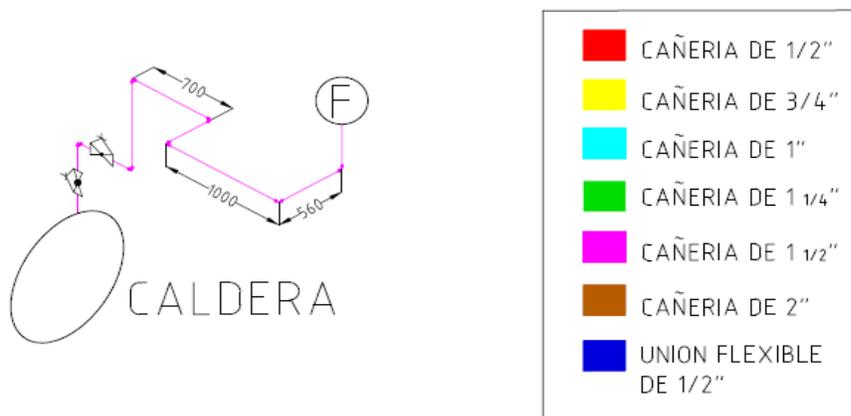


Figura 3.7 Esquema de nuevo trazado de caldera

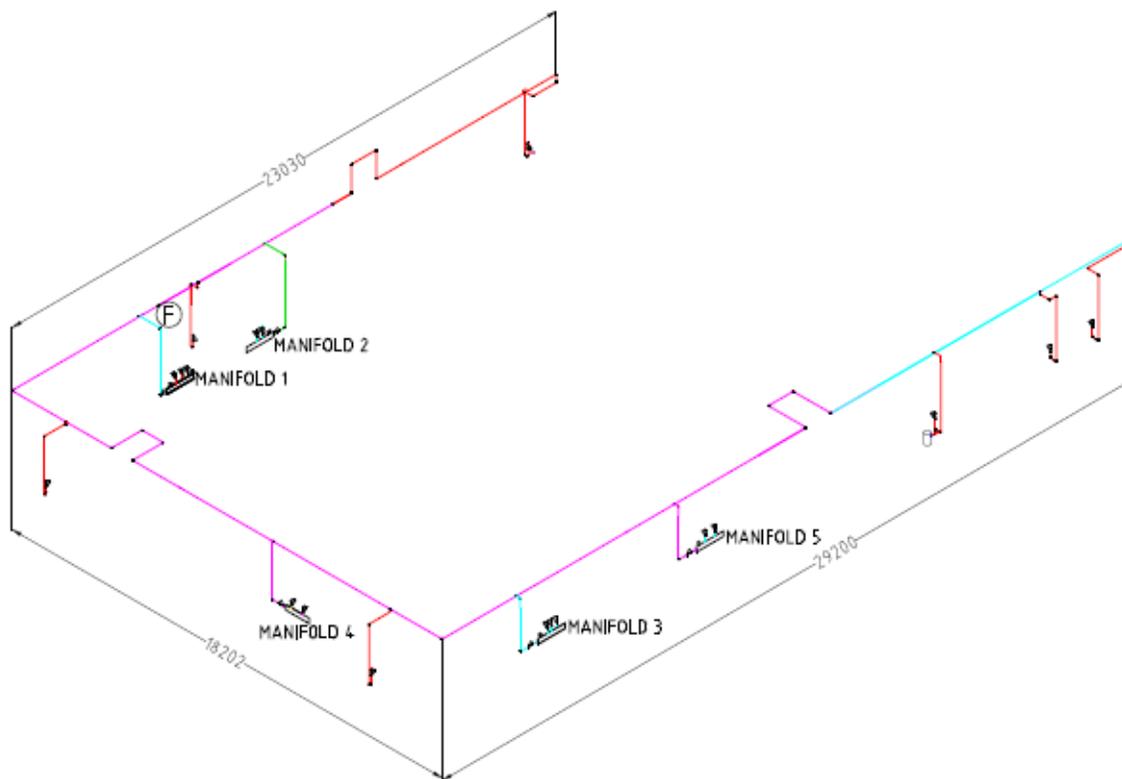


Figura 3.8 Nuevo dimensionamiento y propuesta de nuevo trazado para la red principal

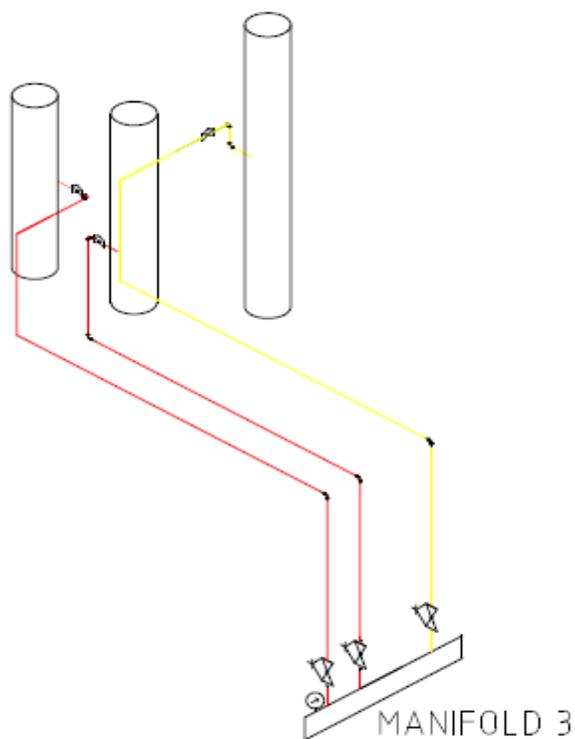


Figura 3.9 Nueva propuesta de planta de evaporación

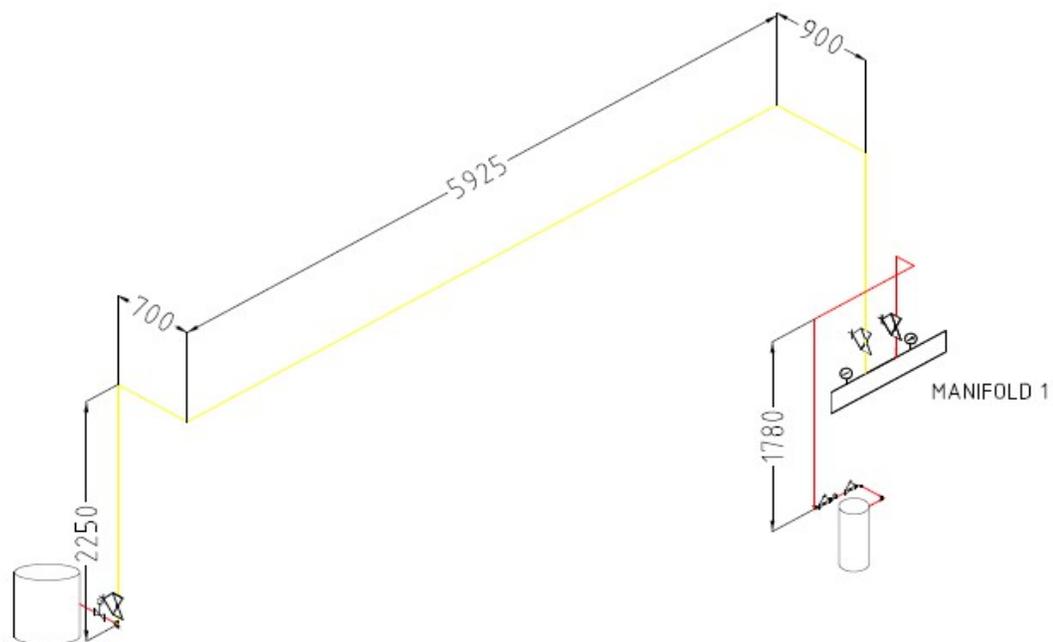


Figura 3.10 Propuesta de nuevo trazado de bio reactor y columna de destilación

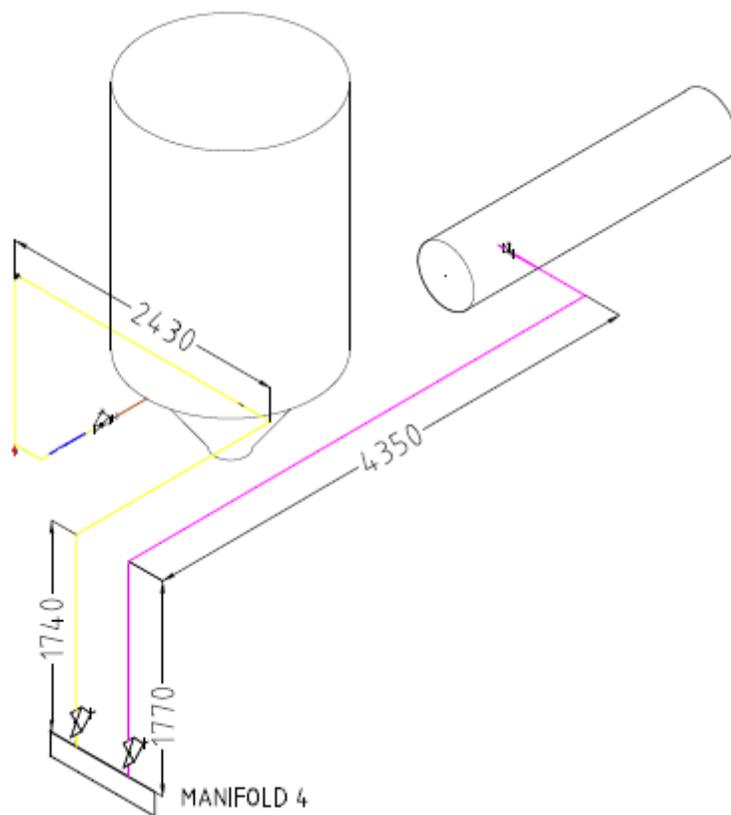


Figura 3.11 Propuesta de nuevo trazado de planta de extracción sólido- líquido

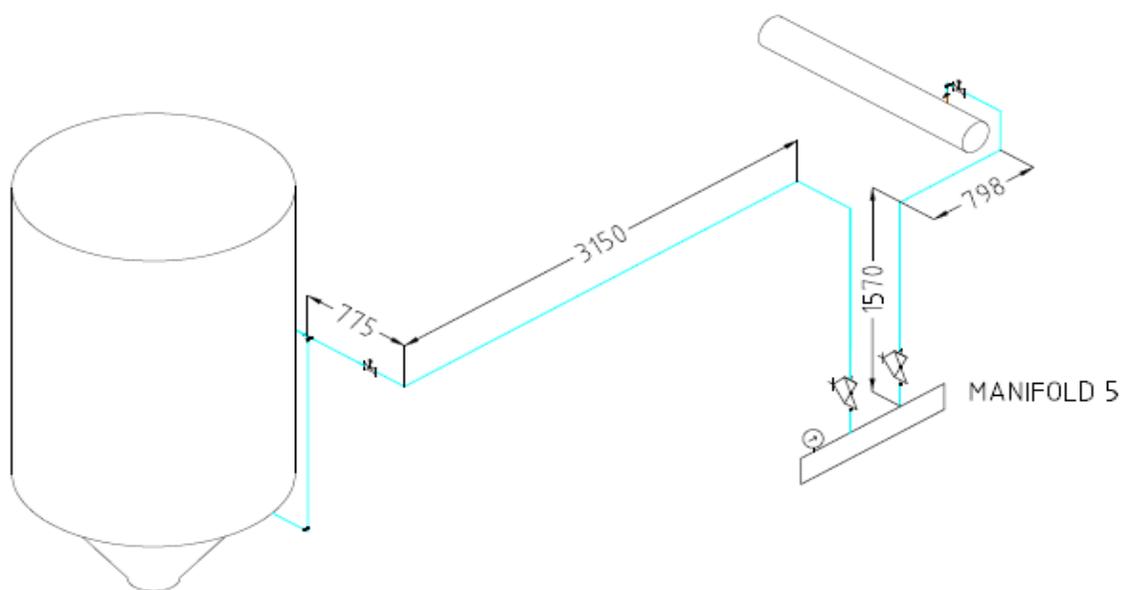


Figura 3.12 Propuesta nuevo trazado de planta de Deslignificación

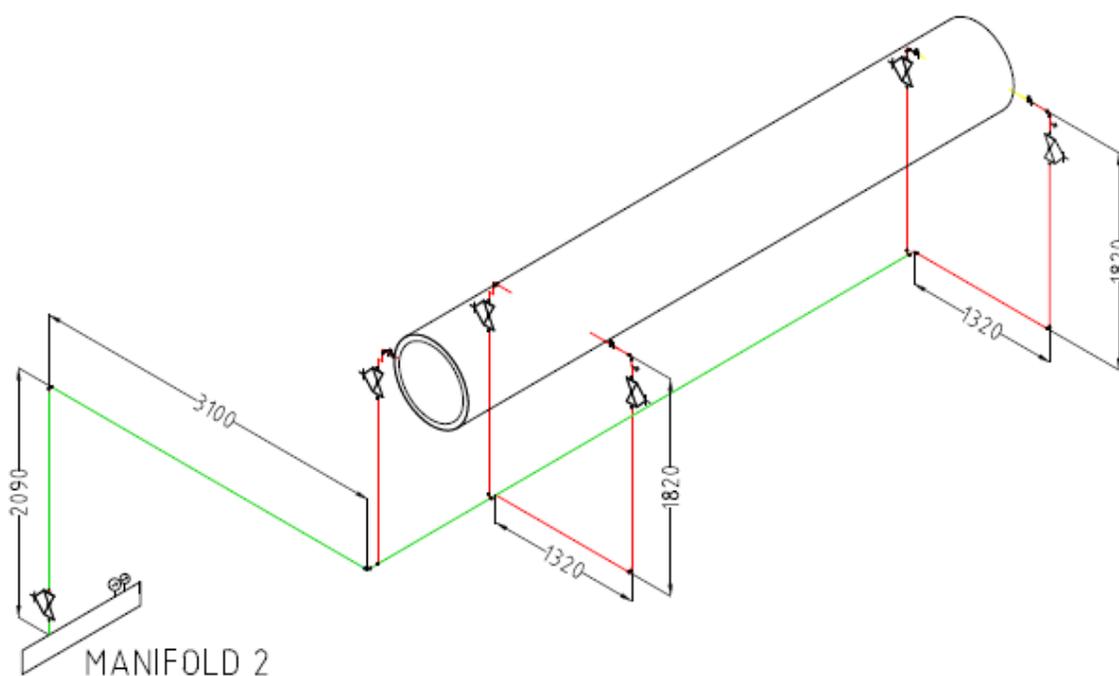


Figura 3.13 Redimensionamiento de alimentación de secador de cintas al vacío

Como se puede apreciar en los nuevos trazados hay un aumento en los diámetros que anteriormente causaban grandes pérdidas de carga, además de la incorporación de los nuevos manifolds.

Para estar seguro de que estos nuevos trazados traerán beneficios, se dará paso a verificar si hay una disminución de las pérdidas de carga en los diferentes tramos rediseñados.

A continuación se procederá a realizar el cálculo de pérdidas de carga correspondiente a los diferentes tramos, para ello se siguió con el mismo método que se realizó anteriormente, en la tabla 3.11 se muestra los resultados obtenidos de acuerdo a los cálculos realizados.

