

**UNIVERSIDAD DE COSTA RICA
SISTEMA DE ESTUDIOS DE POSGRADO**

**DIAGNÓSTICO DE UN SISTEMA DE DISTRIBUCIÓN DE FLUIDO TÉRMICO Y
CONTROL DE MÚLTIPLES GENERADORES DE CALOR**

**Trabajo final de investigación aplicada sometido a la consideración de la
Comisión del Programa de Estudios de Posgrado en Ingeniería Mecánica
para optar al grado de Magister en Ingeniería Mecánica con énfasis en
Sistemas Térmicos y de Energía**

RAYMOND ORDEÑANA CARMOL

Ciudad Universitaria Rodrigo Facio, Costa Rica

2009

Dedicatoria

A mis padres cuyo esfuerzo por muchos años hicieron de nosotros hombres de bien, a mis hermanos a quienes siempre tendré como mis mejores amigos, a mi esposa Margarita, quien con su perseverancia , paciencia y amoroso consejo hizo posible alcanzar esta meta, a Danilo y Melania, fuente de amor y de inspiración.

Agradecimiento

Al Ing. Marlon Delgado por brindarme desde el principio su apoyo y consejo.

A la Ing. Leonora De Lemos por su guía en la realización de este proyecto.

A la Compañía Numar y en especial al Ing. Esteban Zadwaski por su consejo y ayuda desinteresadas.

“Este trabajo final de investigación aplicada fue aceptado por la
Comisión del Programa de Estudios de Posgrado en
Ingeniería Mecánica de la Universidad de Costa Rica,
como requisito parcial para optar al grado de Magister en Ingeniería Mecánica con
énfasis en Sistemas Térmicos y de Energía”.

M.Sc. Luis Rapso Brenes
Representante de la Decana
Sistema de Estudios de Posgrado

Magister Leonora De Lemos Medina
Profesora guía

Magister Gabriel Monge Gapper
Lector

Magister Luis Fernando Chanto Jarquín
Lector

Magister Jhymer Rojas Vásquez
Director Programa de Posgrado en Ingeniería Mecánica

Raymond Ordeñana Carmiol
Sustentante

TABLA DE CONTENIDOS

CAPITULO I INTRODUCCIÓN.....	1
1.1 Introducción.....	2
1.1.1 Objetivo general.....	3
1.1.2 Objetivos específicos.....	3
1.2 Justificación.....	3
1.3 Metodología.....	5
1.4 Antecedentes.....	5
CAPITULO II MARCO TEÓRICO.....	9
2.1 Introducción.....	10
2.2 Descripción básica del proceso.....	10
2.2.1 Definición de grasas y aceites de grado alimenticio.....	10
2.2.2 Proceso de desgomado.....	11
2.2.3 Proceso de blanqueado.....	12
2.2.4 Desodorización.....	12
2.3 Fluidos térmicos.....	13
CAPITULO III METODOLOGÍA DE LA INVESTIGACIÓN.....	23
3.1 Metodología para realizar la investigación.....	24
3.1.1 Sistema de distribución de fluido térmico.....	25
3.1.2 Cálculo de las pérdidas de calor en las tuberías.....	26
3.1.3 Cálculo del calor entregado por la caldera y del calor disponible....	27
3.2 Integración de los sistemas de control.....	27

CAPITULO IV DESARROLLO: DATOS Y RESULTADOS.....	30
4.1 Introducción.....	31
4.2 Sistema de distribución de fluido térmico.....	31
4.2.1 Cálculo de pérdidas de calor.....	31
4.2.2 Análisis económico del espesor óptimo de aislamiento.....	36
4.3 Calor entregado por la caldera y calor disponible.....	45
4.3.1 Cálculo de otros agentes que influyen en el balance de energía.....	50
4.3.1.1 Introducción.....	50
4.3.1.2 Pérdida de calor debida a la extracción de ácidos grasos.....	50
4.3.1.3 Enfriamiento del aceite vegetal antes de salir del desodorizador.....	53
4.3.1.4 Pérdidas de calor en las tuberías y en el desodorizador.....	53
4.4 Sistema de control para múltiples generadores.....	56
4.4.1 Lazos de control.....	56
4.4.2 Propuesta del algoritmo de control.....	57
4.5 Control del balance energético.....	60
4.6 Arquitectura propuesta del sistema de control.....	63
CAPITULO V CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	66
5.1 Conclusiones.....	66
5.2 Recomendaciones.....	69
BIBLIOGRAFIA.....	73
Bibliografía.....	74
APENDICES.....	76

APENDICE A	Recopilación de datos para el levantamiento de la topología del sistema de tuberías para el circuito del Desodorizador 2.	77
ANEXO B	Propiedades termodinámicas del Dowtherm A.....	81
APENDICE C	Resumen del cálculo de pérdidas de calor en tuberías.....	87
APENDICE D	Resumen del cálculo del análisis económico de costo mínimo para espesores de aislamiento.....	90

Resumen

En el presente proyecto se calcularon las pérdidas de calor de un sistema de desodorización de aceite vegetal, el cual utiliza el fluido térmico Dowtherm A como medio de transporte de calor. Este sistema está compuesto por la caldera, el sistema de tuberías de fluido térmico y el desodorizador.

Para calcular el monto de las pérdidas de calor del sistema de tuberías, se realizó primero un levantamiento con el objeto de trazar la topología de la red de distribución, y se puntualizaron sus características como longitud, grosor, temperatura, aislamiento, etc.

Además, a través de balances de masa y energía en el sistema de desodorización y utilizando tanto la información colectada en planta así como las propiedades termodinámicas del Dowtherm A, se logró determinar cuanto calor está entregando la caldera y cual es su potencia disponible.

Se plantea además la posibilidad de integrar todas las calderas de la planta de desodorización a un sistema de control y adquisición de datos. Para esto es necesario realizar cambios importantes en la red de tuberías, en la instrumentación y en el equipo de control actual. El objetivo de esta integración es primordialmente utilizar de manera mas eficiente la energía térmica disponible, a través de un control fino del suministro de energía térmica al desodorizador.

Finalmente se exponen las conclusiones y se brindan recomendaciones cuyo objetivo es mejorar la eficiencia energética de la planta de desodorización, y ofrecer los criterios para plantear el equipo de control e instrumentación necesarios para tal fin.

LISTA DE TABLAS

Tabla 3.1	Nomenclatura utilizada durante el levantamiento de la topología del sistema de tuberías.....	25
Tabla 3.2	Instrumentos de medición y grado de exactitud.....	25
Tabla 4.1	Significado de las columnas de la tabla de resultados A.1.....	31
Tabla 4.2	Diámetro de las tuberías de Dowtherm A.....	35
Tabla 4.3	Radio de los aislamientos utilizados en las tuberías para DowTherm A.....	35
Tabla 4.4	Coeficientes térmicos utilizados.....	35
Tabla 4.5	Espesores económicos encontrados.....	41
Tabla 4.6	Comparación de resultados entre cañuela y manta de fibra paras tubo en 2".....	42
Tabla 4.7	Comparación de resultados entre cañuela y manta de fibra paras tubo en 3".....	43
Tabla 4.8	Comparación de resultados entre cañuela y manta de fibra paras tubo en 3".....	44
Tabla 4.9	Resumen de datos obtenidos.....	48
Tabla 4.10	Datos del desodorizador 2 para el cálculo de pérdidas de calor...	54
Tabla 4.11	Medición de eficiencia en la caldera 2.....	55
Tabla 4.12	Resumen de valores promedio para el desodorizador #2.....	55

LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1	Distribución relativa del consumo energético en la producción de vapor por fuente para el año 2001.....	6
Figura 1.2	Distribución relativa del consumo energético por uso para el año 2001.....	7
Figura 1.3	3 Distribución relativa de las empresas que poseen calderas.....	8
Figura 2.1	Esquemático del Proceso de refinación de aceite de palma.....	13
Figura 2.2	Ciclo de operación de la CPU en un PLC.....	20
Figura 2.3	Arquitectura de un Controlador Programable.....	21
Figura 3.1	1 Modelo para el cálculo de pérdidas en tuberías.....	26
Figura 4.1	Distribución del sistema de tuberías de desodorizador.....	33
Figura 4.2	Distribución de temperatura en la tubería y aislamiento.....	34
Figura 4.3	Espesor económico análisis de costo mínimo para tubería de 2” de diámetro utilizando cañuela.....	37
Figura 4.4	Espesor económico análisis de costo mínimo para tubería de 3” de diámetro utilizando cañuela.....	38
Figura 4.5	Espesor económico análisis de costo mínimo para tubería de 4” de diámetro utilizando cañuela.....	38
Figura 4.6	Espesor económico análisis de costo mínimo para tubería de 2” de diámetro utilizando manta de fibra de vidrio.....	39
Figura 4.7	Espesor económico análisis de costo mínimo para tubería de 3” de diámetro utilizando manta de fibra de vidrio.....	40
Figura 4.8	Espesor económico análisis de costo mínimo para tubería de 4” de diámetro utilizando manta de fibra de vidrio.....	40
Figura 4.9	Circuito de Dowtherm A en el desodorizador #2.....	47
Figura 4.10	Propiedades de diferentes ácidos grasos.....	49

Figura 4.11	Esquema de balance de masa en el desodorizador.....	51
Figura 4.12	Lazo cerrado de regulación.....	56
Figura 4.13	Diagrama de la organización propuesta para el control de múltiples generadores.....	58
Figura 4.14	Control de demanda energética.....	61
Figura 4.15	Control de demanda energética con múltiples calderas.....	62
Figura 4.16	Diagrama esquemático general de señales entrada/salida.....	63
Figura 4.17	Ejemplo de arquitectura propuesta para el sistema de control.....	65

CAPITULO I INTRODUCCIÓN

1.1. Introducción

Existe gran diversidad de procesos productivos que necesitan vastas cantidades de calor para obtener un producto con las propiedades requeridas en cada etapa del proceso. De esta manera, al final se obtiene un producto con un conjunto de propiedades deseables, entre las que se encuentra la consistencia, el color y el sabor; dichas propiedades dependen entre otras cosas de la forma en que se supla el calor de proceso.

En general, un sistema de distribución de calor consta de:

- Un generador de calor
- Un medio de conducción y movimiento del fluido térmico
- Equipos para el intercambio de calor del fluido térmico con el producto que recibe el calor.

Todos los sistemas son diseñados para trabajar a una presión definida, supeditados siempre a una máxima presión de operación. Para la desodorización de aceite vegetal, se necesitan temperaturas muy altas, por lo que se utilizan fluidos térmicos denominados “fluidos de transferencia de calor sintéticos”, que entre otras características presentan temperaturas de ebullición muy altas a presión atmosférica. Esta característica hace que se puedan manejar temperaturas muy altas a bajas presiones en comparación con el vapor de agua.

Generalmente, en la mayoría de las empresas de manufactura el pasar de los años, el crecimiento de la planta y las exigencias productivas inmediatas hacen que el sistema de distribución de calor también crezca sin que necesariamente medien criterios apropiados de diseño.

La empresa Compañía Numar S.A. no ha sido la excepción y dado que la desodorización de aceite es un paso intermedio para la producción de margarinas y aceites de cocción, se desea conocer la eficiencia energética de su sistema de distribución de calor en vista de que esto representa un rubro importante en los costos de producción.

El sistema total de desodorización consta de tres desodorizadores cuyos sistemas de distribución de calor se encuentran interconectados entre sí, además

se cuenta con cinco calderas o generadores de calor. Todo esto con la finalidad de utilizar diferentes rutas para eventuales mantenimientos de las calderas que usualmente se usan para cada desodorizador.

A continuación se presentan los objetivos de este estudio.