Tabla 3.11 Resultados nuevo trazado

Equipos	Presión en caldera (bar)	Presión requerida en el equipo (bar)	Pérdida de carga (bar)	Presión real en el equipo (bar)
Evaporador 1	7	6	0,26	6,74
Evaporador 2	7	6	0,79	6,21
Evaporador 3	7	6	0,79	6,21
Int. Calor	7,5	7	0,3	7,2
Reactor tanino	7,5	7	0,46	7,04
Secador de cintas	7	6,5	0,22	6,78
Columna de destilación	7	4	0,025	6,98
Bio-reactor	7	4	0,6	6,4
Reactor de lavado	9,5	6	0,25	9,25
Int. Calor	9,5	9	0,2	9,3

Como se puede apreciar hay una disminución importante en las pérdidas de carga gracias a los nuevos trazados, pero además hay más beneficios gracias al nuevo trazado que a continuación se darán a conocer

Beneficios del nuevo trazado

- Mejor control de flujo del vapor, gracias a la incorporación de nuevos manifolds.
- Reducción de problemas de golpe de ariete.
- Reducción de tramos soldados que afectan el flujo de vapor

Luego de rediseñar y redimensionar la red de vapor, es necesario saber si el dimensionamiento de los actuales manifold es adecuado, es por ello que se realizará la verificación de estos.

3.5 Dimensionamiento y redimensionamiento de manifolds.

Para dimensionar los manifold se tiene un criterio muy especial que es el siguiente, el diámetro nominal del manifold debe ser 3 diámetros mayores al diámetro de alimentación, esto quiere decir que si el diámetro de alimentación al

manifold es de 25 mm, el diámetro del manifold debe ser de 50 mm según la tabla que se encuentra en el anexo 1 página 108. A continuación se dá a conocer el redimensionamiento de los actuales manifold y el dimensionamiento de los nuevos manifold.

Tabla 3.12 Dimensionamiento de manifold

Manifold	Diámetro de alimentación (mm)	de Diámetro actual de manifold (mm)	Diámetro seleccionado para manifold (mm)
1	25	80	50
2	32	80	65
3	25	80	50
4	40	No hay	80
5	40	No hay	80

3.6 Inspección a la red actual UDT

En este punto se tratará de dar a conocer el estado actual de los componentes de la red de vapor que se dieron a conocer en el capítulo 2, como el estado en que se encuentran las cañerías, válvulas.

3.6.1 Cañerías

Para este punto se partió verificando el estado actual de las cañerías, y se aprecia que están en un franco deterioro debido al contacto con el aire que provoca una oxidación en ellas, otro punto importante que se puede apreciar, es que no solo es por fuera de la cañería, sino también por dentro, debido al color oscuro del agua condensada que cae en los tramos de purga y esto es debido al óxido que se encuentra dentro, y esto puede producir ruptura y provocar pérdidas de dinero y algo más que importante daño alguna persona que se encuentre merodeando algún sector.

Como se sabe las redes de vapor deben tener una pendiente alrededor de un 4%, pero la red de vapor de UDT no cuenta con pendiente y esto puede producir acumulación de condensado que lleva a un fenómeno conocido como golpe de ariete.

Otro punto importante es tener claro cómo debe realizarse la alimentación a los diferentes equipos o manifold debido que si no se efectúa de manera correcta puede originar erosión que produce el adelgazamiento de las cañerías y esto puede producir algún tipo de accidente ocasionado por el contacto con el vapor a alta temperatura.

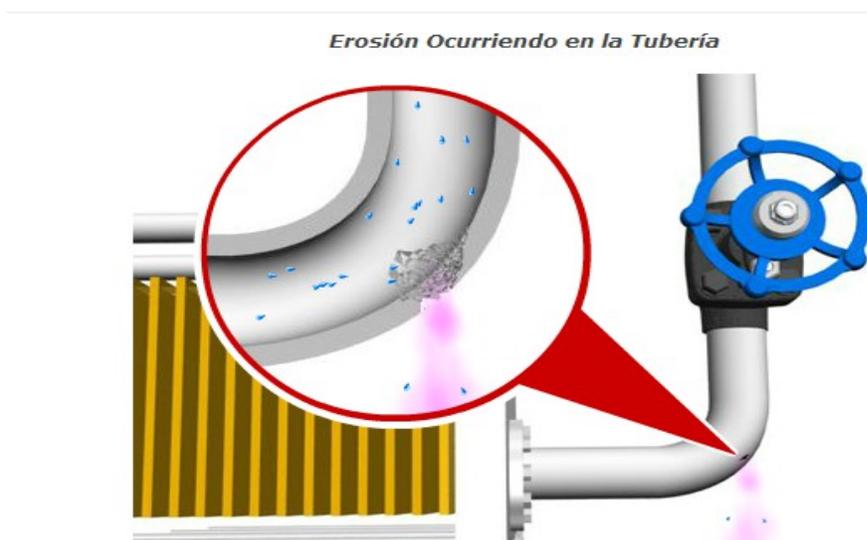


Figura 3.14 Efecto de la erosión

3.6.2 Válvulas

En este punto se parte verificando si las actuales válvulas de control se encuentran en funcionamiento, y se encontró que todas están en funcionamiento, pero algunas con problemas de lubricación para realizar su abertura, luego se encontró que la válvula de seguridad de la caldera se abre a una presión por debajo de lo que recomienda el manual de operador de calderas, especificado en artículo 20 del reglamento de caldera.

3.7 Sugerencias

En este punto se darán algunas recomendaciones de acuerdo a lo tratado en este capítulo.

- Regular la válvula de seguridad de caldera

- Instalar válvula tipo venteo de aire con presión balanceada para eliminar el aire que reduce la temperatura del flujo de vapor que se encuentra en las cañerías.
- Instalar válvula reguladora de presión en el tramo de alimentación al reactor de lavado.
- Cambiar los diámetros mencionados anteriormente para evitar las excesivas pérdidas de carga.
- Realizar las siguientes revisiones para cerciorarse si es necesario cambiar la red de cañerías: prueba hidráulica, revisión termo gráfica, revisión por radiografía. Si es que estas revisiones fueran de costos muy elevados se recomienda cortar algún punto de las líneas para ver el estado en que se encuentran las cañerías.
- Dar pendiente a la red de vapor de un 4%.
- Realizar alimentación a equipos y manifold como se muestra en la figura 3.16 y no como en la figura 3.15, para evitar arrastre de condensado que provoque erosión y además tener un vapor más seco

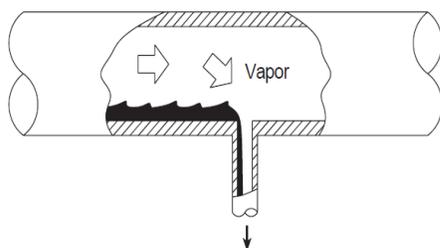


Figura 3.15 Alimentación incorrecta

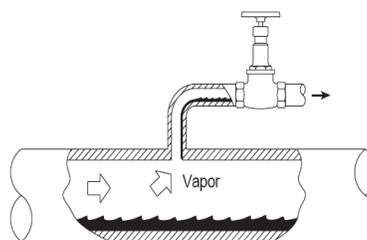


Figura 3.16 Alimentación correcta

- Pedir a la empresa encargada del tratamiento de agua que realice una revisión más completa al agua, ya que actualmente solo se realiza una revisión dentro de la caldera y no al agua que entra a la caldera y el retorno al estanque de condensado debido que existe un límite de veces que se puede reutilizar un agua tratada.
- Cambiar válvulas de la planta de evaporación, ya que dicha planta cuenta con válvulas de bola y se recomienda que se usen válvulas de globo para regular el flujo de vapor.

- Cambiar válvulas debido al redimensionamiento y nuevos trazados de la redes de vapor.

4 Capítulo: Red de condensado

4.1 Introducción

Este capítulo trata la verificación del actual dimensionamiento de las cañerías de retorno de condensado, redimensionamiento de los tramos de retorno, verificación de las actuales trampas de vapor, instalación de nuevas trampas, incorporación de tramos de drenaje y bolsillos colectores en las líneas de vapor y finalmente verificación y redimensionamiento del estanque de condensado.

4.2 Criterios para dimensionamiento de cañerías y trampas de vapor

Al igual que para el dimensionamiento de cañerías de vapor, existen criterios para el dimensionamiento de las líneas de retorno de condensado y las trampas de vapor. A continuación se darán a conocer estos criterios.

4.2.1 Criterios para dimensionamiento de cañerías

Los criterios para el dimensionamiento de las cañerías de condensado son los recomendados en el manual de vapor y condensado del profesor Hernando Cornejo y son los siguientes:

- Masa de condensado = 2 * masa de vapor (líneas de retorno)
- Masa de condensado= 0,1 * masa de vapor (líneas de drenaje)
- Caída de presión de 8 mm cda/m. En algunos casos se optará por una caída de presión de 10 mm cda/m debido que el diámetro de retorno no debe ser mayor al diámetro de la línea de vapor.

Además de estos criterios se utilizará el gráfico que se encuentra en el anexo 2 página 113 que se utilizará para obtener el diámetro adecuado del retorno de condensado.

4.2.2 Criterios para dimensionamiento de trampas de vapor

Los criterios para la selección de las trampas de vapor son los siguientes:

- Masa de condensado (kg/h) = 2* masa de vapor (Trampas para equipos)
- Masa de condensado (kg/h) = 0,1*masa de vapor(Trampas de líneas)
- Diferencial de presión(bar) = presión de entrada – presión de salida

Además de estos criterios se utilizará una tabla que se encuentra en el anexo 2 página 108 que recomienda el tipo de trampa para cada equipo y luego los gráficos correspondiente para seleccionar el diámetro de la trampa seleccionada que se encuentran en el anexo 2 páginas 114 hasta la 117.

Definidos ambos criterios se dará paso a la verificación del dimensionamiento de las cañerías y trampas.

4.3 Verificación y redimensionamiento de red de condensado

Teniendo definido los criterios necesarios para realizar el cálculo se procederá a la verificación y redimensionamiento de la red de condensado, pero antes se muestra cómo está distribuida la red de de condensado y los tramos a los cuales se les aplicará la verificación de dimensionamiento.

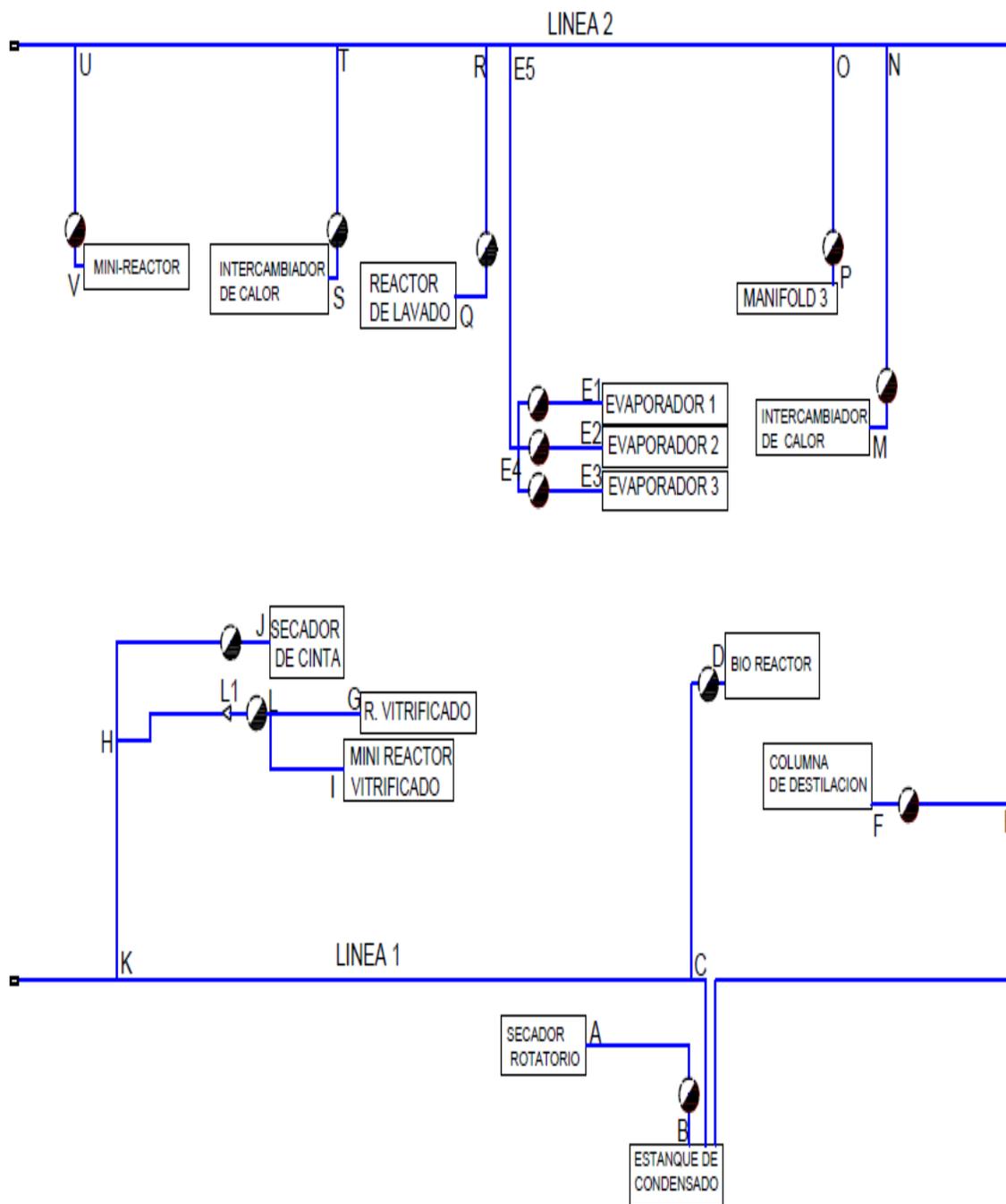


Figura 4.1 Red de condensado

A continuación en la tabla 4.1 se dará a conocer el resultado de la verificación de los actuales diámetros de retorno y los diámetros recomendados.

Tabla 4.1 Resumen de verificación y redimensionamiento red de condensado

Tramo	Masa de vapor (kg/h)	Masa de condensado (kg/h)	Diámetro actual (mm)	Diámetro calculado (mm)
A-B	50	100	15	15
D-C	60	120	15	15
F-E	96	192	15	20
I-L	32	64	15	15
J-K	340	680	15	32
G-L	216	432	25	25
L-L1	248	496	25	25
M-N	470	940	25	32
P-O	470	47	15	15
E1-E4	120	240	15	20
E2-E4	60	120	15	15
E3-E4	60	120	15	15
E4-E5	240	240	15	20
Q-R	307	614	25	25
S-T	190	380	25	25
V-U	25	50	15	15
LINEA 2	470	470	15	25
L1-H	248	496	15	25
LINEA 1	340	340	15	25

Con respecto al tramo correspondiente a la LINEA 1 a LINEA 2 se consideró una masa de condensado igual a la masa de vapor debido que ya pasó por la trampa y debería ser netamente condensado.

Como se puede apreciar en el esquema nuevo de la red de vapor se consideran cinco manifolds con diferentes consumos de vapor, y es importante recuperar el condensado que quizás puede producirse en ellos. De tablas contenidas en anexos ya mencionadas anteriormente se obtienen los siguientes resultados.

Tabla 4.2 Selección de diámetros para drenaje de manifold

Manifold	Masa de vapor (kg/h)	Masa de condensado (kg/h)	Diámetro seleccionado (mm)
1	340	34	15
2	316	31,6	15
3	240	24	15
4	470	47	15
5	497	49,7	15

Redimensionada la línea de condensado, es necesario cerciorarse si las actuales trampas de vapor son las adecuadas para los equipos y si están dimensionadas

adecuadamente es por ello que ahora se dará paso a la verificación y selección de trampas de vapor.

4.4 Verificación y selección de trampas de vapor

Teniendo definidos los criterios necesarios, se efectúa la verificación de las actuales trampas para comprobar si fueron seleccionadas adecuadamente, para ello se utilizará la tabla que se encuentra en el anexo 2 página 114 que muestra el tipo de trampa que se recomienda para los diferentes equipos, a continuación en la tabla 4.3 se muestra que tipo es recomendada para los diferentes equipos.

Tabla 4.3 Trampas de vapor actuales y recomendadas.

Equipo o dispositivo	Tipo de trampa actual	Tipo de trampa recomendada
Secador rotatorio	Flotador	Flotador o termostática
Secador de cinta	Flotador	Termodinámica o flotador
Reactor vitrificado	Termodinámica	Flotador o termostática
Mini reactor vitrificado	No tiene	Flotador o termostática
Bio reactor	Termodinámica	Flotador o termostática
Columna de destilación	Flotador	Termodinámica o flotador
Intercambiador de calor	Termodinámica	Termodinámica o flotador
Evaporador 1	Flotador	Termodinámica o flotador
Evaporador 2	Flotador	Termodinámica o flotador
Evaporador 3	Flotador	Termodinámica o flotador
Reactor de lavado	Termodinámica	Termodinámica o flotador
Intercambiador de calor	Termodinámica	Termodinámica o flotador
Mini Reactor	Flotador	Termodinámica o flotador
Manifold 3	Termodinámica	Flotador o termostática

Como se puede apreciar en la tabla 4.3, algunos de los equipos no cuentan con la trampa recomendada. A continuación se realizará el dimensionamiento y selección de las trampas para cada equipo, utilizando los criterios mencionados anteriormente y las tablas de selección que se encuentran en el anexo 2 páginas 115 hasta la 117.

Tabla 4.4 Selección y dimensionamiento de trampas de vapor

Equipo o dispositivo	Masa de vapor (kg/h)	Masa de condensado (kg/h)	Trampa seleccionada	Diferencial de presión (bar)	Diámetro de conexión (pulgadas)
Secador rotatorio	50	100	Flotador	4,7	1/2"
Secador de cintas	340	640	Flotador	6,32	1 "
Bio reactor	60	120	Flotador	3,63	1/2"
Columna de destilación	96	192	Flotador	3,6	3/4"
Reactor vitrificado	216	432	Flotador	3,67	1"
Mini reactor vitrificado	32	64	Flotador	3,67	1/2"
Intercambiador de calor	470	940	Flotador	6,73	1 "
Evaporador 1	120	240	Flotador	5,7	3/4"
Evaporador 2	60	120	Flotador	5,7	1/2"
Evaporador 3	60	120	Flotador	5,7	1/2"
Reactor de lavado	307	607	Termodinámica	5,8	1"
Intercambiador de calor	190	380	Termodinámica	8,77	1/2"
Mini reactor	25	50	Flotador	8,6	1/2"
Manifold 3	470	47	Flotador	6,71	1/2"

Tabla 4.5 Modelo de trampa

Equipo o dispositivo	Tipo de trampa	Marca	Modelo
Secador rotatorio	Flotador	Watson McDaniel	FTT
Secador de cintas	Flotador	Watson McDaniel	FTT
Bio reactor	Flotador	Watson McDaniel	FTT
Columna de destilación	Flotador	Watson McDaniel	FTT
Reactor vitrificado	Flotador	Watson McDaniel	FTT
Mini reactor vitrificado	Flotador	Watson McDaniel	FTT
Intercambiador de calor	Flotador	Watson McDaniel	FTT
Evaporador 1	Flotador	Watson McDaniel	FTT
Evaporador 2	Flotador	Watson McDaniel	FTT
Evaporador 3	Flotador	Watson McDaniel	FTT
Reactor de lavado	Termodinámica	Spirax Sarco	TDS-52
Intercambiador de calor	Termodinámica	Spirax Sarco	TDS-52
Mini reactor	Flotador	Watson McDaniel	FTT
Manifold 3	Flotador	Watson McDaniel	FTT

Como se puede observar cada trampa tiene un diferente modelo, como por ejemplo las trampas termodinámicas modelo TDS-52, que dentro de ellas llevan incorporado un filtro, y las trampas de flotador modelo FTT es también termostática y puede eliminar el aire que se encuentra en las líneas.

4.5 Incorporación de nuevas trampas y puntos de drenaje

Como se puede apreciar en el nuevo esquema para la red de vapor de UDT se instalaron nuevos manifolds los cuales necesitan su propia trampa para drenar el condensado que se produce en ellas, otro punto importante es que la red de vapor debe tener puntos de drenaje en las línea de vapor, actualmente UDT cuenta con estos puntos de drenaje pero sin recuperación del condensado y además mal dimensionado porque no cuenta con un bolsillo colector, en la figura 4.2 se muestra la importancia del bolsillo colector. A continuación se procederá a la selección de trampas de vapor para los manifolds y además el dimensionamiento del bolsillo colector.

Condensado

Figura 4.2 Importancia del bolsillo colector.

4.5.1 Instalación de nuevas trampas

Para la instalación de las trampas para los manifolds se debe seleccionar el tipo de trampa que se necesita, utilizando la tabla que se encuentra en el anexo 2 pagina 114.

Tabla 4.6 Trampa recomendada

Manifold	Tipo de Trampa recomendada
1	Flotador
2	Flotador
3	Flotador
4	Flotador
5	Flotador

Ahora se dará paso a la selección de modelo y diámetro de conexión

Tabla 4.7 Selección de modelo y diámetro se conexión

Manifold	Masa de vapor (kg/h)	Masa de condensado (kg/h)	Diferencial de presión (bar)	Diámetro de conexión (mm)	Modelo
1	340	34	6	15	FTT
2	316	31,6	6	15	FTT
3	240	24	6	15	FTT
4	470	47	7	15	FTT
5	497	49,7	9	15	FTT

La marca seleccionada para las trampas es Watson McDaniel ya que los catálogos de selección de trampas de vapor corresponden a Watson McDaniel.

4.5.2 Dimensionamiento bolsillos colectores

Para realizar el dimensionamiento del bolsillo colector se utilizará la indicación de la figura 4.3 que muestra que el diámetro y largo del bolsillo colector es en función del diámetro nominal de la cañería.

Diámetro Principal.-D	Diámetro Drenaje d1	Altura Drenaje d2
< 100	d1=D	d2=100
125-200	d1=100mm	d2=150
>250	d1>D/2	d2=D

Valores de los diámetros

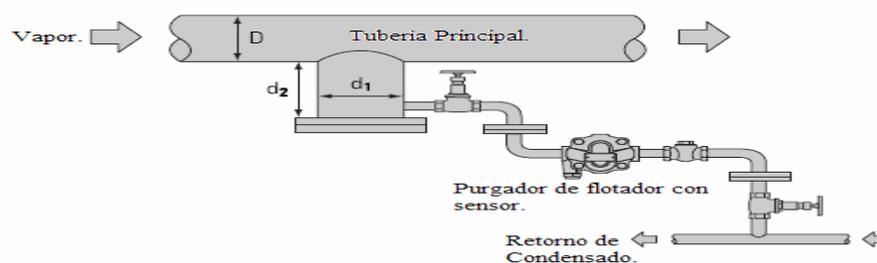


Figura 4.3 Dimensionamiento de bolsillo colector

Como el diámetro principal de la cañería es de 40 mm, d1 será igual a 40 mm en tanto d2 será igual a 100 mm, con esto se dimensiona el bolsillo colector. Para drenar el condensado que se acumula el bolsillo colector es necesario instalar una trampa respectiva para este tipo de bolsillo. Se recomienda una trampa de

flotador, y como el condensado que recuperará será alrededor de 10 kg/h el diámetro de conexión debe ser de ½”.

4.6 Estanque de condensado

Actualmente el estanque de condensado o estanque de retorno está teniendo problemas de rebalse, esto quiere decir que probablemente esté subdimensionado o que la válvula de paso que entrega agua tratada esté en mal funcionamiento y no cierre, en ambos casos hay pérdida de agua y esto significa pérdidas de dinero, por ello se verificará si es necesario redimensionar el estanque. A continuación se dará a conocer las actuales medidas del estanque de condensado y su capacidad máxima.

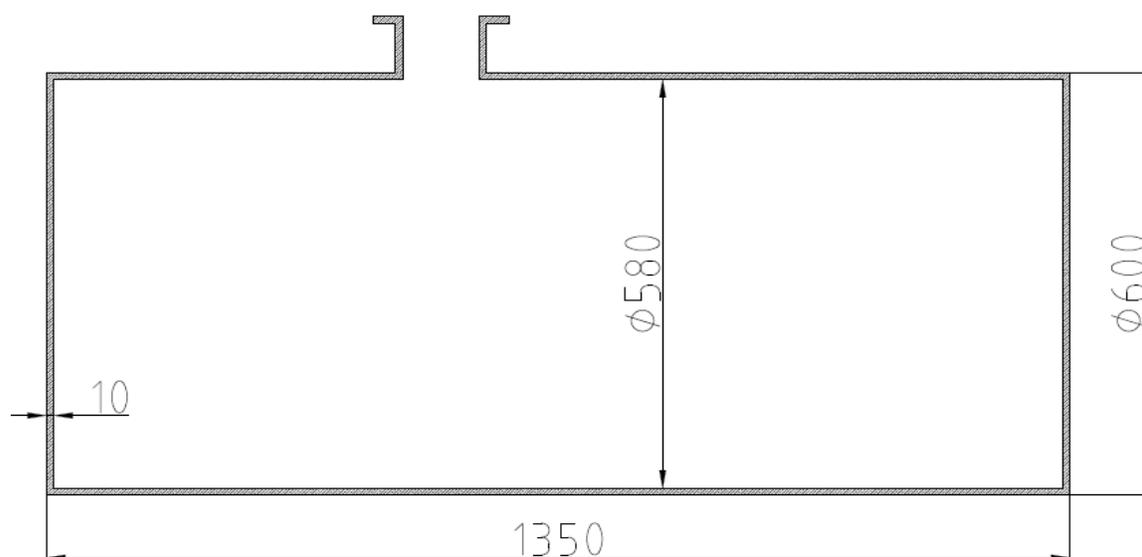


Figura 4.4 Estanque de condensado

De acuerdo a estas medidas es posible calcular la capacidad que tiene el estanque, utilizando la siguiente ecuación.

$$V = 1000 * L * \pi * d_i^2 / 4$$

Ecuación n°1

Donde:

$d_i = 0,58$ m (diámetro interior)

$L = 1,33$ m (largo de estanque)

Resultado.

$V = 351,4$ lts.

Para evitar reutilizar muchas veces la misma agua tratada, es decir realizar muchas renovaciones del agua tratada que significa un gasto y además puede traer problemas en la caldera es necesario redimensionar. Debido al espacio físico donde está instalado el estanque será necesario aumentar el diámetro. Se estimará una capacidad de 550 lts, por ende utilizando la ecuación 1 se despeja el diámetro interior se llega lo siguiente.

Resultado

$d_i = 0,84$ m

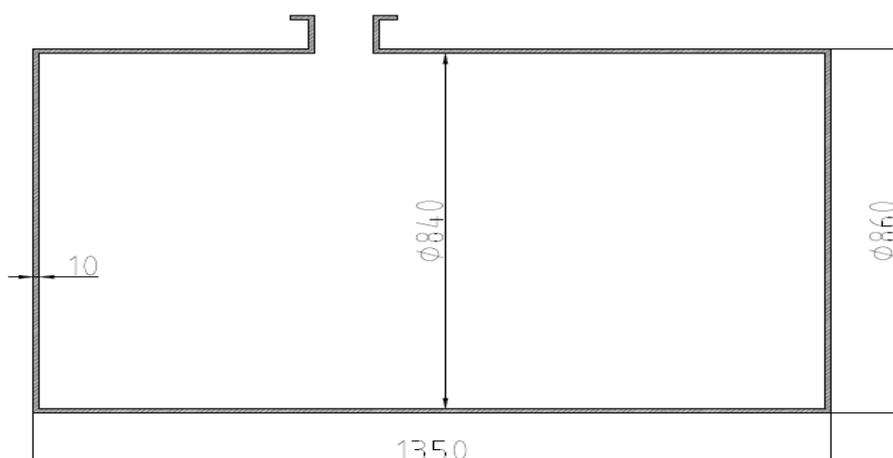


Figura 4.5 Estanque redimensionado

4.7 Inspección red de condensado

Al igual que en la red de vapor se realizó una inspección para ver como se encuentran las cañerías, válvulas de control y retención y el estado de las trampas.

4.7.1 Cañerías

El estado actual de las cañerías se encuentra aceptable sin algún problema de oxidación o corrosión, excepto las líneas de retorno de la planta de evaporación que se encuentran oxidadas.

4.7.2 Válvulas

El estado de las válvulas de globo como las de retención, se encuentra en perfecto funcionamiento.

4.7.3 Trampas de vapor

Realizando una revisión minuciosa se encontró que las trampas de flotador tienen un deterioro exterior por el tiempo de uso y además no tiene la instalación adecuada ya que antes de ellas debe estar instalado un filtro tipo Y para no afectar el funcionamiento de la trampa, en tanto las trampas termodinámicas están en perfecto funcionamiento.

4.8 Sugerencias

A continuación se darán a conocer algunas sugerencias para la red de condensado.

- Instalar bolsillos colectores para drenar red de vapor, estos deben ir cada 30 metros de la red de vapor.
- Instalar válvula de corte, filtro Y y válvula de retención a la salida de los equipos que solo cuentan con trampa de flotador. En la figura 4.6 se muestra como debe ser la instalación.



Figura 4.6 Conjunto de trapeo

- Cambiar válvula de paso del estanque de condensado para no sufrir rebalse del estanque.
- Cambiar válvulas de bola por válvulas de globo en conjunto de trapeo en los equipos que cuentan con trampa termodinámica.
- Se recomienda instalar una trampa de vapor propia para el mini reactor vitrificado y además realizar un retorno independiente a la línea principal de condensado.

5 Capítulo: Dilatación térmica

5.1 Introducción

Este capítulo trata sobre las dilataciones térmicas que ocurren en las líneas de vapor. Para comenzar se explica que son las dilataciones térmicas, para luego realizar el estudio si los actuales bucles de dilatación están dimensionados correctamente o si es necesario redimensionar de acuerdo a las exigencias del sistema, para finalmente verificar si los soportes de la línea de vapor están puestos correctamente o si es necesario reubicar los soportes.

5.2 Dilatación térmica

Las cañerías siempre se instalan a temperatura ambiente. Cuando transportan fluidos calientes, como agua o vapor, trabajan a temperaturas altas y por lo tanto, se expanden, especialmente en la longitud, al pasar de temperatura ambiente a temperatura de trabajo. Esto creará tensiones en ciertas zonas del sistema de distribución, como las juntas de las tuberías, que pueden llegar a romperse.