1.1.1 Objetivo general

Determinar las características del sistema de distribución de fluido térmico con el propósito de cuantificar su eficiencia.

1.1.2. Objetivos específicos

Los objetivos específicos de este estudio son los siguientes:

1. Hacer un levantamiento de la topología del sistema de tuberías para el transporte del fluido térmico.
2. Medir las temperaturas de proceso a lo largo del sistema de distribución.
3. Calcular las pérdidas de calor a través de los aislamientos de las tuberías.
4. Calcular la energía demandada por el proceso de desodorización y la energía disponible en la caldera.
5. Proponer la configuración general de un sistema de control de carga térmica para aprovechar de manera más eficiente los generadores de calor.

1.2. **Justificación**

Como se mencionó anteriormente, es común que una empresa de manufactura aumente la capacidad de sus procesos productivos debido a múltiples razones, entre las que se encuentran:

- Una mayor demanda de sus productos, que debe respaldarse con una mayor producción.
- Cuando se desea innovar con nuevos productos o nuevas variedades de un mismo producto.
- Desde el punto de vista del departamento de manufactura constantemente se analizan variaciones del proceso productivo para

mejorar las propiedades del producto final, aunque esto a veces implique un mayor consumo de energía.

Para el ente financiero de la planta industrial, los datos por analizar se refieren a costos, ventas, y sobre todo utilidades que se desean maximizar. El resultado natural es minimizar costos a través de procedimientos que logren optimizar la eficiencia global del proceso productivo, eso sí, asegurando los costes mínimos de inversión para lograrlo.

El procedimiento realizado para el levantamiento de la información se puede extender a los otros desodorizadores y en general a otros sistemas de calor para comparar la eficiencia energética entre los sistemas. Así se pueden sacar conclusiones que junto a un plan de inversión de largo plazo ayuden a mejorar la eficiencia energética del proceso y a tomar adecuadamente y a tiempo las acciones de control pertinentes.

Cabe además mencionar lo importante que es mantener un monitoreo constante de los sistemas de producción de calor para usar racionalmente el combustible y otras fuentes de energía, y tomar en cuenta que la eficiencia de este sistema puede variar con:

- ✓ Horario de uso del sistema
- ✓ Envejecimiento de los equipos.
- ✓ Factor de carga del sistema
- ✓ Eficiencia del quemador
- ✓ Desempeño de los sistemas de control.

1.3. Metodología

El diagnóstico del sistema de calor se realizará en la planta de refinería de la Compañía Numar S.A., en la cual, entre otros sistemas, se encuentran tres circuitos desodorizadores para aceite vegetal de palma africana.

El estudio se hará para un solo circuito, pues se puede extender por igual a los otros dos. Estos circuitos se componen de la caldera, la tubería de suministro y retorno de fluido térmico e intercambiadores de calor.

La evaluación energética se iniciará con un levantamiento de la topología del sistema de tuberías, pues actualmente no existen planos que muestren la distribución de la red de tuberías, ni como se conectan con los sistemas de los demás desodorizadores. Como suele ocurrir cuando no hay procedimientos de documentación rigurosos, esta información la tiene muy clara solamente el operador encargado de las interconexiones entre las redes.

Después de hacer este levantamiento se hará la medición de temperaturas a lo largo de la red de tuberías. Se medirá la temperatura de la superficie de los tubos y la temperatura en la superficie de los aislamientos.

Los resultados que se desprendan de las mediciones se analizarán para calcular las pérdidas de calor por los aislamientos y se realizarán los cálculos necesarios para encontrar la eficiencia neta del sistema de calor.

Además se propondrá un sistema de control con el cual se pueda maximizar el uso de todas las calderas para un sistema de desodorización interconectado.

Para finalizar, se harán recomendaciones que ayuden a mejorar el desempeño energético del circuito desodorizador.

1.4 Antecedentes

De acuerdo con los resultados del estudio “Encuesta de Consumo Energético Nacional del Sector Industrial 2001/2002” realizado por la Dirección Sectorial de Energía del Ministerio del Ambiente y Energía, en cuanto al consumo de energéticos en el año 2001 el más utilizado fue el bunker (Fig. 1.1); alimentos y bebidas es la actividad que más consume este energético con un 47,2% del consumo total del sector industrial durante el año 2001.

Además las empresas dedicadas a la producción de alimentos y bebidas representan el 39,6% del sector industrial costarricense, coincidiendo con el hecho

de que el 55,3% de toda la energía consumida en el sector industrial lo consume la industria alimenticia.

Como se observa en la figura 1.2, la producción de vapor y la producción de calor tienen los mayores porcentajes de uso en el sector industrial: un 36,2% para la producción de calor y un 35,3% para la producción de vapor. Estos últimos datos concuerdan completamente con el hecho de que en la Compañía Numar el 36,7% del costo total energético se debe al bunker.

DISTRIBUCIÓN RELATIVA DEL CONSUMO ENERGÉTICO EN LA PRODUCCIÓN DE VAPOR POR FUENTE PARA EL AÑO 2001

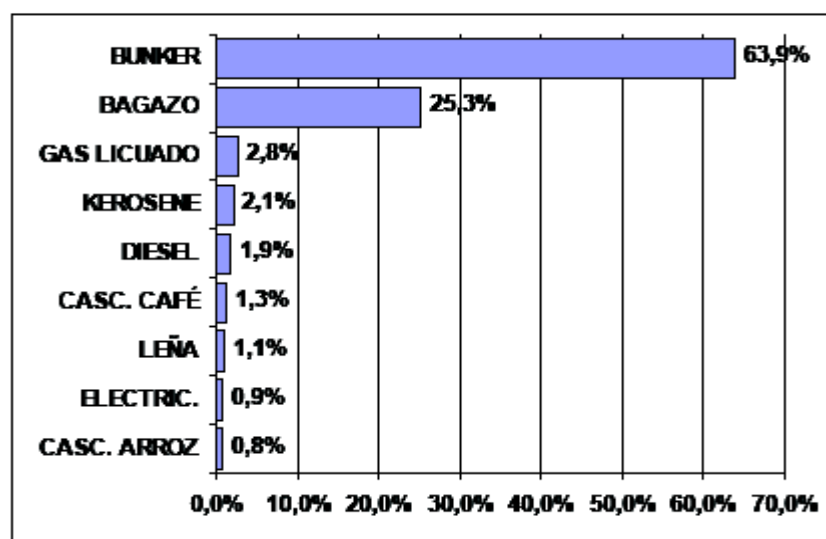


Figura. 1.1 Distribución Relativa del Consumo Energético en la Producción de Vapor por Fuente. Fuente: Encuesta de Consumo energético Nacional en el Sector Industrial 2001/2002. Dirección Sectorial de Energía. Ministerio de Ambiente y Energía.

**DISTRIBUCIÓN RELATIVA DEL CONSUMO ENERGÉTICO POR USO
AÑO 2001**

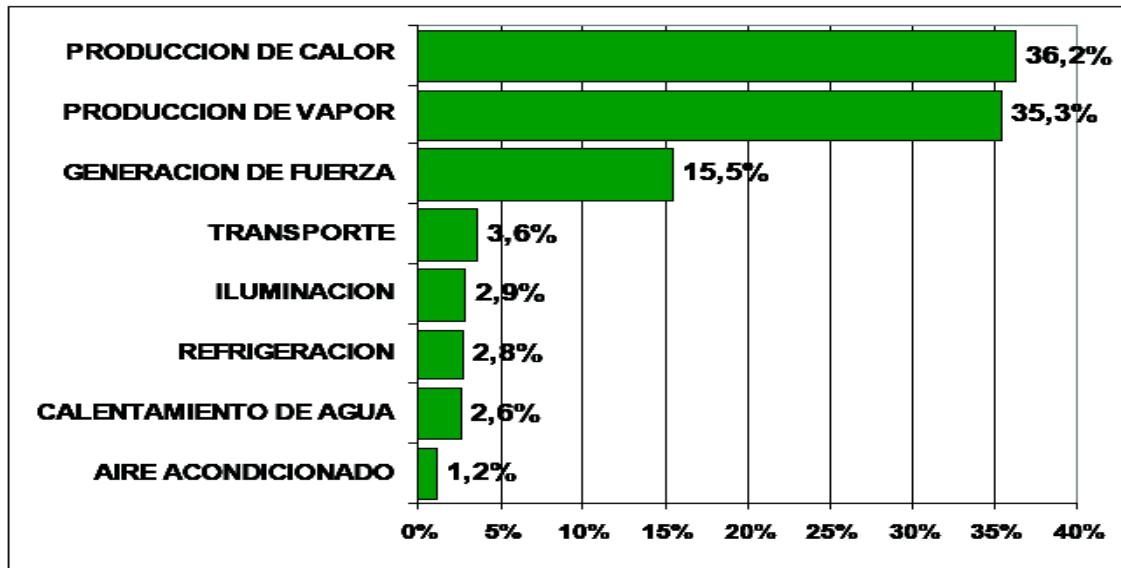


Figura. 1.2 Distribución del consumo energético según su uso Sector Industrial

Fuente: Encuesta de Consumo energético Nacional en el Sector Industrial 2001/2002. Dirección Sectorial de Energía. Ministerio de Ambiente y Energía.

Otro dato importante es que el grupo de empresas pertenecientes a la producción de alimentos y bebidas son las que mas calderas tienen en el sector industrial (Fig. 1.3).

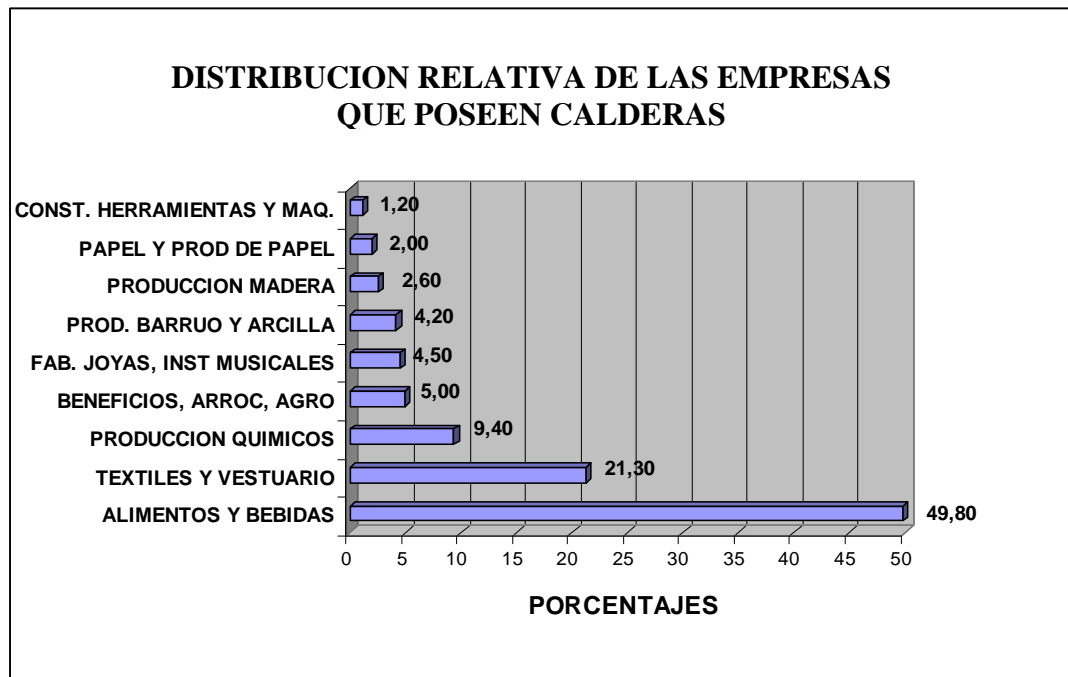


Figura. 1.3 Distribución Relativa de las Empresas que poseen Calderas según sector Comercial. Fuente: Encuesta de Consumo energético Nacional en el Sector Industrial 2001/2002. Dirección Sectorial de Energía. Ministerio de Ambiente y Energía.

Todo lo anterior justifica el diagnóstico de la eficiencia de los sistemas de producción y transporte de vapor y calor, y del monitoreo de las tuberías de transporte del fluido térmico periódicamente. Un manejo efectivo de la información del consumo energético de los procesos sirve entonces para identificar:

- ✓ Las secciones o equipos que consumen más energía que la esperada según su diseño o uso.
- ✓ Los factores que influyan en que dichos consumos sean mayores
- ✓ Áreas de mejora en términos de rendimiento y eficiencia
- ✓ El impacto de dichas mejoras en los costos de operación

Es necesario que el industrial se comprometa con los programas y proyectos que buscan mejorar la eficiencia energética de sus sistemas productivos, pues esto no solo incidirá positivamente en su empresa, sino también en las metas de ahorro a nivel nacional.

CAPITULO II MARCO TEÓRICO

2.1. Introducción

A continuación se da una breve descripción de los procesos involucrados en la extracción del aceite de palma. Se enfatiza principalmente en los procesos de extracción de elementos no deseados del aceite, culminando con su desodorización, sección en la cual se hace el diagnóstico del sistema.

Se hace una referencia a los fluidos térmicos, sus tipos y características, pues es el medio de transferencia de calor utilizado por el sistema de distribución.

Por último, se da una pequeña introducción a los sistemas de automatización pues los procesos descritos en la planta de refinación de aceite en su mayoría son todos controlados y monitoreados por este tipo de equipos.

2.2 Descripción Básica del Proceso

A continuación se describe de manera general el proceso de refinado de aceite vegetal, que consiste del desgomado, blanqueado y desodorizado del aceite.

2.2.1 Definición de grasas y aceites de grado alimenticio

El término grasa se refiere a las sustancias basadas en triglicéridos que son sólidas a temperatura ambiente, mientras que el término aceite tiene que ver con las que son líquidas a las mismas condiciones. Las grasas y aceites son reconocidos como fuente de nutrientes esenciales en las dietas animales y humanas.

Las grasas de los alimentos tienen diferentes orígenes:

- **Origen animal:** Las principales fuentes de grasas animales son la carne, los huevos y los productos lácteos como la mantequilla, el queso y la leche.
- **Origen Vegetal:** Las grasas de origen vegetal se pueden encontrar en las semillas de algunas plantas (como las de girasol o de maíz), en las frutas (por ejemplo, la aceituna, aguacate, palma africana) y frutos secos como las almendras.

Para obtener el aceite se lavan y trituran las semillas, frutas o frutos secos, después se someten a procesos de calentamiento y se extrae. Posteriormente, el aceite se refina para eliminar impurezas, sabores, olores o colores no deseados.

Las grasas y aceites tienen varios usos industriales como bases para la formulación de pinturas, jabones, cosméticos, productos farmacéuticos, y en la industria alimenticia se utiliza ampliamente como:

- Medio de transferencia de calor en las frituras
- Medio de transporte de sabor, color y vitaminas
- Fuente de ácidos grasos esenciales
- Fuente de energía para el cuerpo humano.

2.2.2 Proceso de desgomado

Las gomas normalmente se consideran materiales indeseables en el aceite ya que aumentan las pérdidas de aceite durante el proceso de refinación y ocasionan problemas por obstrucción de tuberías y depósitos en los tanques.

El desgomado es un proceso mediante el cual se rompen las moléculas de las gomas y de las que contienen metales de transición (hierro, cobre, níquel) presentes en el aceite, los cuales pasan a ser insolubles en aceite para su posterior separación por medio de centrifugación o adsorción con diatomita (llamada también tierra blanqueante).

Un desgomador es básicamente un tanque cilíndrico sellado provisto de un agitador al cual se le inyecta aceite crudo y una solución de ácido cítrico en agua. Las gomas separadas se venden como aditivos para comida (lecitina de soya, un espesante).

2.2.3 Proceso de blanqueado

El blanqueo es el proceso por el cual se eliminan los productos de la oxidación, pigmentos, gomas y metales precipitados durante el desgomado por medio de la adición de una tierra adsorbente.

Los aceites desgomados pasan a tanques dosificadores donde se agrega al aceite la tierra blanqueante para pasar luego al blanqueador. Los tanques dosificadores son tanques con agitación en los que se agrega al aceite la tierra blanqueante por medio de un tornillo sinfín dosificador.

Esta tierra tiene la función de adsorber las impurezas sobre su superficie donde son retenidas. Posteriormente el aceite que sale del blanqueador es bombeado a unos filtros para la separación de la tierra blanqueante y sus contaminantes.

2.2.4 Desodorización

La desodorización tiene como objetivo reducir principalmente ácidos grasos libres, pero también ayuda a eliminar productos de oxidación, pigmentos e hidrocarburos para darle transparencia (elimina el color rojo del aceite de palma) y obtener un aceite sin sabor e inodoro.

En los inicios de la producción industrial de aceites comestibles se descubrió que la eliminación de los compuestos indeseables mencionados podía realizarse a través de la ebullición del aceite. Sin embargo, para obtener velocidades de desodorización aceptables, la temperatura debía aumentarse a un nivel tal que quemaba el aceite. Esto se resolvió inyectando vapor directamente al aceite; además tiene la ventaja de que funciona como medio de arrastre de los compuestos indeseables, lo que al final permitió una mejora del producto con temperaturas de proceso menores.

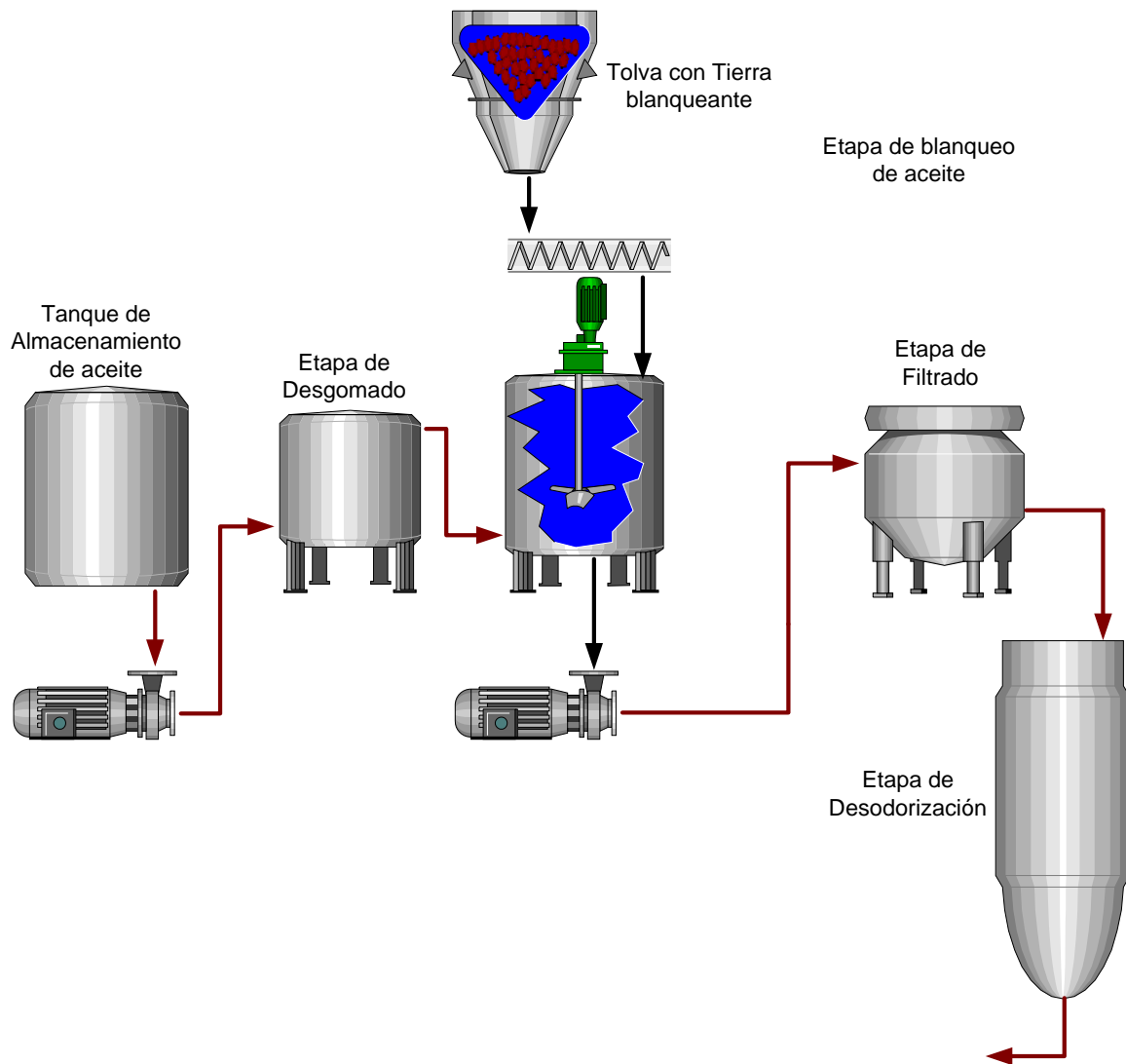


Figura 2.1 Esquemático del Proceso de Refinación de aceite de Palma

Fuente: El autor

2.3 Fluidos Térmicos

Los fluidos de transferencia de calor trabajan típicamente entre 260 °C y 400 °C, donde las alternativas de fuego directo, conducción eléctrica y vapor/agua caliente son consideradas no seguras, antieconómicas o incompatibles con el proceso.

Hay disponible una gran variedad de fluidos térmicos por lo que se mencionarán algunos criterios para escoger el que mejor se adapte a una determinada aplicación.

2.3.1 Tipos de fluido térmico

Mientras más alta sea la máxima temperatura recomendada del fluido, más alto es su precio. Esto se debe a que la estructura química requerida para una aceptable estabilidad térmica y eficiencia en la transferencia de calor es más compleja y por ende más costosa cuando se incrementa la temperatura. Existen dos tipos de fluidos usados principalmente en aplicaciones de alta temperatura:

- Sintéticos: Consisten de químicos basados en benceno. Dependiendo del producto específico, sus ámbitos de operación van desde $-56\text{ }^{\circ}\text{C}$ hasta $400\text{ }^{\circ}\text{C}$ ($-70\text{ }^{\circ}\text{F}$ – $750\text{ }^{\circ}\text{F}$).
- Aceites calientes: Los aceites calientes son basados en petróleo y la mayoría son mezclas de parafinas. Sus ámbitos de operación van desde los $-23\text{ }^{\circ}\text{C}$ hasta $315\text{ }^{\circ}\text{C}$ ($-10\text{ }^{\circ}\text{F}$ – $600\text{ }^{\circ}\text{F}$)

2.3.2 Tipos de sistema

El tipo de sistema en que opera determinado proceso es importante para escoger el fluido específico. Los procesos que utilizan fluidos de transferencia de calor se pueden categorizar en tres tipos de sistema:

1. Sistemas de fase líquida no presurizados
2. Sistemas de fase líquida presurizados
3. Sistemas presurizados de vapor con circulación natural o con bombeo.

Los sistemas de fase líquida no presurizados son generalmente los más simples de diseñar y operar. Tanto los aceites calientes como los sintéticos pueden ser usados en este tipo de sistema, siempre que la temperatura del fluido de transferencia de calor se mantenga por debajo de su punto de ebullición. La mayoría de los componentes de estos sistemas consisten en calentadores,

intercambiadores de calor, tanques de expansión venteados y bombas de recirculación. El tanque de expansión de estos sistemas no requiere una carga de gas inerte para mantener una presión positiva en la entrada del sistema de bombas de recirculación.