5.3 Bucles de dilatación

5.3.1 Verificación de los actuales bucles

En este punto se efectúa la verificación de los actuales bucles de dilatación, estos serán evaluados en función de la temperatura ambiente, temperatura de trabajo, largo del tramo y dimensiones. En la tabla 5.1 se dará a conocer la temperatura ambiente y la de trabajo para todos los casos.

Tabla 5.1 Datos

Temperatura ambiente (°C)	15
Temperatura de trabajo (°C)	184
Diferencial de temperatura (°C)	169

Estos datos fueron obtenidos mediante la condición máxima de trabajo que es a 10 bar manométricos y la temperatura a la cual por lo regular se encuentra la sala de procesos.

A continuación, en la figura 5.1, se mostrará la red de vapor y el largo de los tramos.

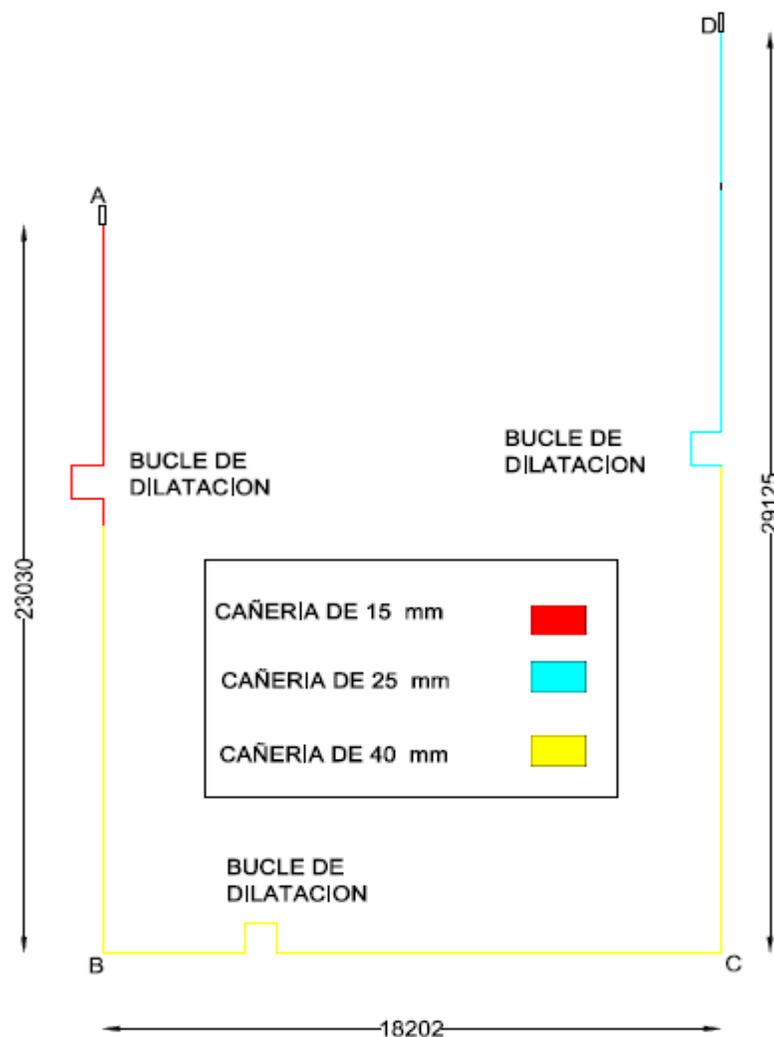


Figura 5.1 Línea principal de vapor

Conociendo esto se dará a calcular la dilatación de cada tramo, para ello se utilizará la siguiente ecuación

$$\text{Dilatación (mm)} = \Delta t(^{\circ}\text{C}) * \text{Largo (m)} * \alpha \left(\frac{\text{mm}}{\text{m} * ^{\circ}\text{C}} \right) * 10^{-3}$$

Donde:

Δt = Temperatura de trabajo – Temperatura ambiente

Largo= Largo del tramo

α = Coeficiente de dilatación lineal (Ver página 118, Anexo 3)

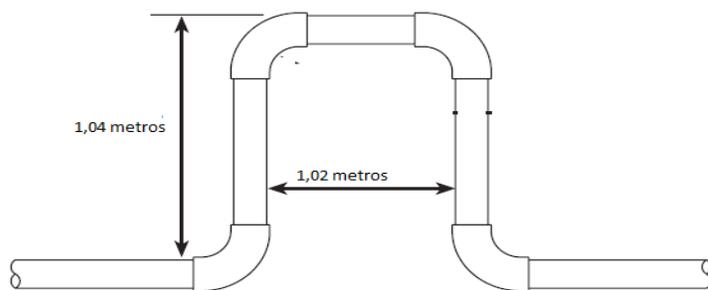
En la tabla 5.2 se muestra el resumen de los resultados.

Tabla 5.2 Resultados de dilatación

Tramo	Largo (m)	$\Delta t (^{\circ}\text{C})$	α (mm/m $^{\circ}\text{C}) * 10^{-3}$	Dilatación (mm)
A-B	23,03	169	15	58,4
B-C	18,202	169	15	46,14
C-D	29,215	169	15	74,06

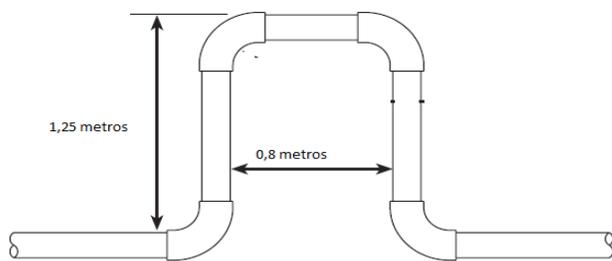
A continuación se muestra el dimensionamiento de los bucles y si pueden soportar estas dilataciones.

Bucle tramo A-B



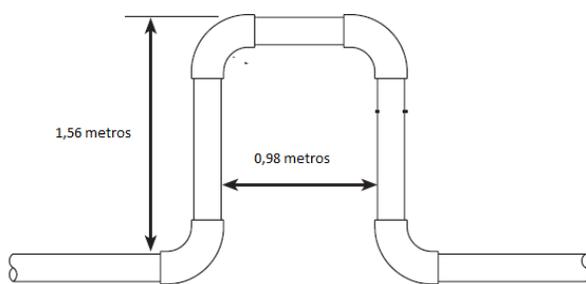
DN= 15 mm

Bucle tramo B-C



DN= 40 mm

Bucle tramo C-D



DN=25 mm

Antes de verificar si los actuales bucles pueden soportar la dilatación, se mostrará como deberían estar dimensionados los bucles.

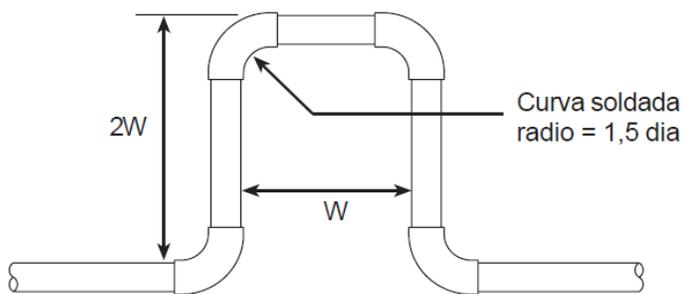


Figura 5.2 Dimensionamiento de bucles

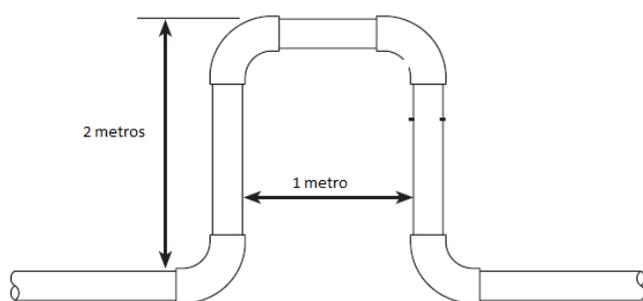
Como se puede apreciar en la figura 5.2, ningún bucle existente cumple con el dimensionamiento adecuado, para ello se utiliza el gráfico que se encuentra en el anexo 3 pagina 118 donde se puede apreciar que solo el bucle del tramo A-B no

cumple las condiciones, pero para mayor seguridad los 3 bucles serán redimensionados.

5.3.2 Redimensionamiento de bucles

Para realizar un dimensionamiento adecuado se utilizará la información entregada por la figura 5.2 y además se utilizará el gráfico mencionado anteriormente. A continuación se muestra los resultados.

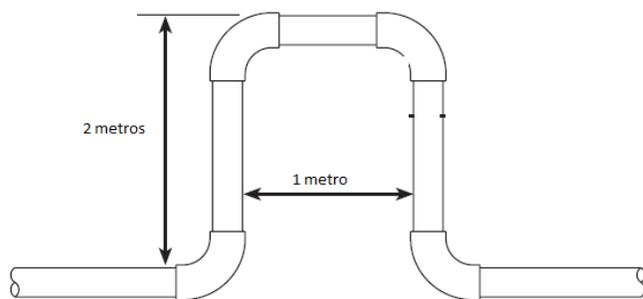
Bucle tramo A-B



DN= 40 mm

Dilatación que soporta= 75 mm.

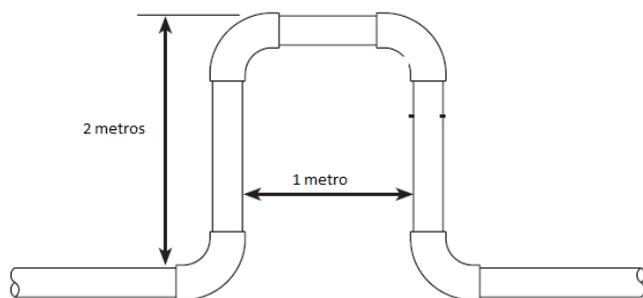
Bucle tramo B-C



DN= 40 mm

Dilatación que soporta= 75 mm.

Bucle tramo C-D



DN= 40 mm

Dilatación que soporta= 75 mm.

De acuerdo con esto y a la dilatación que ocurre en cada tramo, estos bucles soportarían de manera correcta la expansión de la cañería.

5.4 Soportes

Los soportes de cañerías deben estar especialmente diseñados para adaptarse al diámetro exterior de la cañería en cuestión.

La frecuencia de los soportes de cañería variará de acuerdo al diámetro de la cañería, el material (acero o cobre), y si están en posición horizontal o vertical.

Generalmente los soportes de cañería deben cumplir la BS 3974, parte 1, 1974; "Soportes colgados, deslizantes y de patín" y algunos de los puntos importantes son:

- Los soportes deben ir montados en las uniones de tubería, (curvas, T y bridas), y a intervalos no mayores a 6 metros. La razón de colocar los soportes en las uniones, es para eliminar las tensiones en juntas roscadas o con bridas.
- Cuando hay dos o más cañerías soportadas por un accesorio común, la distancia entre los puntos de soporte debe ser la adecuada para la tubería de menor tamaño.
- Cuando el movimiento vaya a ser considerable, como en tramos de cañería recta de longitud superior a 15 metros, los soportes deberán ser de tipo patín.

se encuentra en el anexo 3 página 119 y además de los cálculos realizados para los bucles se llega a lo siguiente.

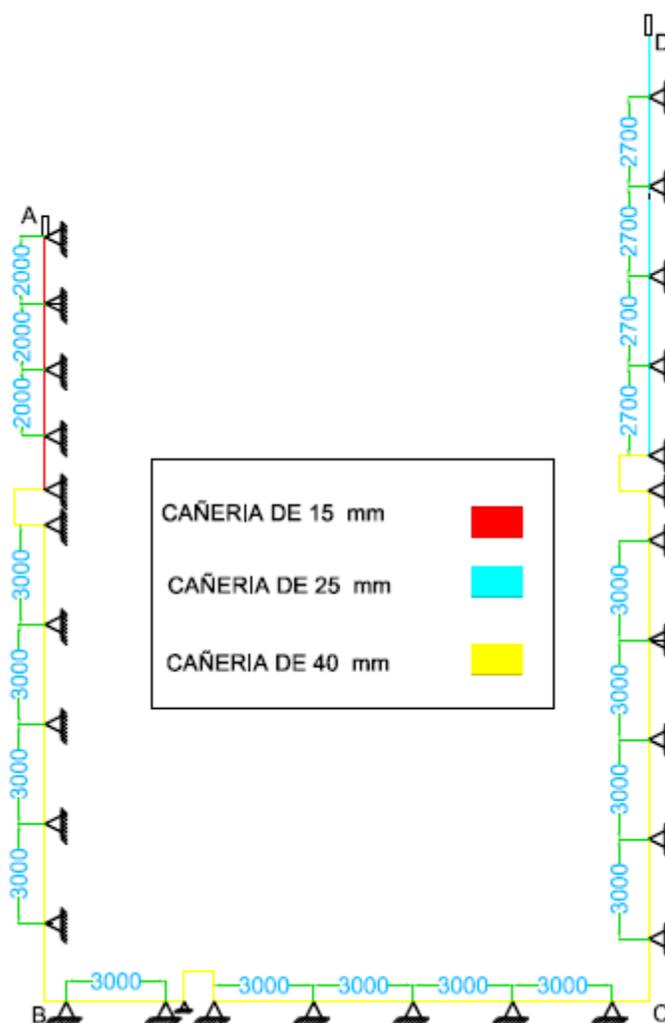


Figura 5.4 Reubicación de soportes

Como se puede apreciar, en la figura 5.4 los soportes fueron ubicados correctamente.

5.5 Sugerencias

A continuación se darán a conocer algunas sugerencias para evitar problemas de dilatación.

- Colocar soportes en bridas, curvas y T en los tramos de alimentación hacia los equipos.
- Utilizar soportes tipo patín debido a que soportan movimiento en 2 direcciones.
- Instalar soportes en la base de cañerías verticales para soportar su peso, de no realizar esto, se puede causar excesivos esfuerzos en las uniones tipo T o codos.

6 Capítulo Pérdidas de calor y aislación térmica

6.1 Introducción

Este capítulo se enfocada en la selección de aislantes térmicos para las cañerías desnudas, el espesor adecuado de aislante para las condiciones de trabajo requerida y las pérdidas de calor que se producen por no tener las cañerías aisladas.

6.2 Aislantes térmicos

Son protecciones superficiales de cañerías y equipos que limitan la transferencia de calor, lo cual es indispensable tanto desde el punto de vista operativo como económico, en las líneas de suministro de vapor hacia los equipos.

Los aislantes usados más comúnmente son los mostrados en la tabla 6.1

Tabla 6.1 Aislantes más utilizados y rangos de temperaturas de trabajo.

Tipo de aislante	Rango de temperatura
Caños pre moldeados de poliestireno expandido	-180 °C a 85 °C
Colchonetas de lana mineral	30 °C a 650 °C
Silicato de calcio	37 a 650 °C
Cemento de fibra mineral	Hasta 980 °C

Actualmente los tramos aislados en la red de vapor utilizan como aislante térmico colchonetas de lana mineral debido a las temperaturas de trabajo.

6.3 Pintura de recubrimiento

Protege la superficie exterior de cañerías y equipos de la acción corrosiva del medio ambiente. El color de la pintura afecta también la transferencia de calor por radiación. (Colores claros y brillantes tienen características aislantes a altas temperaturas).

6.4 Pérdidas de calor en la actual red de vapor

Para determinar el espesor del aislante térmico necesario es importante saber las pérdidas de calor que se producen, para así fundamentar su instalación, un dato importante es que el espesor adecuado de aislante permite reducir las pérdidas de calor entre un 92% a 95%, respecto a la cañería desnuda.