Los sistemas de fase líquida presurizada usan ambos tipos de aceites, calientes y sintéticos. Son similares en diseño a los sistemas no presurizados a excepción de una carga de gas inerte a presión en el tanque de expansión cuando la temperatura de operación del fluido de transferencia de calor está por encima de su punto de ebullición. El gas inerte bajo presión (usualmente nitrógeno) es usado para mantener el fluido de transferencia de calor en su fase líquida. El gas inerte también actúa como una barrera en el tanque de expansión entre el fluido caliente y la atmósfera, evitando la oxidación del fluido. Con excepción de los fluidos multifase como los tipos difenil-óxido/bifenil, la mayoría de los aceites sintéticos y todos los calientes no necesitan presurización por gas inerte para mantener la fase líquida en su temperatura de operación recomendada.

Los sistemas presurizados de vapor utilizan solo un grupo de fluidos sintéticos, la mayoría tipo difenil-óxido/bifenil. Un sistema simple de vapor puede ser diseñado desde una zona presurizada hasta la zona de retorno de condensado por gravedad desde los puntos de utilización al vaporizador, eliminando la necesidad de bombas de condensado. La desventaja que puede representar el costo del equipo asociado y la complejidad de los sistemas de vapor es contrarrestada por el incremento de calor entregado por unidad de masa de vapor vrs unidad de masa de líquido (BTU's entregados por libra de vapor en comparación con el líquido). Otra ventaja sobre los sistemas de vapor de agua son sus presiones de operación menores lo que tiene un importante impacto en la seguridad y costo de los sistemas de generación y distribución de vapor.

2.3.3 Criterios para seleccionar el mejor fluido

Cuando se desea especificar el tipo de fluido más adecuado para un sistema, hay que considerar los siguientes aspectos:

- Estabilidad térmica: Se define como la habilidad inherente del fluido de transferencia de calor para resistir un rompimiento molecular por ciclos de diferencial de temperatura. La estabilidad térmica del fluido es el factor primario para determinar la máxima temperatura de operación a granel. Esta temperatura máxima de operación es la que el fabricante recomienda para que el fluido mantenga un nivel aceptable de estabilidad térmica. La mayoría de aplicaciones para fluidos de transferencia de calor están en el ámbito de los 260 °C – 315 °C, para el cual ambos tipos de fluidos son aplicables. Sin embargo, si el proceso requiere temperaturas de 330 °C la opción se limita a los aceites sintéticos; por otro lado, los aceites sintéticos son innecesariamente costosos si el proceso requiere temperaturas cercanas a los 270 °C, para lo que lo apropiado sería un aceite caliente.
- Eficiencia en la transferencia de calor: las comparaciones de la eficiencia de transferencia de calor entre fluidos son hechas de acuerdo a coeficientes de transferencia de calor que se pueden calcular usando sus datos de densidad, viscosidad, conductividad térmica y calor específico para una velocidad de flujo determinada y diámetro de tubería. A una temperatura dada, el coeficiente de transferencia de calor de los diferentes tipos de fluido puede diferir hasta en un 30%. Dependiendo de los factores de resistencia térmica de los otros componentes en el sistema, un fluido con un coeficiente de calor sustancialmente ventajoso puede permitir una reducción en el tamaño de los equipos del sistema. El reemplazo de un fluido por uno más eficiente puede incrementar significativamente la producción y hasta reducir los costos energéticos.
- Punto de bombeo: El punto de bombeo es la temperatura más baja en la cual la viscosidad del fluido alcanza un valor (típicamente de 2,0 N·s /m²) tal que una bomba centrífuga no puede hacer circular el fluido. La mayoría de

aplicaciones en procesos a alta temperatura operan a temperaturas mayores a la del punto de bombeo de los aceites calientes y sintéticos. Esta característica es especialmente importante en aquellas regiones de climas fríos cuando hay paradas de emergencia o de mantenimiento.

Existen sistemas en donde se utilizan fluidos de transferencia de calor diseñados para operar a temperaturas significativamente más altas; aunque estos sistemas operarán sin incidentes por muchos años, el mismo desempeño puede lograrse con un fluido de menor costo (temperaturas más bajas). También hay sistemas que utilizan fluidos de muy bajo costo y bajas temperaturas operando en aplicaciones de alta temperatura. En ambos casos, la persona que especificó posiblemente no utilizó el tiempo suficiente para determinar con criterio la adecuada selección del fluido. La selección final se inicia comparando cada fluido, ya sea para aceite caliente o sintético, y el hacer la adecuada escogencia puede ahorrar dinero y traer años libres de problemas.

2.3.4 Ámbito de operación del fluido.

El ámbito de operación de un fluido de transferencia de calor se define por el punto de bombeo y la máxima temperatura recomendada para operación a granel. Si bien es cierto que técnicamente estos fluidos pueden ser usados cerca de su punto de capacidad de bombeo, muchos otros (especialmente aquellos basados en petróleo) pierden mucha de su eficiencia y de su capacidad de transferencia de calor.

La habilidad del fluido de soportar la degradación térmica está en controlar su máxima temperatura de operación a granel. Típicamente un buen punto de operación para un fluido térmico ocurre cuando la temperatura de operación del fluido de proceso se encuentra en la mitad de su ámbito de operación. Este espacio entre los límites de temperatura de operación del fluido térmico permite una muy buena eficiencia de transferencia de calor y una mínima degradación del fluido.

La razón de degradación térmica no es una razón lineal de la temperatura; cuando se alcanza o se excede la máxima temperatura recomendada, la razón de degradación varía en forma asintótica. Los costos asociados al tiempo requerido para los mantenimientos relacionados al fluido y la pérdida de eficiencia de transferencia de calor debido a la degradación, deben ser considerados a conciencia cuando se escoge entre fluidos de bajo costo pero que trabajarán muy cerca de su temperatura máxima recomendada, y un fluido más caro que trabajará en la mitad de su ámbito de operación.

En este proyecto el fluido usado en el sistema en estudio es el que se conoce con el nombre comercial **Dowtherm A** producido por *Dow Chemical Company*, del cual se presenta un informe completo de sus propiedades en el apéndice B. Por el momento, se puede mencionar que el Dowtherm A es un fluido de transferencia de calor de amplia aplicación. Este producto fue introducido al mercado en 1929 y es una mezcla de dos compuestos orgánicos muy estables llamados bifenil y difenil óxido. Estos dos componentes tienen prácticamente la misma presión de vapor, lo que permite que la mezcla pueda manejarse como si fuera un único compuesto. El Dowtherm A puede ser usado en sistemas que emplean calentamiento con vapor o en fase líquida. El ámbito de temperatura recomendado va de 16 °C a 400 °C (60 °F a 750 °F) y el ámbito de presión de vapor correspondiente va desde la presión atmosférica hasta 951,47 kPA (138 psig).

Sistemas de automatización

2.3.5 Generalidades

Basándonos en equipos contemporáneos, un Controlador Lógico Programable (PLC por sus siglas en inglés) se puede definir como un equipo electrónico que ejecuta un programa en forma cíclica de emisión de señales eléctricas de acuerdo con una serie de señales de entrada. La ejecución del programa puede ser interrumpida momentáneamente para realizar otras tareas consideradas de mayor prioridad, pero el aspecto más importante es la garantía de ejecución completa del programa principal.

Un PLC actual puede durar desde unos 150 microsegundos ejecutando 1000 instrucciones en un programa principal, hasta la ejecución de varios programas principales en sistemas con arquitecturas redundantes lo que lo convierte en un dispositivo conveniente para casi cualquier aplicación. La finalidad de la ejecución del programa es provocar un cambio en las variables controladas del proceso (salidas).

Con el programa almacenado en la memoria del controlador, y una vez que este se pone en marcha, se inicia un ciclo de operación. El ciclo de operación del controlador consiste de una serie de operaciones ejecutadas secuencialmente.

En la figura 2.2 se aprecia lo que se llama el ciclo de operación de un controlador lógico programable y se compone de las siguientes secciones:

Exploración de entradas: Es el tiempo requerido para que el controlador explore y lea todos los datos de entrada, típicamente se realiza en unos microsegundos.

Exploración del programa: Es el tiempo requerido por el procesador para ejecutar las instrucciones del programa. El tiempo de exploración del programa varía dependiendo de las instrucciones usadas.

Exploración de salidas: Es el tiempo requerido por el controlador para

explorar y escribir todos los datos de salida, típicamente se realiza en microsegundos.

Servicios de comunicación:

Es la parte del ciclo de operación en la cual la comunicación toma lugar con otros dispositivos tales como interfases hombre-máquina o computadores personales.

Actualización:

Es el tiempo utilizado en el manejo de la memoria y actualización de temporizadores y registros internos.

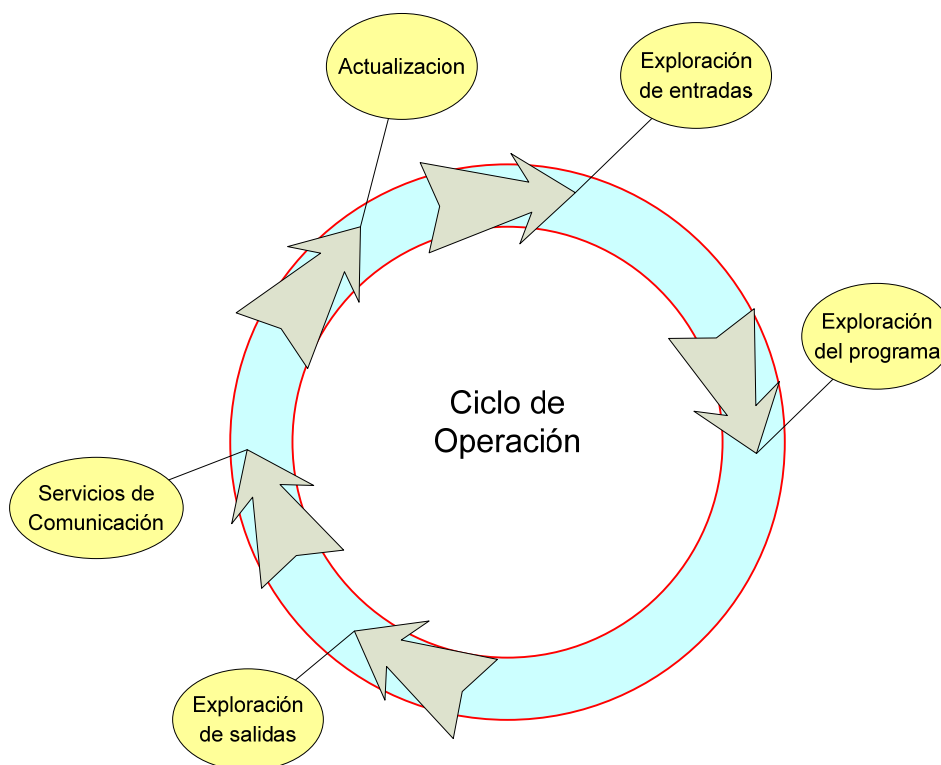


Figura 2.2 Ciclo de operación de la CPU en un PLC

Fuente: Adaptado de Rockwell Internacional Corporation. *Publication 1761-6.3 Micrologix 1000 Programmable Controllers*. Estados Unidos: 1998, 422 p.p

Un autómatas programable se compone de (Fig. 2.3):

- Una alimentación principal o fuente de poder
- Una etapa de adquisición de datos del proceso (Entradas)
- Un tratamiento o proceso de los datos
- Un resultado que influye en las salidas

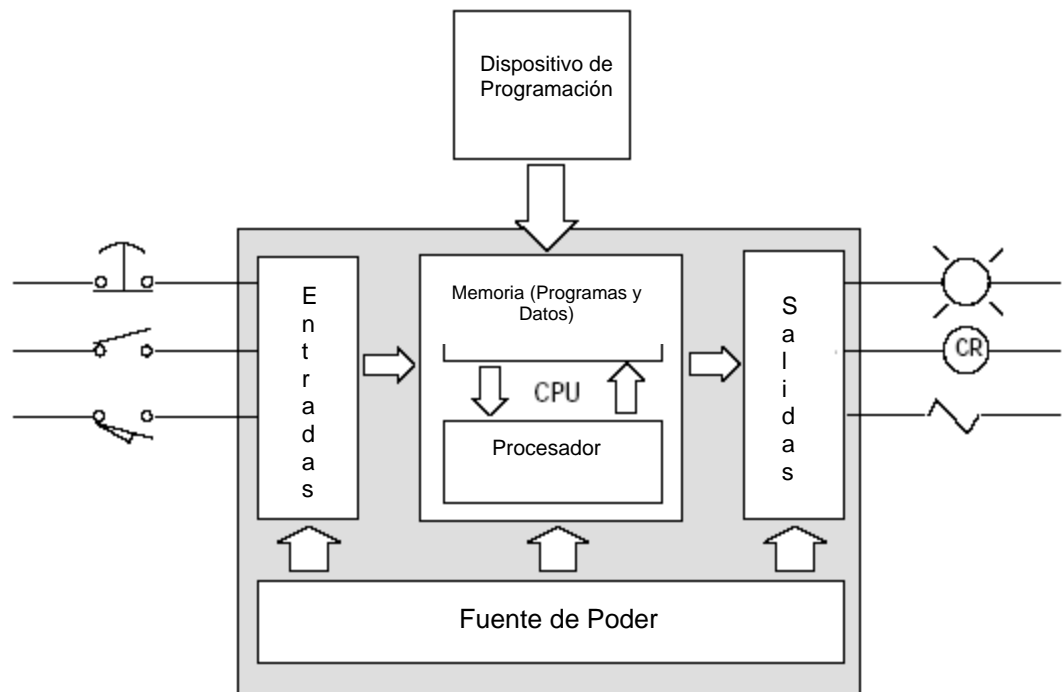


Figura 2.3 Arquitectura de un Controlador Programable

Fuente: Adaptado de Rockwell Internacional Corporation. *Publication 1761-6.3 Micrologix 1000 Programmable Controllers*. Estados Unidos: 1998, 422 p.p

Prácticamente todo proceso industrial puede integrarse con un controlador lógico programable, para esto debe conocerse bien el proceso por controlar e identificar la naturaleza de las entradas a leer y las salidas a controlar. En este trabajo se pretende plantear el concepto de control de suministro de energía térmica utilizando un PLC. El objetivo es optimizar el uso de las calderas de fluido térmico que se encuentran en la planta y, a través de la construcción de una imagen de las entradas en un momento dado el controlador podrá calcular la demanda de energía del sistema integrado de desodorizadores.

CAPITULO III METODOLOGÍA DE LA INVESTIGACIÓN

3.1 Metodología para realizar la investigación

Se realizará una evaluación energética del sistema de distribución del fluido térmico, la cual se desarrollará bajo condiciones normales de operación; esto es, a máxima capacidad de trasiego de aceite vegetal. Este diagnóstico consistirá de varias etapas:

- Levantamiento de la topología del sistema de tuberías para fluido térmico.
- Medición de temperaturas en diferentes puntos de la red.
- Cálculo de las pérdidas de calor en el sistema de tuberías.
- Cálculo del calor entregado por la caldera y de calor disponible.

Como se propone integrar los generadores de calor a un solo sistema de control, es necesario describir los siguientes aspectos:

- Los cambios necesarios en la red de distribución para integrar todos los generadores de calor.
- Las secuencias de operación para operar el conjunto de generadores como un solo sistema.
- La instrumentación mínima necesaria y el equipo de control para ejecutar las secuencias de operación.

3.1.1 Sistema de distribución de fluido térmico

Para el levantamiento de la topología del sistema de tuberías se utilizará la siguiente convención:

Tabla 3.1 Nomenclatura utilizada durante el levantamiento de la topología del sistema de tuberías

L:	Longitud del tramo (m)
D:	Diámetro de la tubería (mm)
v,h:	Tramo vertical u horizontal
k:	Grosor del aislamiento o cañuela (mm)
N:	Nivel. Se refiere al nivel del edificio de refinería en que se encuentra el tramo.
Función:	Tubería de Suministro o de Retorno

Una vez terminada esta tarea se generará una tabla que contendrá la información necesaria para realizar el cálculo de pérdidas en la tubería, y también permitirá dibujar un diagrama para representar el sistema en estudio.

Los instrumentos utilizados fueron los que se presentan en la tabla 3.2:

Tabla 3.2 Instrumentos de medición y grado de exactitud

Utilizado en:	Equipo	Características	
		Medición de la temperatura en el aislamiento	Termómetro infrarrojo. Marca Amprobe
		Exactitud	+/- 2%
Medición de la temperatura de la tubería	Termómetro Serie 50 II. Marca Fluke	Ámbito de la medición con termopar tipo J	-210 °C a 1200 °C
		Exactitud	+/- 0,05%

3.1.2 Cálculo de las pérdidas de calor en las tuberías.

El siguiente modelo se utilizará para calcular las pérdidas de calor de la tubería:

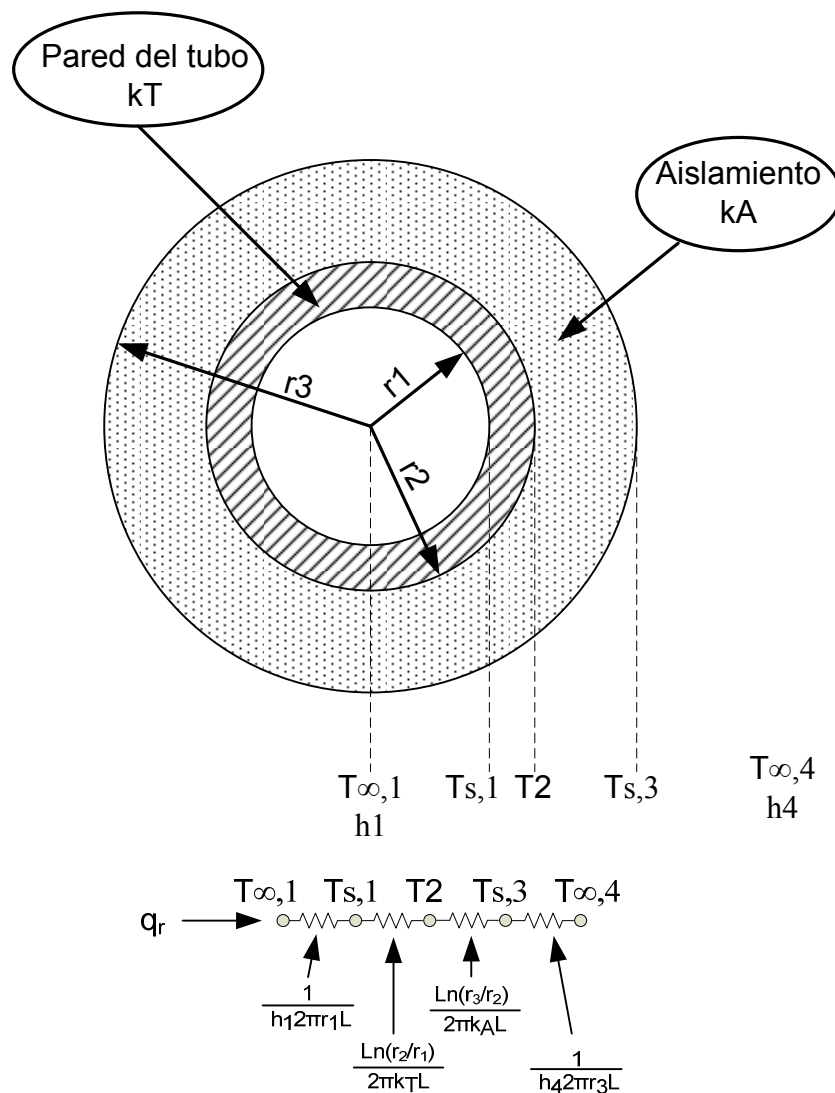


Figura 3.1 Modelo para el cálculo de pérdidas en tuberías

Fuente: Adaptado de Incropera, Frank. Fundamentos de Transferencia de Calor, cuarta edición. Prentice Hall, México, 1999, 912 p.

De este modelo la ecuación de transferencia de calor se expresa como:

$$\frac{T_{\infty,1} - T_{\infty,4}}{\frac{1}{h_1 2\pi r_1 L} + \frac{\ln(r_2/r_1)}{2\pi k_T L} + \frac{\ln(r_3/r_2)}{2\pi k_A L} + \frac{1}{h_4 2\pi r_3 L}} \quad (3.1)$$

Con esta ecuación y los datos del punto anterior se calcularán las pérdidas del sistema de tuberías.

3.1.3 Cálculo del calor entregado por la caldera y de calor disponible.

La determinación de cuanto calor está entregando la caldera y de cuanto calor tiene disponible para entregar se realizará aplicando el principio de conservación de la energía:

$$Q - W = \Delta E \quad (3.2)$$

Esto por cuanto se conoce la capacidad máxima de la caldera y además el calor entregado por el fluido térmico deber ser igual al absorbido por el aceite vegetal. De esta manera, una vez calculado a partir de la Ec. 3.2 cuanto energía absorbe el aceite vegetal sabremos si hay energía disponible para entregar y en que cantidad.

3.2 Integración de los sistemas de control

En este momento hay cinco generadores de calor (calderas de fluido térmico) y tres desodorizadores. Las tuberías para distribución de fluido térmico de la planta de refinería están diseñadas para que una caldera alimente en forma individual a un desodorizador. Sin embargo, algunas veces es necesario cambiar de caldera, y esta operación se realiza de forma manual mediante válvulas de derivación que interconectan los sistemas. Actualmente se opera de tal forma

que siempre se cuenta con un circuito de flujo controlado (circuito cerrado) de fluido térmico. Una de las propuestas de este trabajo será unir de manera permanente todos los circuitos, de forma que ya no existirá un circuito cerrado para cada desodorizador y su caldera, sino que es entre un grupo de calderas y un grupo de desodorizadores. Por esta razón, se debe garantizar que a cada desodorizador le llegue la cantidad necesaria de fluido térmico sin importar la demanda de carga térmica que tengan los otros desodorizadores.

Para ello se necesitarán determinar las secuencias de trabajo claramente. Estas secuencias fundamentalmente son:

- ✓ Secuencias de arranque de las calderas.
 - Comprende no solamente el arranque individual de la caldera, sino también definir cual caldera debe iniciar, según sus capacidades, así como también el manejo de la alternancia de los arranques.
- ✓ Secuencia de operación
 - Definir los criterios para encender o apagar una caldera según la demanda térmica grupal de los desodorizadores.

Para su realización es necesario instrumentar el sistema, para lo cual se deberán seleccionar los puntos donde se instalarán sensores y actuadores, así como definir su función y sus características básicas. Estas características básicas deberán ser al menos:

- ✓ Variable por medir
- ✓ Tipo de sensor
- ✓ Ámbito de operación.
- ✓ Naturaleza de la señal de salida.

También se deberá definir el conjunto de características del controlador automático de procesos (CAP) que se encargará de recibir y enviar señales de campo como:

- ✓ Señales provenientes de los sensores.