Para determinar las pérdidas que se producen, se utilizará la tabla que se encuentra en el anexo 4 página 120, el largo del tramo, el diámetro nominal del tramo y el rango de temperatura en las cuales opera el tramo. A continuación en la figura 6.1 se mostrará los tramos que no están aislados y los tramos que cuentan con aislación y el espesor del aislante.

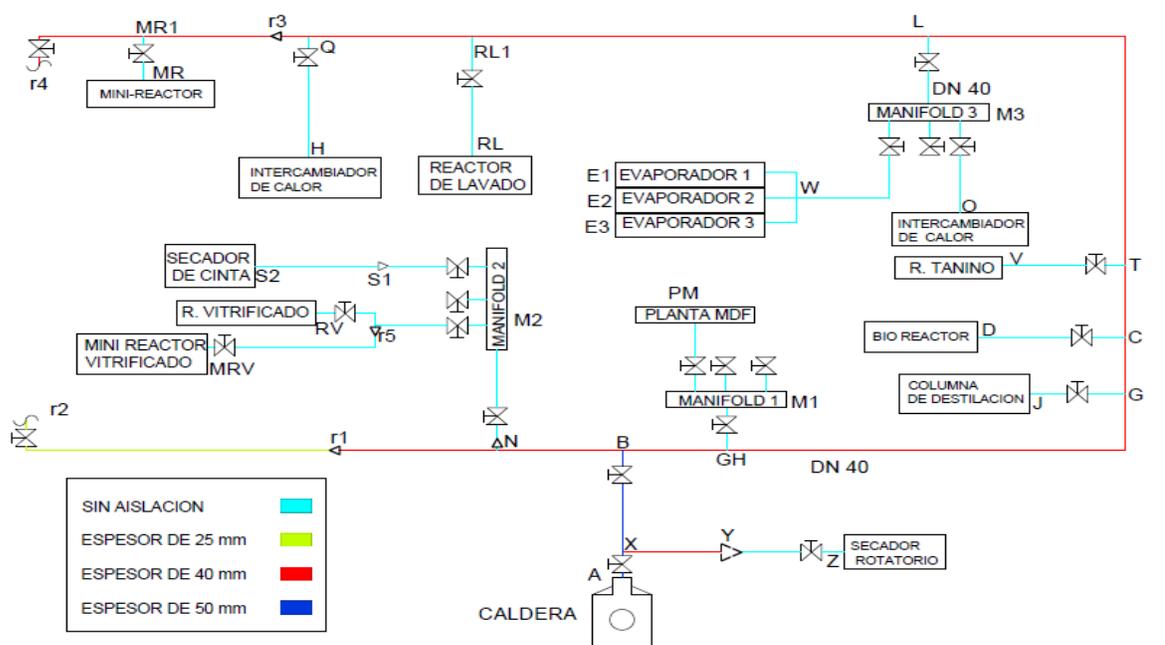


Figura 6.1 Tramos aislados y sin aislar

De acuerdo a la figura 6.1, el rango de temperatura de trabajo y al diámetro nominal a en la tabla 6.2 se mostrarán las pérdidas de calor que se producen por metro lineal en los tramos sin aislar.

Tabla 6.2 Pérdidas de calor por metro lineal en tramo

Tramo	Diámetro nominal	Temperatura	Pérdidas de calor
-------	------------------	-------------	-------------------

	del tramo (mm)	(°C)	(Kcal*h) por metro lineal
Y-Z	15	150-200	390
M2-S1	15	150-200	390
S1-S2	25	150-200	407
M2-RV	25	150-200	407
r5-MRV	15	150-200	258
GH-M1	25	150-200	407
M1-PM	25	150-200	407
G-J	25	150-200	407
C-D	15	150-200	258
T-V	25	150-200	407
L-M3	40	150-200	433
M3-O	25	150-200	407
M3-W	15	150-200	258
W-E1	15	150-200	258
W-E2	15	150-200	258
W-E3	15	150-200	258
RL1-RL	25	150-200	398
Q-H	15	150-200	258
N-M2	25	150-200	407
MR1-MR	15	150-200	325

Nota: En algunos casos fue necesario interpolar y extrapolar para determinar la pérdida de calor.

Para calcular las pérdidas de calor por tramo se utilizará la siguiente ecuación.

Pérdida de calor por tramo (kcal/h)= Pérdida de calor por metro lineal(kcal/h*m)*Largo del tramo (m).

De acuerdo a esta ecuación en la tabla 6.3 se mostrará las pérdidas de calor que ocurren en cada tramo.

Tabla 6.3 Pérdidas de calor por tramo.

Tramo	Largo del tramo (m)	Pérdidas de calor (Kcal*h) por metro lineal	Pérdidas de calor (Kcal*h)	Pérdidas de calor (kW)
Y-Z	20,8	390	8112	9,43
M2-S1	3,47	390	1354	1,57
S1-S2	5,52	407	2247	2,61
M2-RV	6,46	407	2629	3,06
r5-MRV	2,11	258	545	0,63
GH-M1	3,84	407	1563	1,82
M1-PM	19,9	407	8099	9,42
G-J	3,25	407	1323	1,53
C-D	12,85	258	3315	3,85
T-V	8,87	407	3610	4,20
L-M3	2,87	433	1243	1,44
M3-O	8,45	407	3439	4
M3-W	5,27	258	1358	1,58
W-E1	2,4	258	619	0,72
W-E2	0,27	258	70	0,08
W-E3	0,28	258	72	0,084
RL1-RL	2,88	398	1146	1,33
Q-H	6,2	258	1600	1,86
N-M2	4,84	407	1970	2,29
MR1-MR	3,09	325	1005	2,33

Como se puede apreciar hay grandes pérdidas de calor en la actual red de vapor, por ende es necesario recurrir a la instalación de aislación térmica, pero los

espesores del aislante térmico estarán basados en la nueva propuesta de trazado y dimensionamiento de la red de vapor de UDT.

6.5 Selección de aislante y espesor

El aislante que se elige son las colchonetas de lana mineral debido a sus rangos de operación y además por su resistencia a las vibraciones y al fuego.

Definido el tipo de aislante térmico es necesario saber el espesor adecuado para la cañería desnuda, utilizando la tabla que se encuentra en el anexo 4 página 121. A continuación en la tabla 6.3 indica el espesor.

Tabla 6.3 Selección de espesor de aislante para cañerías

Tramo	Diámetro nominal de cañería (mm)	Rango de temperatura de trabajo (°C)	Espesor seleccionado del aislante (mm)
A-B	40	150-200	40
C-M1	25	150-200	40
M1-PM	25	150-200	40
M1-BR	15	150-200	25
M1-CD	20	150-200	40
D-M2	32	150-200	40
M2-RV	25	150-200	40
r-MRV	15	150-200	25
M2-SC	32	150-200	40
E-M4	40	150-200	40
M4-IC1	40	150-200	40
M4-RT	15	150-200	25
F-M3	25	150-200	40
M3-E1	20	150-200	40
M3-E2	15	150-200	25
M3-E3	15	150-200	25
G-M5	40	150-200	40
M5-IC2	25	150-200	40
M5-RL	25	150-200	40
H-MR	15	150-200	25

Los tramos mencionados en la tabla 6.3 tienen relación con la figura 6.2 que se muestra a continuación.

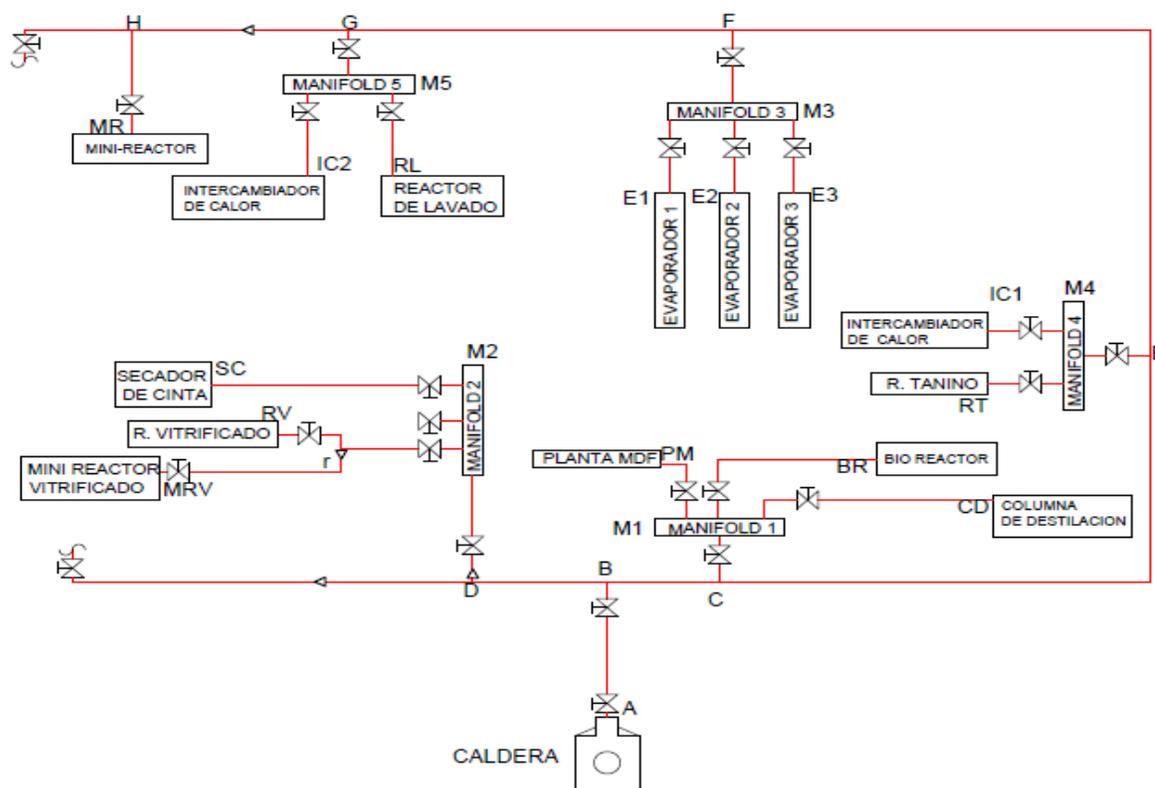


Figura 6.2 Nuevo esquema UDT

Ya seleccionado el espesor recomendado para las cañerías es necesario aislar los manifold, para ello se realiza el mismo procedimiento. A continuación en la tabla 6.4 se muestra el espesor adecuado para los manifold

Tabla 6.4 Selección de espesor de aislante para manifold

Manifold	Diámetro nominal del manifold (mm)	Rango de temperatura de trabajo (°C)	Espesor seleccionado para aislar (mm)
1	50	150-200	50
2	65	150-200	50
3	50	150-200	50
4	80	150-200	50
5	80	150-200	50

Realizada la selección del espesor adecuado de aislante, se puede deducir que las pérdidas por lo general serán reducidas entre un 92 a 95 % y esto se traduce en un gran ahorro energético.

6.6 Sugerencias

A continuación se dan a conocer algunas sugerencias para la instalación del aislante térmico.

- Limpiar y secar la zona donde se instala el aislante
- Pinta con pintura anti corrosiva antes de instalar las colchonetas de lana mineral

Conclusión

Debido que actualmente las plantas y equipos no trabajan en forma continua no es factible económicamente instalar aislantes térmicos, ya que la inversión que se puede realizar en la instalación no se recuperará en un periodo razonable y sería un gasto de dinero innecesario, no obstante por un tema de seguridad, se recomienda la instalación de aislante térmico debido a las altas temperaturas de trabajo del vapor, debido que si algún ente evaluador fiscalizará la instalación y encontrará tramos sin aislación ordenaría no utilizar la red de vapor hasta tener las medidas de seguridad adecuadas.

7 Capítulo: Valorización de propuesta

7.1 Introducción

En este capítulo se realiza una evaluación sobre cuanto serán los gastos económicos, debido a las propuestas de mejoras para ambas redes, como cambio de cañerías, accesorios e instalación de nuevos accesorios.

7.2 Costo por instalación de nuevas cañerías

En el capítulo 3 y 4 se realizó la evaluación de las redes de vapor y condensado, y se llegó a la conclusión que es necesario cambiar muchos de los tramos debido a que se encuentran mal dimensionados y al no contar con elementos eliminadores de aire es posible que las cañerías se encuentren con problemas de oxidación.

A continuación en la tabla 7.1 se muestra la cantidad de cañerías a comprar y el costo correspondiente.

Tabla 7.1 Costo de cañerías

Diámetro y tipo de cañería	Cantidad (tira de 6 metros)	Costo Unitario Neto por tira de 6 metros (Pesos)	Costo Total Neto (Pesos)
Cañería C/C de ½" sch 40	6	4.634	27.804
Cañería C/C de ¾" sch 40	8	6.166	49.328
Cañería C/C de 1" sch 40	17	8.698	147.866
Cañería C/C de 1 ¼" sch			

40	8	11.270	90.170
Cañería C/C de 1 ½" sch 40	12	13.464	161.568

El costo neto total por las cañerías es de \$ 476.726 a este valor debe aplicarse el IVA de un 19% por lo cual el precio total asciende a un monto de \$ 567.304.

7.3 Costo por instalación de válvulas de control

Debido a los cambios de cañerías, muchas de las válvulas quedaron subdimensionadas, es por eso que se recomienda cambiar dichas válvulas por un diámetro de conexión correcto.

A continuación en la tabla 7.2 se muestra la cantidad de válvulas a comprar y el costo correspondiente.

Tabla 7.2 Costo de válvulas

Descripción	Cantidad	Costo Unitario Neto (Pesos)	Costo Total Neto (Pesos)
Válvula de globo de ½" rosca	8	22.000	176.000
Válvula de globo de ¾" rosca	10	24.000	240.000
Válvula de globo de 1 rosca	4	31.000	124.000
Válvula de globo de 1 ¼" rosca	6	25.000	150.000
Válvula de globo de 1 ½" rosca	6	22.000	132.000

El costo neto total por las válvulas es de \$ 822.000, a este valor debe aplicarse el IVA de un 19% por lo cual el precio total asciende a un monto de \$ 978.180.

7.4 Costo por instalación de trampas de vapor

Como se puede observar en el capítulo 3, varias de las trampas no fueron seleccionadas de la forma correcta y además están subdimensionadas, es por ende se recomienda cambiarlas.

A continuación en la tabla 7.3, se muestra la cantidad de trampas que se comprarán y el costo correspondiente.