- ✓ Señales de posición provenientes de las válvulas
- ✓ Señales hacia los sistemas de control de arranque de las calderas.

Todo lo anteriormente descrito se aplicará en el siguiente capítulo “Desarrollo: Datos y resultados” en donde se detallarán los procedimientos descritos, los datos recopilados y los resultados obtenidos.

CAPITULO IV DESARROLLO: DATOS Y RESULTADOS

4.1 Introducción

En el presente capítulo se calculan las pérdidas de calor en el sistema de tuberías, para lo que primero se levantó el plano del sistema de tuberías analizado. Posteriormente, mediante un balance de energía en el desodorizador, se calcula el calor que entrega la caldera al sistema y su capacidad disponible de energía. Por último se propone una estrategia de control para unificar el sistema de distribución de fluido térmico (tres sistemas de distribución y cinco generadores de calor) con el propósito de aprovechar mejor la generación de calor.

4.2 Sistema de distribución de fluido térmico

4.2.1 Calculo de pérdidas de calor

Se empezó realizando un levantamiento de las características del sistema de distribución de fluido térmico para el circuito del desodorizador N°2, objeto de este estudio. En la tabla 4.1. se describen las características medidas para asociarlas con dicho levantamiento y el balance energético en curso.

Tabla 4.1 Significado de las columnas de la tabla de resultados A.1

# Elemento	Se utiliza para darle una identificación a cada elemento del sistema de tuberías (tramo de tubo, codo o equipo).
Nivel	La planta de refinería se encuentra en un edificio de cinco niveles, con esto se ubica el elemento a la altura a la que se encuentra.
Longitud (m)	Es la longitud del tramo de tubería.
Diámetro (mm)	Corresponde al diámetro del tramo de tubería.
Dirección	Con el objetivo de representar claramente la distribución de tuberías, se optó por tomar en cuenta la orientación del tramo (vertical u horizontal) en el nivel correspondiente. También se identifica si el elemento corresponde a un codo en 90° (C90), uno en 45° (C45), una brida, u otros según se anote.

Aislamiento (mm)	Es el grosor de la cañuela de aislamiento que recubre al tramo de tubería.
Función	Indica si este tramo de tubería pertenece al SUMINISTRO o al RETORNO de fluido térmico en el sistema.
Temperatura promedio del Tubo (°C)	Se midió la temperatura del tubo en varios tramos. En cada punto se realizaron tres mediciones, en esta columna se tabula el promedio.
Temperatura promedio Aislamiento (°C)	Se midió la temperatura del aislamiento en varios tramos. En cada punto se realizaron tres mediciones, en esta columna se tabula el promedio.

La tabla de resultados se encuentra en el apéndice A (Tabla A.1 Levantamiento de la topología del sistema de tuberías). Estos datos tabulados dan origen al gráfico de la figura 4.1 que representa al sistema en cuestión.

DISTRIBUCION DE TUBERIAS

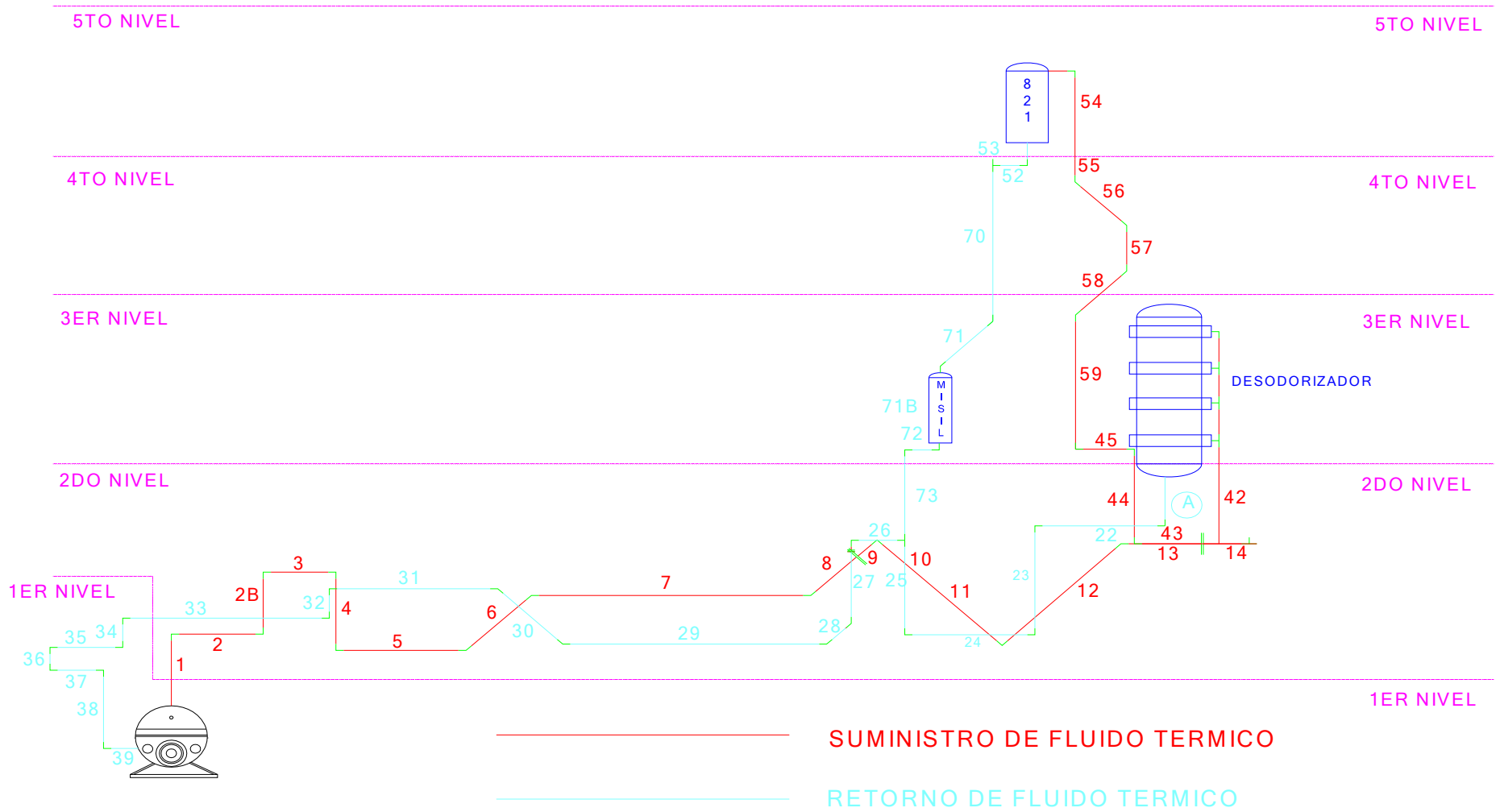


Figura 4.1 Distribución del Sistema de Tuberías del desodorizador 2

Fuente: El Autor

Con dichos datos también se puede mostrar la caída de temperatura a lo largo de la tubería y su aislamiento en todo el recorrido del fluido térmico.

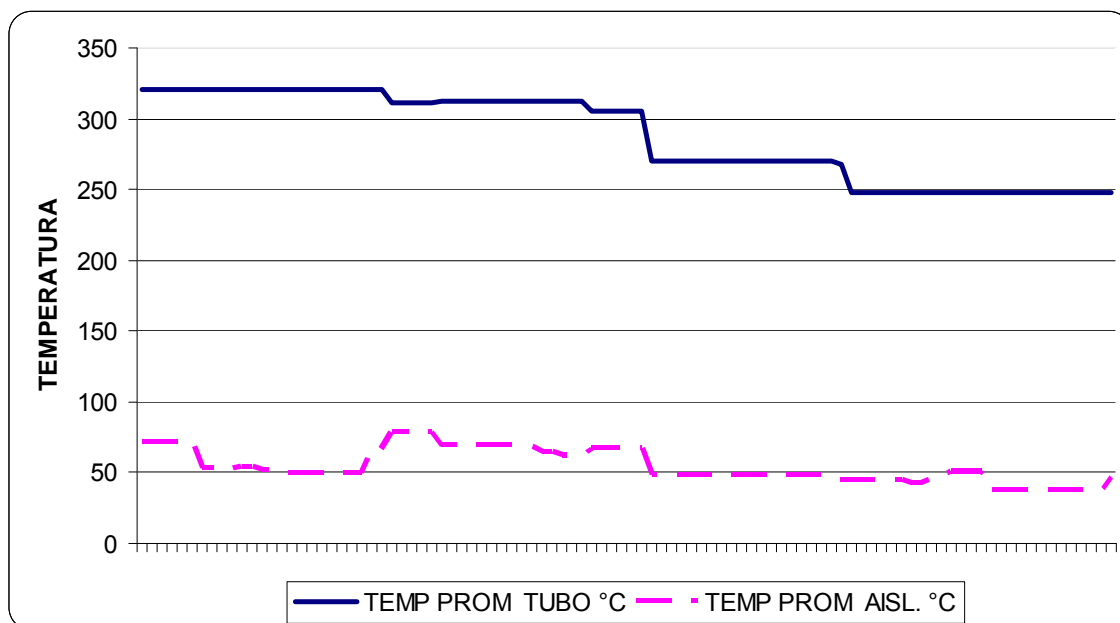


Figura 4.2 Distribución de temperatura en la tubería y el aislamiento
Fuente: El Autor

Como se mencionó en el capítulo anterior se utilizó la ec. (3.1) para calcular las pérdidas de calor:

$$q_r = \frac{T_{\infty,1} - T_{\infty,4}}{\frac{1}{h_1 2\pi r_1 L} + \frac{\ln(r_2/r_1)}{2\pi k_T L} + \frac{\ln(r_3/r_2)}{2\pi k_A L} + \frac{1}{h_4 2\pi r_3 L}} \quad (3.1)$$

con:

q_r = cantidad de calor que sale del tubo al exterior

$T_{\infty,1}$: Temperatura interna

$T_{\infty,4}$: Temperatura ambiente

h_1 : Coeficiente de convección en el interior del tubo

- r_1 : Radio interno del tubo
 r_2 : Radio externo del tubo
 r_3 : Radio del aislamiento
 L : Longitud del tramo
 h_4 : Coeficiente de convección del aire
 k_T : Coeficiente de conducción del tubo
 k_A : Coeficiente de conducción del aislamiento

Para las variables anteriores se utilizaron los siguientes valores:

Tabla 4.2 Diámetros de las tuberías para Dowtherm A.

TUBERIA				
Diámetro nominal tubo (in)	Diámetro interior Di (in) r1	Diámetro interior Di (m) r1	Diámetro exterior Do (in) r2	Diámetro exterior Do (m) r2
2	2,067	0,05250	2,375	0,06033
3	3,068	0,07793	3,500	0,08890
4	4,026	0,10226	4,500	0,11430

Tabla 4.3 Radios de los aislamientos utilizados en las tuberías para Dowtherm A.

AISLAMIENTO			
Radio nom aislam 1.5"		Radio nom aislam 2"	
r2 (m)	r3 (m)	r2 (m)	r3 (m)
0,03016	0,06826	0,03016	0,08096
0,04445	0,08255	0,04445	0,09525
0,05715	0,09525	0,05715	0,10795

Tabla 4.4 Coeficientes térmicos utilizados.

COEFICIENTES TERMICOS				
Coeficiente térmico tubo	K_t	60,5	W/(m °K)	419,47 BTU in/(hft ² °F)
Coeficiente térmico aislam cañuela fibra de vidrio	K_{AC}	0,0548	W/(m °K)	0,38 BTU in/(hft ² °F)
Coeficiente térmico aislam manta fibra de vidrio	K_{AM}	0,03461	W/(m °K)	0,24BTU in/(hft ² °F)
Coeficiente convectivo aire	h_a	14,53	W/(m ² °K)	2,56 BTU in/(hft ² °F)

Tomados de las referencias bibliográficas [10] y [20]

La temperatura externa utilizada para realizar los cálculos de pérdida de calor fue la temperatura externa promedio en planta $T_{\infty,4}$: 27 °C.

Sustituyendo estos valores en la Ec. 3.1 para cada elemento de la tabla A.1 se encontró que las pérdidas totales en las tuberías aisladas es de $q = 14,56 \text{ kW}$ (49.705 BTU/h) .

Generalmente la planta trabaja todos los días del año las veinticuatro horas del día; en vista de que el costo del bunker es de 1,51 USD/Gal (http://www.recope.go.cr/info_clientes/precios_productos/index.htm, 20 de Junio, 2009) y la capacidad calórica del búnker es de $41,66 \times 10^6 \text{ J/L}$ (149.500 BTU/Gal), esto resulta en un total de unos \$4.027 al año por concepto de pérdidas de calor en las tuberías. Haciendo el cálculo de pérdida de calor sin aislante y con aislante en la tubería se calculó su eficiencia en un 94%.(Ver apéndice C).

4.2.2 Análisis económico del espesor óptimo de aislamiento.

La mayor parte de las inversiones en aislamiento tienen un carácter económico que es limitar las pérdidas de calor, por eso a través de conceptos económicos se busca el grosor adecuado de aislamiento. Las pérdidas de energía disminuyen con un aumento del espesor del aislamiento, sin embargo este aumento conlleva un incremento de la inversión (compra e instalación), también se toma en cuenta los gastos de operación que es el costo del combustible por pérdidas de calor según el grosor del aislamiento escogido. Gráficamente y para un período previsto de amortización se tiene:

- a. Inversiones en función del aislamiento.
- b. Pérdidas energéticas también en función del aislamiento.

El costo total es la suma de ambas curvas, su valor mínimo para un espesor determinado es precisamente el espesor óptimo económico.

Este análisis se realizó primeramente para cañuela de fibra de vidrio y se realizó utilizando la siguiente información:

Combustible:	Bunker	
Poder Calorífico:	41,66x10 ⁶ J/L	149.500 BTU/Gal
Eficiencia caldera:	78 %	
Temp. superficial sin aislamiento:	321 °C	609,8 °F
Temp. Ambiente	27 °C	80,6 °F
Temp. Superficial con aislamiento:	71,3 °C	160,34 °F
Horas de operación/año	8000	
Costo del combustible:	1,51 USD/gal	
Conductividad térmica de la cañuela	5,48x10 ⁻² W/(m K)	0,38 BTU in/(h ft ² °F)
Coefficiente de conductividad de película para la tubería:	14,53 W/(m ² K)	2,56 BTU/(hft ² °F)

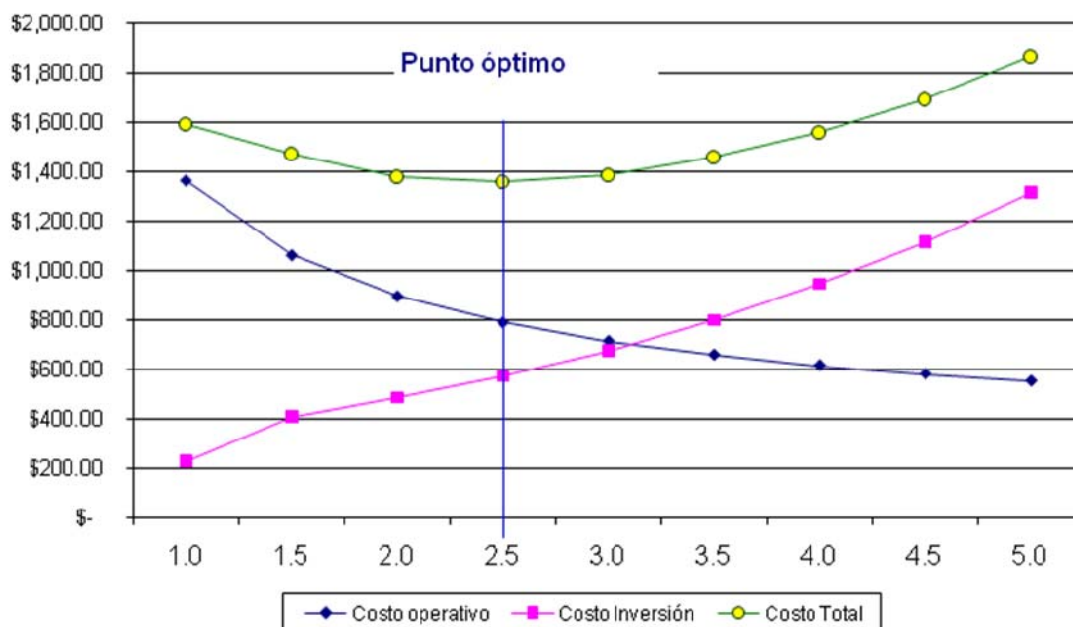


Figura 4.3 Espesor económico análisis de costo mínimo para tubería de 50,8 mm (2") de diámetro utilizando cañuela

Fuente: El Autor

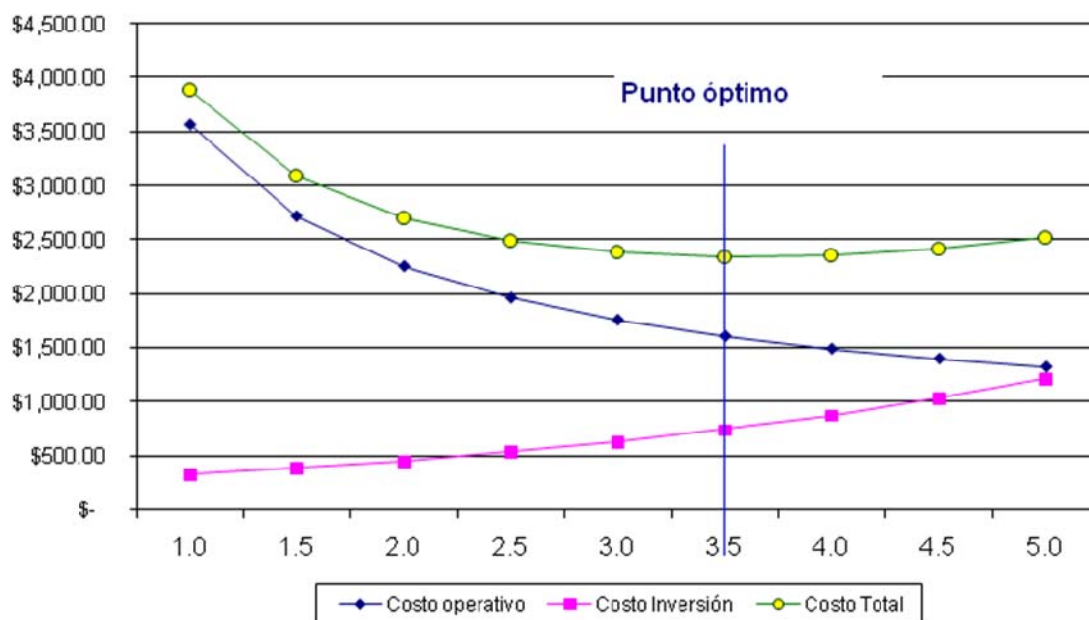


Figura 4.4 Espesor económico análisis de costo mínimo para tubería de 76,2 (3'') de diámetro utilizando cañuela

Fuente: El Autor

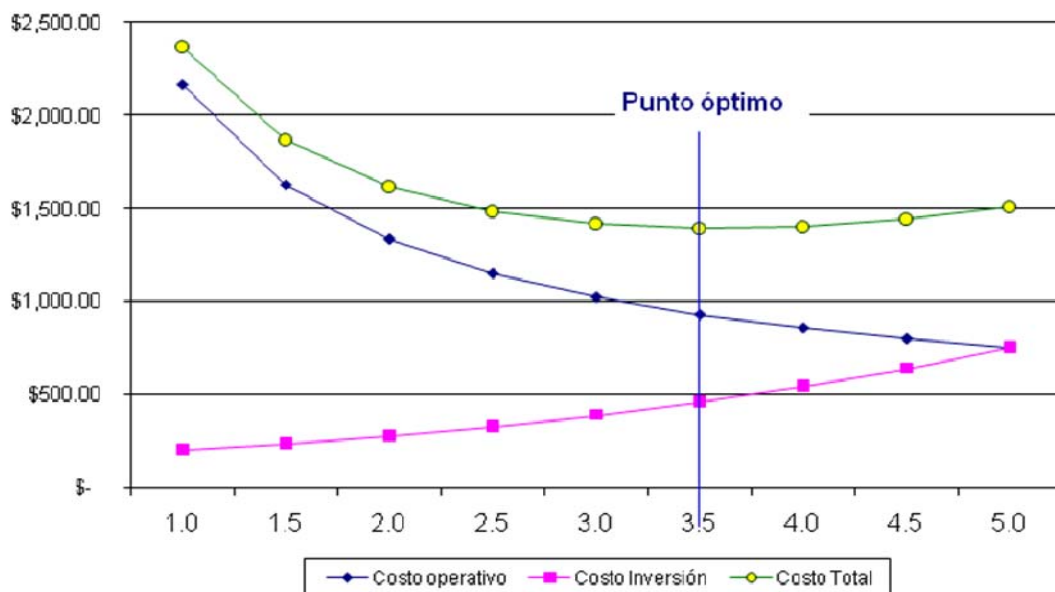


Figura 4.5 Espesor económico análisis de costo mínimo para tubería de 101,6 mm (4'') de diámetro utilizando cañuela

Fuente: El Autor

Resumiendo se encontró que:

- Para la tubería de 50,8 mm (2") el espesor económico de la cañuela es de 63,5 mm (2,5").
- Para la tubería de 76,2 mm (3") el espesor económico de la cañuela es de 88,9 mm (3,5")
- Para la tubería de 101,6 mm (4") el espesor económico de la cañuela es de 88,9 mm (3,5")

Sin embargo, estos grosores de aislamiento presentan el inconveniente de que dado que en el mercado nacional solamente se consiguen aislamientos con grosores de 25,4 (1"), para el caso de la tubería de 50,8 (2"), para alcanzar el espesor económico de 63,5 mm (2,5") debe primero de forrarse la tubería con aislamiento para tubo de 50,8 mm (2"), seguidamente con aislamiento para tubería de 76,2 mm (3") y por último con aislamiento para tubería de 101,6 mm (4") de diámetro, incrementado los costes de instalación y materiales. Por este motivo se realizó de nuevo el análisis pero utilizando manta aislante, para este nuevo cálculo se utilizó la misma información que para la cañuela pero para una conductividad térmica de la manta de $3,46 \times 10^{-2} \text{ W/(m K)}$ ($0,24 \text{ BTU in/(h ft}^2 \text{ }^\circ\text{F)}$).