Tabla 7.3 Costo de trampas de vapor

Descripción	Cantidad	Costo Unitario Neto (Pesos)	Costo Total Neto (Pesos)
Trampa de vapor tipo flotador de 1 ¼" ,Pd= 6,4 bar ,mv=640 kg/h , rosca	1	194.000	194.000
Trampa de vapor tipo flotador de ¾" ,Pd= 3,6 bar ,mv=192 kg/h , rosca	1	110.000	110.000
Trampa de vapor tipo flotador de ½" ,Pd= 3,4 bar ,mv =64 kg/h , rosca	1	98.000	98.000
Trampa de vapor tipo flotador de 1" ,Pd= 6,4 bar ,mv =432 kg/h , rosca	1	194.000	194.000
Trampa de vapor tipo flotador de 1 ¼" ,Pd= 6,7 bar ,mv =940 kg/h , rosca	1	194.000	194.000
Trampa de vapor tipo flotador de ½" ,Pd= 5,7 bar ,mv =120 kg/h , rosca	2	98.800	197.600
Trampa de vapor tipo flotador de ¾" ,Pd= 5,7 bar ,mv =240 kg/h , rosca	1	110.000	110.000
Trampa de vapor tipo flotador de ½" ,Pd= 5,8 bar ,mv=34 kg/h , rosca	1	98.800	98.800
Trampa de vapor tipo flotador de ½" ,Pd= 5,8 bar ,mv=32 kg/h , rosca	1	98.800	98.800
Trampa de vapor tipo flotador de ½" ,Pd= 8,8 bar ,mv =49,7 kg/h , rosca	1	98.800	98.800
Trampa de vapor tipo flotador de ½" ,Pd= 6,8 bar ,mv =47 kg/h , rosca	1	98.800	98.800
Trampa de vapor tipo flotador de ½" ,Pd= 6,2 bar ,mv =24 kg/h , rosca	1	98.800	98.800

El costo neto total por las trampas de vapor es de \$ 1.591.600 a este valor debe aplicarse el IVA de un 19% por lo cual el precio total asciende a un monto de \$ 1.894.004.

7.5 Costo de instalación de incorporación de nuevos accesorios.

Debido a los cambios por las propuestas es necesario instalar, válvulas anti-retorno, filtros tipo Y, manómetros y termómetros. Es por ello que es necesario saber el costo de estos accesorios.

A continuación en la tabla 7.4, se detalla la cantidad de accesorios y el costo correspondiente.

Tabla 7.4 Costo de accesorios

Descripción	Cantidad	Precio Unitario Neto (Pesos)	Precio total Neto (Pesos)
Válvula anti-retorno de pistón de 1/2"	3	21.000	63.000
Válvula anti-retorno de pistón de 3/4"	2	24.000	48.000
Válvula antiretorno de pistón de 1 1/4"	2	35.000	70.000
Filtro tipo Y de 1 1/4" rosca	2	14.000	28.000
Filtro tipo Y de 3/4" rosca	2	8.500	17.000
Filtro tipo Y de 1/2" rosca	3	6.000	18.000
Manómetro de 4" 0-14 bar, full inox conexión posterior 1/2" NPT	1	35.000	35.000
Manómetro de 4" 0-18 bar, full inox conexión posterior 1/2" NPT	1	35.000	35.000
Termómetro de carátula 4", full inox, rango 0-400 °C, conexión posterior	2	38.000	76.000

1/2" NPT, bulbo 200mm.			
------------------------	--	--	--

El costo neto total por accesorios es de \$ 390.000, a este valor debe aplicarse el IVA de un 19%, por lo cual el precio total asciende a un monto de \$ 464.100. Además de estos costos se considera los costos varios por codos, uniones roscadas, confección de manifolds entre otras cosas y este costo neto es de aproximadamente \$ 300.000.

Finalmente en la tabla 7.5 se muestra los costos totales que se producen por la inversión.

Tabla 7.5 Resumen de costos

Ítem	Costo total neto (pesos)	Costo por 19% IVA (pesos)	Costo total (pesos)
Costo por cañerías	476.726	90.578	567.304
Costo por válvulas de control de flujo	822.000	156.180	978.180
Costo por trampas de vapor	1.591.600	302.404	1.894.004
Costo por accesorios	390.000	74.100	464.1000
Costo varios	300.000	57.000	357.000
Costos totales	3.580.326	680.262	4.260.588

El costo total para efectuar las propuestas de mejoras es de \$ 4.260.588

Conclusiones

A continuación se indican las conclusiones, basadas en los resultados obtenidos.

Conclusiones red de vapor

Consumos de vapor

Como se pudo apreciar en el cálculo de flujos de vapor, se concluye que si se quisiese ocupar todas las plantas y equipos simultáneamente, esto sería imposible ya que el flujo máximo de vapor que puede producir la caldera es de 505 kg /h, y la suma de sus consumos, corresponde a 2.266 kg vapor /h, por esto se recomienda utilizar solamente los equipos cuya suma de sus consumos de vapor no exceda la capacidad máxima de la caldera.

Línea de vapor

Al verificar el actual dimensionamiento de las cañerías de la red de vapor, se tiene como resultado que se producen grandes pérdidas de carga en tramos muy cortos debido a sus cañerías muy sub-dimensionadas, es por eso que se recomienda el redimensionamiento de estos, ya que como consecuencia se obtiene una gran disminución de las pérdidas de carga para poder llegar con la presión necesaria a los equipos.

Con respecto a la propuesta de un nuevo trazado, se tiene como beneficios un mejor control de flujo gracias a la incorporación de nuevos manifolds, reducción de pérdidas de carga y disminución de pérdidas de calor debido a tramos sobre dimensionados.

Actualmente las líneas de vapor no cuentan con pendiente y se concluye que podría tener problemas de golpe de ariete, por eso se recomienda dar una pendiente de 40 mm cada 10 metros de cañería.

La incorporación de las válvulas eliminadoras de aire ayuda a reducir la caída de temperatura en las líneas y el peligro de producir corrosión dentro de las cañerías por el efecto del oxígeno.

Dilatación de cañerías

Los actuales bucles de dilatación térmica no pueden soportar de manera correcta la dilatación que se produce en cada tramo, por eso se llega a la conclusión que es necesario redimensionar, como se explica en el capítulo 4, para que no ocurra algún tipo de rotura en las cañerías y pueda producir algún accidente, y además los soportes de la red de vapor están mal distribuidos.

Pérdidas de calor y aislación térmica

Calculando las pérdidas de calor que se producen en los tramos que no cuentan con aislación térmica se puede apreciar que las pérdidas de calor son significativas y esto se refleja en pérdidas económicas, pero debido a que los equipos y plantas no trabajan en forma continua, sino ocasionalmente no sería un gasto alto, no obstante por un tema de seguridad, se recomienda la instalación de aislante térmico debido a las altas temperaturas de trabajo del vapor, debido que si algún ente evaluador fiscalizará la instalación y encontrará tramos sin aislación ordenaría no utilizar la red de vapor hasta tener las medidas de seguridad adecuadas.. Es por eso que se concluye que es necesario instalar el aislante térmico en los diferentes tramos que no cuentan con aislación.

Conclusiones red de condensado

Líneas de condensado

Al igual que en la líneas de vapor se encontró el problema de mal dimensionamiento en las líneas de retorno de condensando y en base a los retornos calculados se concluye que es conveniente cambiar dichas cañerías para evitar problemas como golpe de ariete.

Trampas de vapor

Actualmente hay equipos que no cuentan con la trampa adecuada y/o además están sub dimensionadas por lo que se concluye que es recomendable cambiar las trampas como se indica en el capítulo 3 para tener un mejor aprovechamiento

del calor latente del vapor, además de una mejor descarga del vapor condensado y la capacidad de eliminar el aire que se encuentra en las cañerías.

Bolsillos colectores

La incorporación de estos elementos es algo muy importante ya que permite drenar el condensado que se produce en las líneas y evitar problemas como golpe de ariete y ayuda ahorrar, ya que el agua que se utiliza para producir el vapor es agua tratada que tiene un costo importante. Actualmente no se cuenta con ningún bolsillo colector por ende se concluye que la incorporación de este elemento es algo muy útil para ahorrar dinero y evitar problemas. Su instalación debe realizarse cada 15 metros.

Valorización de propuestas

Para realizar muchas de las modificaciones se realizó la cotización de varios implementos como cañerías, válvulas de control, trampas de vapor, etc. El monto de esta propuesta es de un valor correspondiente a \$ 4.260.588, un monto razonable con respecto a los grandes beneficios que se propusieron a lo largo de este estudio.

Conclusión final

Se llegó a la conclusión que se logró cumplir en su totalidad con los objetivos propuestos como la ejecución de nuevos trazados, incorporación de nuevos accesorios, entre otros.

Anexo 1

Gráfico para calcular pérdida de carga cada 100 metros

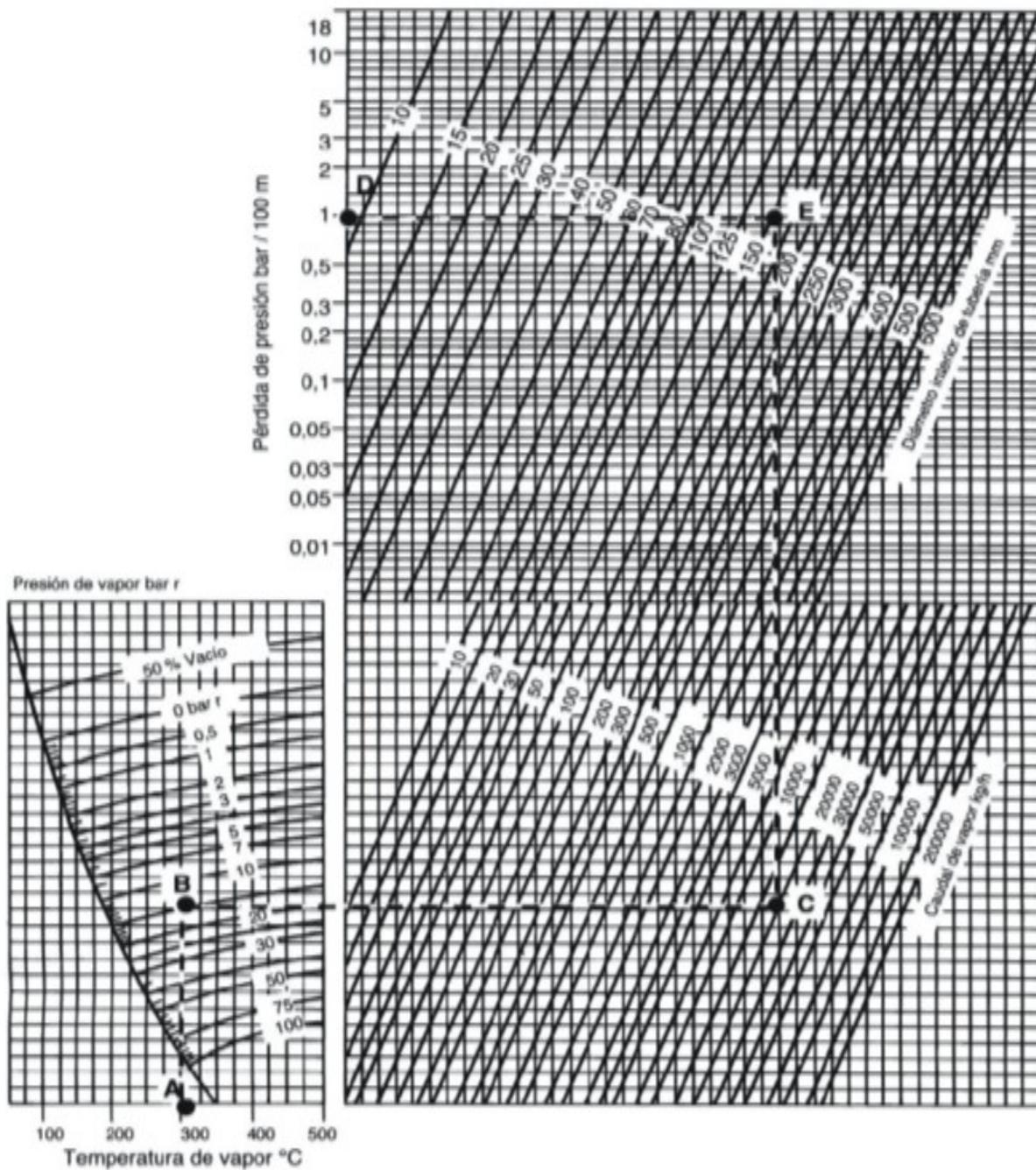


Tabla de conversión de diámetros nominales en pulgadas a milímetros

DIÁMETROS NOMINALES DN COMERCIALES

PULGADAS	MILÍMETROS
$\frac{1}{2}$	15
$\frac{3}{4}$	20
1	25
1 $\frac{1}{4}$	32
1 $\frac{1}{2}$	40
2	50
2 $\frac{1}{2}$	65
3	80
4	100
4 $\frac{1}{2}$	115
5	125
6	150
8	200
10	250
12	300

Tabla de diámetros exteriores

**DIMENSIONES DE CAÑERÍAS DE ACERO
NORMA ASTM A-53**

DIAMETRO NOMINAL pulgadas	DIAMETRO EXTERIOR mm	ESPESOR Y PESO			
		Schedule 40		Schedule 80	
		mm	kg/m	mm	kg/m
1/8	10.3	1.73	0.36	2.41	0.46
1/4	13.7	2.24	0.63	3.02	0.80
3/8	17.1	2.31	0.85	3.20	1.10
1/2	21.3	2.77	1.27	3.73	1.62
3/4	26.7	2.87	1.68	3.91	2.19
1	33.4	3.38	2.50	4.55	3.23
1 1/4	42.2	3.56	3.38	4.85	4.47
1 1/2	48.3	3.68	4.05	5.08	5.41
2	60.3	3.91	5.44	5.54	7.48
2 1/2	73.0	5.16	8.63	7.01	11.41
3	88.9	5.49	11.29	7.62	15.27
3 1/2	101.6	5.74	13.57	8.08	18.62
4	114.3	6.02	16.08	8.56	22.32
5	141.3	6.55	21.78	9.52	30.96
6	168.3	7.11	28.27	10.97	42.57
8	219.1	8.18	42.54	12.70	64.65
10	273.0	9.27	60.32	15.09	95.8
12	323.8	10.31	79.74	17.48	132.0
14	355.6	11.1	94.3	19.0	157.9
16	406.4	12.7	132.2	21.4	203.1
18	457.2	14.3	155.9	23.8	254.1
20	508.0	15.1	182.9	26.2	310.8
24	609.6	17.4	254.7	30.9	441.0

Tabla de longitudes equivalentes para válvulas

VALVULAS

EN LONGITUD EQUIVALENTE DE CAÑERÍA (M)

DIAMETRO EXTERIOR		ESFÉRICAS**	60°-Y		45°-Y		VÁLVULAS DE COMPUERTA *****	VÁLVULAS DE RETENCIÓN	
ACERO	COBRE		ANGULARES**		OSCILANTE***	DE CIERRE VERTICAL (horizontal de retención)			
17,2	1/2	5,1	2,4	1,8	1,8	0,18	1,5	RECTAS COMO GRIFOS DE VÁLVULA ESFÉRICA ****	
21,3	5/8	5,4	2,7	2,1	2,1	0,21	1,8		
26,9	7/8	6,6	3,3	2,7	2,7	0,27	2,4		
33,7	1 1/8	8,7	4,6	3,6	3,6	0,36	3,6		
42,4	1 3/8	11,4	6,1	4,6	4,6	0,46	4,2		
48,3	1 5/8	12,6	7,3	5,4	5,4	0,54	4,8		
60,3	2 1/8	16,5	9,1	7,3	7,3	0,70	6,1		
73	2 5/8	20,7	10,7	8,7	8,7	0,85	7,6		
88,9	3 1/8	25,2	13,1	10,7	10,7	0,98	9,1		
101,6	3 5/8	30,5	15,2	12,5	12,5	1,2	10,7		
114,3	4 1/8	36,8	17,7	14,6	14,6	1,4	12,2	ANGULARES COMO GRIFOS DE VÁLVULA ANGULARES	
141,3	5 1/8	42,6	21,6	17,7	17,7	1,8	15,3		
168,3	6 1/8	52,0	26,8	21,4	21,4	2,1	18,3		
219,1	8 1/8	67,1	35,1	26,0	26,0	2,7	24,4		
273	-	85,4	44,2	32,0	32,0	3,6	30,5		
323,9	-	97,5	50,4	40,0	40,0	3,9	36,6		
355,6	-	109,9	56,5	47,4	47,4	4,6	41,2		
406,4	-	125,0	64,0	55,0	55,0	5,1	45,8		
457,2	-	140,1	73,1	61,1	61,1	5,7	50,4		
508	-	158,5	84,0	71,6	71,6	6,6	61,0		
609,6	-	186	97,5	81,0	81,0	7,5	73,2		

* Valores correspondientes a la posición de abertura total.
 ** Estos valores no se aplican a las válvulas de aguja.
 *** Estos valores se aplican también a las válvulas de retención rectas con obturador esférico.
 **** Para válvulas de retención inclinadas, cuyo diámetro de orificio es igual al del tubo, tomar los valores correspondientes a las válvulas con rija inclinada 60°.
 ***** Las válvulas de macho presentan la misma pérdida de carga, en la posición de abertura total, que las de paso directo.

Tabla de longitudes equivalentes para accesorios

ACCESORIOS

EN LONGITUD EQUIVALENTE DE CAÑERÍA (M)

DIÁMETRO EXTERIOR		CODOS						Cambio de dirección	T			
		Radio pequeño 90° *	Radio grande 90° **	Macho Hembra 90° *	Radio pequeño 45° *	Macho Hembra 45° *	Radio pequeño 180° *		Sin reducción	Reducción 1/4	Reducción 1/2	
Acero	Cobre											
		17,2	1/2	0,42	0,27	0,70	0,21	0,33	0,70	0,82	0,27	0,36
		21,3	5/8	0,48	0,30	0,76	0,24	0,40	0,91	0,30	0,43	0,48
		26,9	7/8	0,61	0,42	0,98	0,27	0,49	1,2	0,42	0,58	0,61
		33,7	1 1/8	0,79	0,51	1,2	0,39	0,64	1,5	0,51	0,70	0,79
		42,4	1 3/8	1,0	0,70	1,7	0,51	0,91	2,1	0,70	0,95	1,0
		48,3	1 5/8	1,2	0,80	1,9	0,64	1,0	2,4	0,80	1,1	1,2
		60,3	2 1/8	1,5	1,0	2,5	0,79	1,4	3,0	1,0	1,4	1,5
		73	2 5/8	1,8	1,2	3,0	0,98	1,6	3,6	1,2	1,7	1,8
		88,9	3 1/8	2,3	1,5	3,6	1,2	2,0	4,6	1,5	2,1	2,3
		101,6	3 5/8	2,7	1,8	4,6	1,4	2,2	5,4	1,8	2,4	2,7
		114,3	4 1/8	3,0	2,0	5,1	1,6	2,6	6,4	2,0	2,7	3,0
		141,3	5 1/8	4,0	2,5	6,4	2,0	3,3	7,6	2,5	3,6	4,0
		168,3	6 1/8	4,9	3,0	7,6	2,4	4,0	9,1	3,0	4,2	4,8
		219,1	8 1/8	6,1	4,0	-	3,0	-	10,7	4,0	5,4	6,1
		273	-	7,7	4,9	-	4,0	-	12,8	4,9	7,0	7,6
		323,9	-	9,1	5,8	-	4,9	-	15,3	5,8	7,9	9,1
		355,6	-	10,4	7,0	-	5,4	-	16,8	7,0	9,1	10,4
		406,4	-	11,6	7,9	-	6,1	-	18,9	7,9	10,7	11,6
		457,2	-	12,8	8,8	-	7,0	-	21,4	8,8	12,2	12,8
		508	-	15,3	10,4	-	7,9	-	24,7	10,4	13,4	15,2
		609,6	-	18,3	12,2	-	9,1	-	28,8	12,2	15,2	18,3

DIÁMETRO EXTERIOR		Ensanchamiento brusco d/D *			Contracción brusca d/D *			Aristas vivas *		Orificio entrante *		
		1/4	1/2	3/4	1/4	1/2	3/4	Entrada	Salida	Entrada	Salida	
Acero	Cobre											
		17,2	1/2	0,42	0,24	0,09	0,21	0,15	0,09	0,46	0,24	0,45
		21,3	5/8	0,54	0,33	0,12	0,27	0,21	0,54	0,30	0,54	0,46
		26,9	7/8	0,79	0,46	0,15	0,36	0,30	0,85	0,42	0,85	0,67
		33,7	1 1/8	0,98	0,61	0,21	0,49	0,36	1,1	0,54	1,1	0,82
		42,4	1 3/8	1,4	0,91	0,30	0,70	0,54	1,6	0,79	1,6	1,3
		48,3	1 5/8	1,8	1,1	0,36	0,88	0,66	2,0	1,0	2,0	1,5
		60,3	2 1/8	2,4	1,5	0,49	1,2	0,91	2,7	1,3	2,7	2,0
		73	2 5/8	3,0	1,9	0,61	1,5	1,2	3,6	1,7	3,6	2,6
		88,9	3 1/8	4,0	2,4	0,79	2,0	1,5	4,3	2,2	4,2	3,3
		101,6	3 5/8	4,6	2,8	0,91	2,3	1,8	5,2	2,6	5,2	3,9
		114,3	4 1/8	5,2	3,3	1,2	2,7	2,1	6,1	3,0	6,1	4,9
		141,3	5 1/8	7,3	4,6	1,5	3,6	2,7	8,2	4,2	8,2	6,1
		168,3	6 1/8	8,8	6,7	1,8	4,6	3,3	10,1	5,8	10,1	7,6
		219,1	8 1/8	-	7,6	2,6	-	4,6	14,3	7,3	14,3	10,7
		273	-	-	9,8	3,3	-	6,1	18,3	8,8	18,3	14,0
		323,9	-	-	12,5	3,9	-	7,6	22,2	11,3	22,2	17,4
		355,6	-	-	-	4,9	-	-	26,2	13,7	26,2	20,0
		406,4	-	-	-	5,5	-	-	29,3	15,3	29,2	23,4
		457,2	-	-	-	6,1	-	6,1	35,0	17,7	35,0	27,4
		508	-	-	-	-	-	-	43,4	21,4	43,2	32,0
		609,6	-	-	-	-	-	-	49,8	25,3	49,6	39,6

* Entrar en la tabla con el diámetro pequeño.

Tabla para selección de diámetro nominal según presión de trabajo y flujo de vapor

DIMENSIONAMIENTO DE CAÑERÍAS DE VAPOR

Dimensionamiento de tuberías de vapor (capacidad portante en kg/h)															
Presión kg/cm ²	Velocidades m/s	15 mm	20 mm	25 mm	32 mm	40 mm	50 mm	65 mm	80 mm	100 mm	125 mm	150 mm	200 mm	250 mm	300 mm
0.4	15	7	14	24	37	52	99	145	213	394	648	917	1606	2590	3678
	25	10	25	40	62	92	162	265	384	675	972	457	2806	4101	5936
	40	17	35	64	102	142	265	403	576	1037	1670	2303	4318	6909	9500
0.7	15	7	16	25	40	59	109	166	250	431	680	1006	1708	2791	3852
	25	12	25	45	72	100	182	287	430	716	1145	1575	2816	4629	6204
	40	18	37	68	106	167	298	428	630	1108	1712	2417	4532	7251	10323
1.0	15	8	17	29	43	65	112	182	260	470	694	1020	1864	2814	4045
	25	12	26	48	72	100	193	300	445	730	1160	1660	3099	4869	6751
	40	19	39	71	112	172	311	465	640	1150	1800	2500	4815	7333	10370
2.0	15	12	25	45	70	100	182	280	410	715	1125	1580	2814	4545	6277
	25	19	43	70	112	162	295	428	656	1215	1755	2520	4815	7424	10575
	40	30	64	115	178	275	475	745	1010	1895	2595	4175	7678	11997	16796
3.0	15	16	37	60	93	127	245	385	535	925	1505	2040	3983	6217	8743
	25	26	56	100	152	225	425	632	910	1580	2480	3440	6779	10269	14316
	40	41	87	157	250	357	595	1025	1460	2540	4050	5940	10476	16470	22950
4.0	15	19	42	70	108	156	281	432	635	1166	1685	2460	4618	7121	10358
	25	30	63	115	118	270	450	742	1080	1980	2925	4225	7866	12225	17304
	40	49	116	197	295	456	796	1247	1825	3120	4940	7050	12661	19663	27816
5.0	15	22	49	87	128	187	352	526	770	1295	2105	2835	5548	8586	11947
	25	36	81	135	211	308	548	885	1265	2110	3540	5150	8865	14268	20051
	40	59	131	225	338	495	855	1350	1890	3510	5400	7870	13761	23205	32244
6.0	15	26	59	105	153	225	425	632	925	1555	2525	3400	6654	10297	14328
	25	43	97	162	253	370	658	1065	1520	2530	4250	6175	10629	17108	24042
	40	71	157	270	405	595	1025	1620	2270	4210	6475	9445	16515	27849	38697
7.0	15	29	63	110	165	260	445	705	952	1815	2765	3990	7390	12015	16096
	25	49	114	119	288	450	785	1205	1750	3025	4815	6900	12288	19377	27080
	40	76	177	303	455	690	1210	1865	2520	4585	7560	10880	19141	30978	43470
8.0	15	32	70	126	190	285	475	800	1125	1990	3025	4540	8042	12625	17728
	25	54	122	205	320	465	810	1260	1870	3240	5220	7120	13140	21600	33210
	40	84	192	327	510	730	1370	2065	3120	5135	8395	12470	21247	33669	46858
10.0	15	41	95	155	250	372	626	1012	1465	2495	3995	5860	9994	16172	22713
	25	66	145	257	405	562	990	1530	2205	2835	6295	8995	15966	25860	35890
	40	104	216	408	615	910	1635	2545	3600	6230	9880	14390	26621	41011	57560
14.0	16	60	121	205	310	465	810	1270	1870	3220	5215	7390	12921	20538	29016
	25	85	195	331	520	740	1375	2080	3120	5200	8500	12560	21720	34139	47128
	40	126	305	555	825	1210	2195	3425	4735	8510	13050	18630	35548	54883	76534

Anexo 2

Tabla de selección de diámetros para cañerías de retorno de condensado

CAÑERÍAS DE CONDENSADO

CARTA DE CAPACIDAD PARA LINEAS DE CONDENSADO

Caida de presión en mmCA por m corrido de cañeria.	DIAMETRO DE CAÑERIA EN mm										
	15	20	25	32	40	50	65	80	100	125	150
	CAPACIDAD DE CONDENSADO EN KG/H										
0.5	22	60	130	300	450	910	1800	3000	6000	11000	15500
1	38	100	200	450	680	1330	2700	4380	9000	12600	19000
2	55	145	290	640	980	1940	3900	6380	13000	16000	25500
3	75	180	360	780	1220	2400	4900	7900	16250	27000	45000
4	85	210	420	910	1430	2800	5700	9200	18950	31500	51000
5	95	240	470	1000	1600	3150	6400	10400	21300	35500	58000
6	101	260	520	1140	1750	3500	7100	11450	23500	41000	64000
7	108	290	570	1245	2000	3800	7750	12500	25800	44000	70000
8	112	310	610	1300	2080	4050	8250	13400	27500	46000	75000
9	118	330	650	1450	2210	4350	8800	14250	29300	49000	80000
10	122	350	690	1550	2300	4600	9350	15100	31000	52000	84000
15	148	430	850	1780	2900	5700	11600	18750	38550	61000	98500
20	175	500	1000	2100	3400	6690	13550	21950	45000	70000	115000
25	200	570	1130	2400	3800	7500	15300	24500	50800	79000	130000
30	228	630	1250	2670	4200	8300	16950	27300	56000	90000	135000
35	256	680	1300	2900	4600	9000	18400	29800	61000	98000	154000
40	300	720	1400	3020	4900	9700	19500	31000	65000	105000	164000

Tabla de selección de trampas de vapor para distintos tipos de equipos

Aplicación	Primera alternativa	segunda alternativa
Serpentines de calefacción de aire - Presión baja y mediana - Alta presión	Flotador y Termostática _____	_____ Termodinámica
Calentadores de agua Calentadores de agua (almacenamiento)	Flotador y Termostática Flotador y Termostática	_____ _____
Intercambiadores de calor - Pequeños-Alta presión - Grandes - Presión baja y mediana - Re-calentadores	Termodinámica Flotador y Termostática Flotador y Termostática	Flotador y Termostática _____ _____
recipientes con camisa de vapor - Alta presión - Baja presión	Termodinámica Flotador y Termostática	Flotador y Termostática Termodinámica
Trampas para drenar líneas principales de vapor 0 -- 15 PSIG 16 -- 125 PSIG 126 -- 600 PSIG	Flotador y Termostática Termodinámica Termodinámica	_____ Flotador y Termostática Balde invertido
Serpentines de tuberías de vapor (calefacción de aire)	Termostática (de presión equilibrada)	Termodinámica
Radiadores de vapor	Termostática (de presión equilibrada)	Termodinámica
Separadores de vapor 0 -- 15 PSIG 16 -- 125 PSIG 126 -- 600 PSIG	Flotador y termostática Termodinámica Termodinámica	_____ Flotador y Termostática Balde invertido
Líneas de tránsito de vapor	Termodinámica	Expansión líquida
Serpentines para tanques de almacenamiento	Expansión líquida	Termodinámica
Serpentines sumergidos de calefacción - Alta presión - Presión baja y mediana	Termodinámica Flotador y Termostática	Balde invertido termostática (de presión equilibrada)
Calentadores	Flotador y Termostática	Termodinámica

Gráfico para selección de trampas termodinámicas entre 3/8" hasta 1" de conexión con la cañería

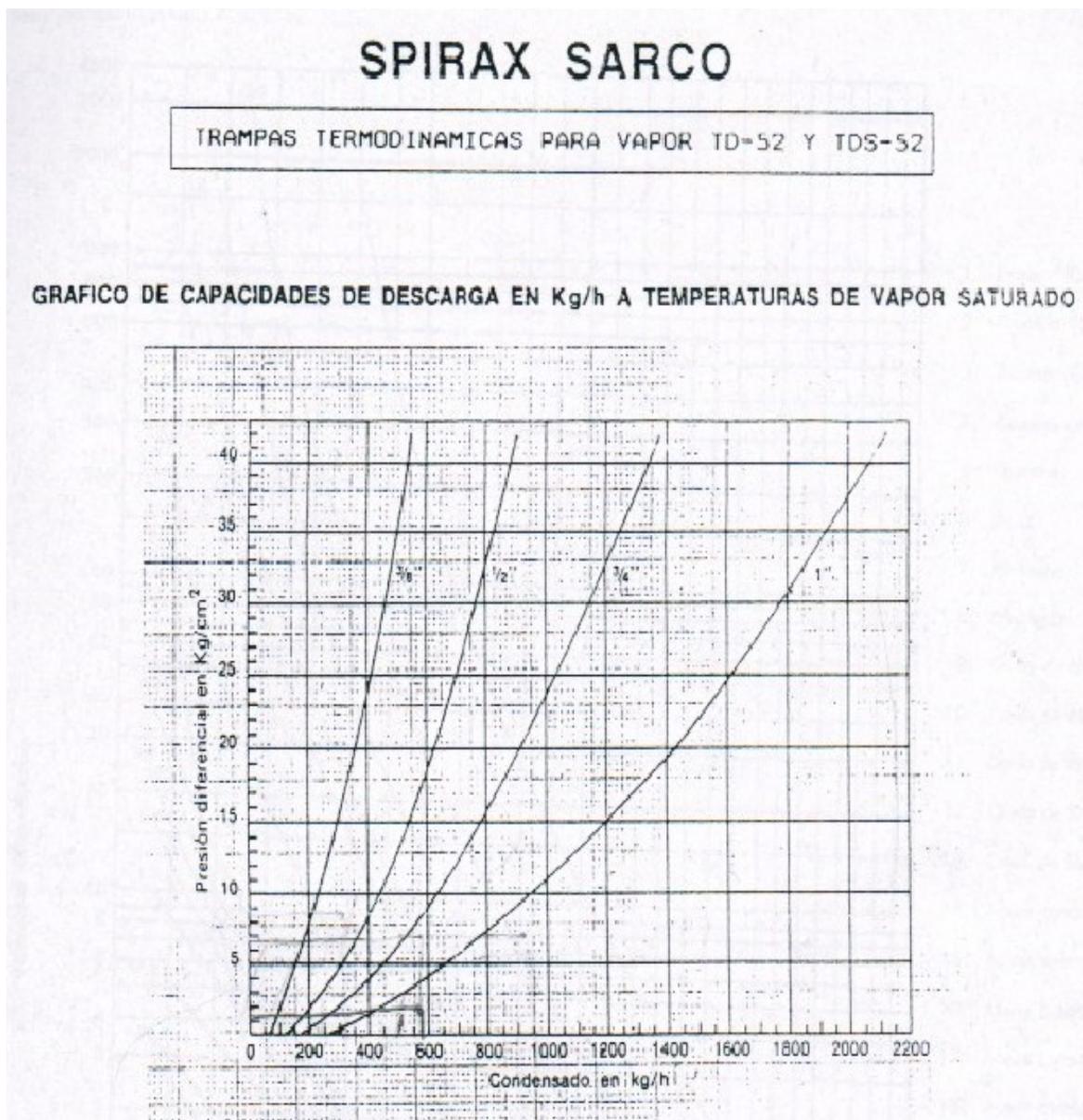


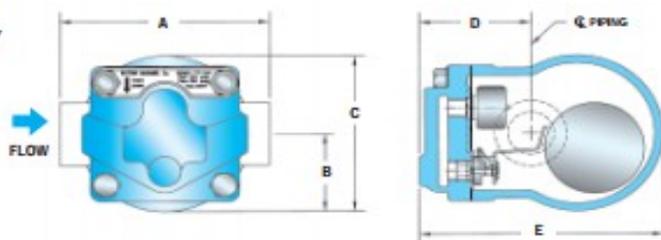
Tabla para selección de trampas de flotador entre 1/2" hasta 2" de conexión con la cañería

CAPACITIES - Condensate (lbs/hr)			Differential Pressure (PSI)																				
Model	PMO PSIG	Pipe Size	1/4	1/2	1	2	5	10	15	20	30	40	50	65	75	100	125	145	200	225	250	300	
FTI-65	65	1/2", 3/4"	115	155	205	270	390	520	610	685	810	910	995	1110									
FTI-65	65	1"	340	500	775	1100	1700	2400	2800	3250	3925	4200	5000	5825									
FTI-65	65	1 1/2"	1150	1650	2500	3450	5300	7500	8180	10600	13100	15000	16800	18900									
FTI-65	65	2"	3470	4820	8500	11950	18700	25200	26900	36000	43000	49600	55500	61300									
FTI-145	145	1/2", 3/4"	55	75	100	135	200	270	320	365	435	490	540	600	640	725	795	850					
FTI-145	145	1"	190	275	405	550	840	1200	1380	1600	1850	2200	2450	2750	2920	3400	3700	3900					
FTI-145	145	1 1/2"	685	970	1275	1750	2740	3750	5490	5100	6250	7200	8000	8900	9600	11250	12000	13300					
FTI-145	145	2"	1860	2680	3125	4400	6900	9250	13790	14600	16900	19400	21900	25000	26800	31000	34000	37000					
FTI-225	225	1/2", 3/4"	40	50	70	95	135	185	220	245	290	330	360	405	430	485	530	565	645	680			
FTI-225	225	1"	150	200	300	405	600	820	975	1130	1375	1510	1620	1875	2000	2350	2600	2750	3100	3250			
FTI-250	250	1 1/2"	530	710	825	1130	1760	2500	2950	3375	4125	4740	5250	6000	6400	7300	8000	8650	10200	10800	11300		
FTI-250	250	2"	695	985	1560	2185	3490	4800	5800	6750	8250	9500	10650	12400	13300	15000	16600	18120	21200	22300	23200		
FTI-300	300	1"	100	155	220	300	460	630	750	860	1060	1240	1360	1450	1600	1820	2000	2130	2500	2650	2800	3000	

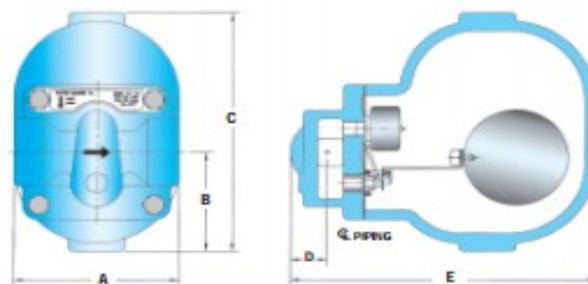
428 Jones Boulevard • Limerick Airport Business Center • Limerick PA • 19468 • Tel: 610-495-5131 • Fax: 610-495-5134

www.watsonanddaniel.com **WATSON & DANIEL**

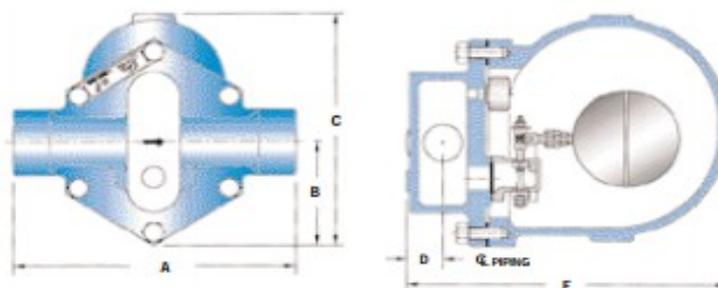
FTT
1/2" & 3/4"



FTT
1"



FTT
1 1/2" & 2"



DIMENSIONS & WEIGHTS - inches/pounds						
Size	A	B	C	D	E	Weight
1/2", 3/4"	4.8	1.9	3.9	2.5	5.5	6
1"	4.8	3.1	7.5	1.1	8.8	16
1 1/2"	10.6	4.3	9.6	1.4	12	40
2"	11.9	4.3	9.6	1.4	12	40

HOW TO ORDER

Specify model, pipe size and maximum working pressure. Choose a pressure that is greater than the maximum the trap will see in service. See capacity chart.

MATERIALS

Body & Cover	Ductile Iron
Gasket	Garlock 3400
Cover Screws	Stainless Steel, GR5
Float	Stainless Steel, AISI 304
Internals	Stainless Steel
Thermostat	Stainless Steel
Valve Seat	Stainless Steel, 17-4 PH
Valve Disc	Stainless Steel, AISI 420F

Anexo 3

Tabla de selección de coeficiente de dilatación según el tipo de acero y rango de temperatura de trabajo

Tabla Coeficientes de dilatación (α)

Material	Rango de temperatura °C							
	< 0	0 - 100	0 - 200	0 - 315	0 - 400	0 - 485	0 - 600	0 - 700
Acero suave 0,1-0,2 % C	12,8	14,0	15,0	15,6	16,2	17,8	17,5	-
Acero aleado 1 % Cr 0,5 % Mo	13,8	14,4	15,1	15,8	16,6	17,3	17,6	-
Acero inoxidable 18 % Cr 8 % Ni	9,4	20,0	20,9	21,2	21,8	22,3	22,7	23,0

Gráfico para diseño de bucles de dilatación

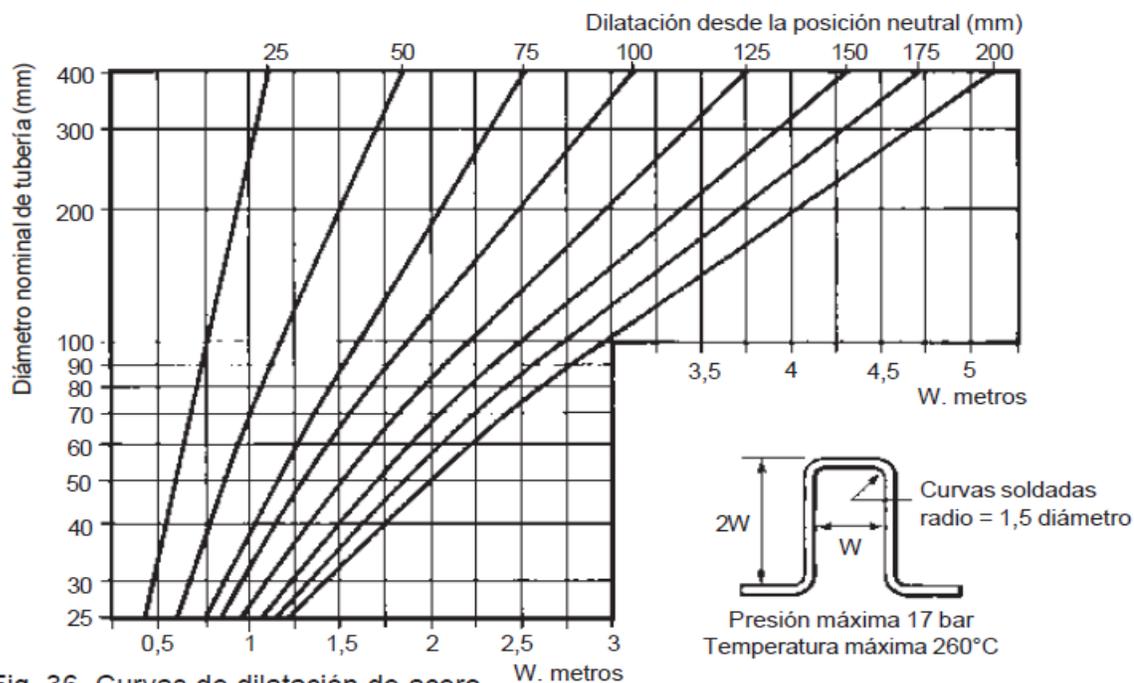


Tabla de instalación de soportes según diámetro de cañería

Diámetro nominal (mm) Acero/Cobre		Intervalo de recorrido horizontal (m)		Intervalo de recorrido vertical (m)	
ø interior	ø exterior	Acero suave	Cobre	Acero suave	Cobre
12	15		1,0		1,2
15	18	2,0	1,2	2,4	1,4
20	22	2,4	1,4	3,0	1,7
25	28	2,7	1,7	3,0	2,0
32	35	2,7	1,7	3,0	2,4
40	42	3,0	2,0	3,6	2,4
50	54	3,4	2,0	4,1	2,4
65	67	3,7	2,0	4,4	2,9
80	76	3,7	2,4	4,4	3,2
100	108	4,1	2,7	4,9	3,6
125	133	4,4	3,0	5,3	4,1
150	159	4,8	3,4	5,7	
200	194	5,1		6,0	
250	267	5,8		5,9	

Anexo 4

Tabla de pérdidas de calor por metro lineal según el diámetro de la cañería

PERDIDA DE CALOR (EN Kcal/h POR M. LINEAL) EN CAÑERIAS CON AISLACION Y SIN AISLACION
(AISLANTE LANA MINERAL)*

Epesor aislación mm	Temperatura de la cañería en °C									
	75°	100°	150°	200°	300°	400°	500°	600°	700°	
Ø nomi- nal ca- ñería 1"	s/aislar	179	247	358	480	782	1.320	1.662	2.070	2.517
	25 mm	19	27	41	55	90	147	180	216	255
	50	12	18	26	43	63	97	118	142	167
	75	10	15	23	31	50	83	101	121	143
	100	9	12	19	26	42	68	84	100	119
2"	s/aislar	234	327	483	658	1.110	1.958	2.500	3.180	3.922
	25 mm	29	41	60	83	135	221	270	324	382
	50	18	25	37	51	85	136	166	198	236
	75	15	22	32	44	73	119	146	175	206
	100	11	16	24	34	55	90	110	132	155
3"	s/aislar	403	449	663	913	1.555	2.773	3.571	4.544	5.622
	25 mm	38	54	81	111	181	296	363	455	543
	50	23	32	48	66	107	175	215	258	304
	75	17	24	36	50	81	133	163	195	231
	100	14	20	31	42	68	112	137	164	194
4"	s/aislar	377	531	794	970	1.884	3.405	4.408	5.638	7.000
	25 mm	47	66	96	135	221	361	442	551	626
	50	27	39	57	79	129	211	258	309	365
	75	20	29	43	58	96	156	191	230	271
	100	17	24	35	49	80	130	159	191	226
6"	s/aislar	532	751	1.124	1.550	2.680	4.858	6.298	8.065	10.023
	25 mm	66	93	138	189	309	504	616	739	872
	50	36	51	76	104	170	277	339	407	480
	75	26	37	55	76	124	202	248	297	351
	100	21	30	45	62	101	165	202	243	287

Gentileza de aislantes AISLAN.

Tabla de selección de espesor de aislante según rango de temperatura de trabajo

**aislantes
termicos**

CAROS Y MATERIALES DE AISLACION TERMICA - INSTALACIONES

LUIS SOUYET FRESARD
 V. V. MACKENNA-439 - FONO 221575
 SANTIAGO

ESPEORES DE AISLACION RECOMENDADOS
(en milímetros)

ø"	Hasta 100 °C	100 a 150 °C	150 a 200 °C	200 a 250 °C	250 a 300 °C	300 a 350 °C	350 a 400 °C
1/2	25	25	25	40	40	50	60
3/4	25	25	40	40	50	60	60
1.	25	25	40	50	60	60	70
1,1/4	25	40	40	50	60	60	70
1,1/2	25	40	40	50	60	70	70
2.	25	40	50	50	60	70	80
2,1/2	25	40	50	60	70	70	80
3.	25	40	50	60	70	80	80
4. ^{3/2}	40	40	50	60	70	80	90
5.	40	50	50	60	70	80	90
6.	40	50	60	70	80	80	90
8.	40	50	60	70	80	90	90
10.	40	50	60	70	80	90	90
Superf.	50	50	60	70	80	90	90

NOTA.
 Para el caso de cañerías de diámetro superior a 10" considerar los espesores recomendados para superficies planas.

20
24

Bibliografía

- Purga de vapor y eliminación de aire
Spirax-Sarco
- Distribución de vapor
Spirax- Sarco
- Uso eficiente de la energía del vapor
Spirax-Sarco
- Instalación de vapor
José Bailón Peidró
- Sistemas de transporte de vapor y condensado.
Hernando Cornejo Felix
- Apuntes de transferencia de calor
Luis Cerda Miskulini
- Análisis de líneas de vapor y condensado en pesquera camanchaca S.A
Angel Neira Muñoz – José Pavez Vega