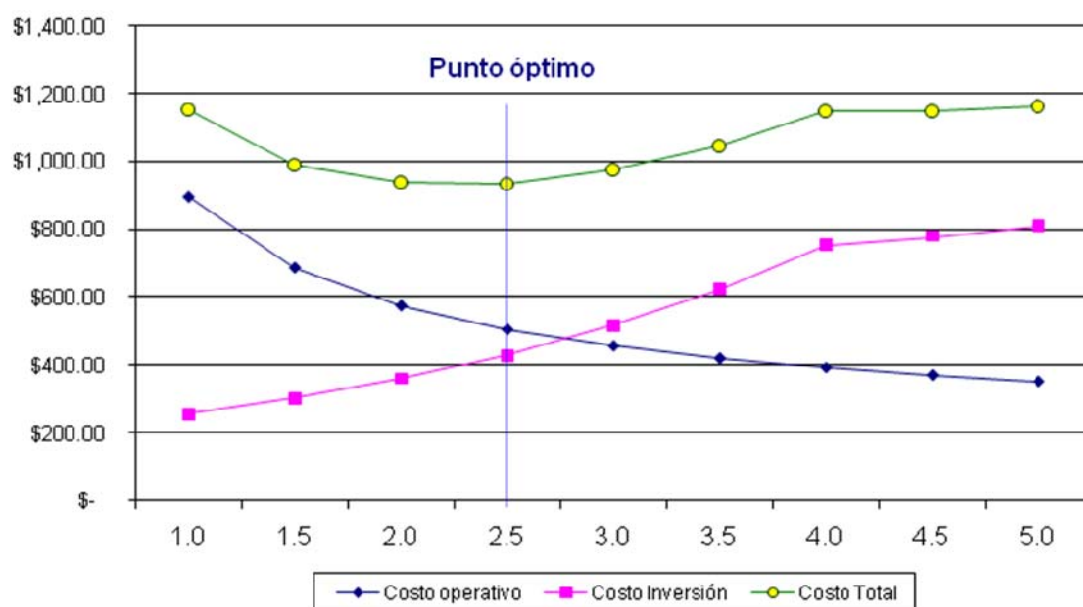


Figura 4.6 Espesor económico análisis de costo mínimo para tubería de 50,8 mm (2") de diámetro utilizando manta de fibra de vidrio

Fuente: El Autor

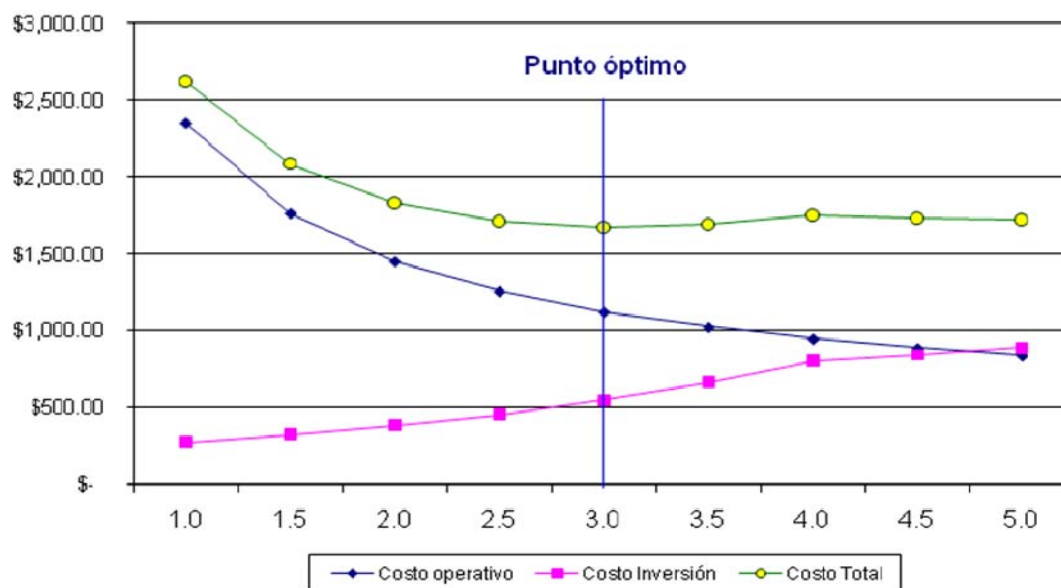


Figura 4.7 Espesor económico análisis de costo mínimo para tubería de 76,2 mm (3") de diámetro utilizando manta de fibra de vidrio

Fuente: El Autor

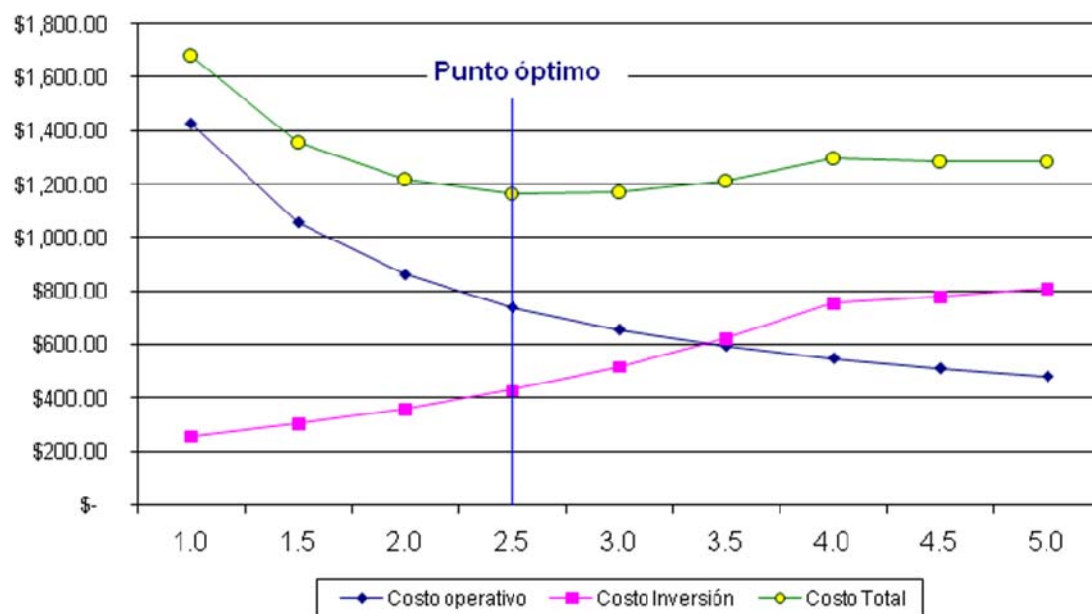


Figura 4.8 Espesor económico análisis de costo mínimo para tubería de 101,6 mm (4") de diámetro utilizando manta de fibra de vidrio

Fuente: El Autor

En resumen:

- Para la tubería de 50,8 (2") el espesor económico de la manta es de 63,5 mm (2,5")
- Para la tubería de 76,2 mm (3") el espesor económico de la manta es de 76,2 mm (3")
- Para la tubería de 101,6 (4") el espesor económico de la manta es de 63,5 mm (2,5")

Tabla 4.5 Espesores económicos encontrados

Diámetro de tubería (mm)	Espesor económico de cañuela (mm)	Espesor económico de la manta (mm)
50,8	63,5	63,5
76,2	88,9	76,2
101,6	88,9	63,5

Las tablas para la generación de los gráficos anteriores se encuentran en el apéndice D.

De las siguientes tablas se puede inferir como en todos los casos es mas conveniente incluir en los planes de mantenimiento el sustituir paulatinamente las cañuelas por manta de fibra de vidrio.

En todos los casos el costo operativo del aislante en manta es menor y su eficiencia es mayor, solamente en el caso del tubo de 4" la inversión inicial y la amortización son mayores con la manta que con la cañuela, pero para todos el costo total al año es menor con la manta aislante. En este caso específico esto se puede deber a las altas temperturas de trabajo que no se alcanzan en los sistemas de vapor, pues por lo regular la cañuela hubiera sido la opción más económica.

Tabla 4.6 Comparación de resultados entre cañuela y manta de fibra para tubo en 50.8 mm (2")

Tubo de diámetro de 50.8 mm										
Espesor aislante mm (in)	Costo operativo US\$/año		Eficiencia aislante		Inversión inicial US\$		Amortización US\$/año		Costo Total US\$/año	
	Cañuela	Manta	Cañuela	Manta	Cañuela	Manta	Cañuela	Manta	Cañuela	Manta
25.4 (1)	1,366.14	895.84	94%	96%	902.96	1018.51	226.15	255.09	1592.29	1150.93
38.1 (1.5)	1,063.28	687.60	95%	97%	1634.83	1209.50	409.45	302.93	1472.74	990.53
50.8 (2)	896.64	575.86	96%	97%	1930.21	1437.30	483.43	359.98	1380.08	935.84
63.5 (2.5)	790.06	505.38	96%	98%	2280.24	1708.96	571.10	428.02	1361.16	933.40
76.2 (3)	715.42	456.45	97%	98%	2695.24	2063.64	675.04	516.85	1390.46	973.30
88.9 (3.5)	659.86	420.25	97%	98%	3187.49	2490.75	798.33	623.82	1458.19	1044.07
101.6 (4)	616.68	392.24	97%	98%	3771.54	3007.01	944.61	753.12	1561.29	1145.36
114.3 (4.5)	582.00	369.81	97%	98%	4450.37	3106.91	1114.62	778.14	1696.63	1147.96
127 (5)	553.43	351.39	98%	98%	5251.44	3232.52	1315.26	809.61	1868.69	1161.00

Tabla 4.7 Comparación de resultados entre cañuela y manta de fibra para tubo en 76.2 mm (3")

Tubo de diámetro de 76.2 mm										
Espesor aislante mm (in)	Costo operativo US\$/año		Eficiencia aislante		Inversión inicial US\$		Amortización US\$/año		Costo Total US\$/año	
	Cañuela	Manta	Cañuela	Manta	Cañuela	Manta	Cañuela	Manta	Cañuela	Manta
25.4 (1)	3,574.74	2,350.10	92%	95%	1283.30	1087.94	321.41	272.48	3896.15	2622.58
38.1 (1.5)	2,721.00	1,763.16	94%	96%	1514.30	1286.45	379.27	322.20	3100.27	2085.36
50.8 (2)	2,255.99	1,451.24	95%	97%	1786.87	1522.59	447.53	381.34	2703.53	1832.58
63.5 (2.5)	1,961.21	1,256.18	95%	97%	2108.51	1803.42	528.09	451.68	2489.30	1707.86
76.2 (3)	1,756.38	1,121.84	96%	97%	2488.04	2183.44	623.15	546.86	2379.53	1668.69
88.9 (3.5)	1,605.03	1,023.16	96%	98%	2935.89	2641.69	735.31	661.63	2340.34	1684.79
101.6 (4)	1,488.14	947.29	97%	98%	3464.35	3197.20	867.67	800.76	2355.81	1748.05
114.3 (4.5)	1,394.82	886.92	97%	98%	4087.93	3346.55	1023.85	838.16	2418.67	1725.09
127 (5)	1,318.36	837.60	97%	98%	4823.76	3534.47	1208.14	885.23	2526.50	1722.83

Tabla 4.8 Comparación de resultados entre cañuela y manta de fibra para tubo en 101.6 mm (4")

Tubo de diámetro de 101.6 mm										
Espesor aislante mm (in)	Costo operativo US\$/año		Eficiencia aislante		Inversión inicial US\$		Amortización US\$/año		Costo Total US\$/año	
	Cañuela	Manta	Cañuela	Manta	Cañuela	Manta	Cañuela	Manta	Cañuela	Manta
25.4 (1)	2,170.22	1,428.82	92%	95%	800.00	1018.51	200.37	255.09	2370.58	1683.92
38.1 (1.5)	1,630.00	1,057.49	94%	96%	944.00	1209.50	236.43	302.93	1866.43	1360.42
50.8 (2)	1,337.22	861.08	95%	97%	1113.92	1437.30	278.99	359.98	1616.21	1221.06
63.5 (2.5)	1,152.48	738.81	96%	97%	1314.43	1708.96	329.21	428.02	1481.69	1166.83
76.2 (3)	1,024.66	654.95	96%	98%	1551.02	2063.64	388.46	516.85	1413.12	1171.80
88.9 (3.5)	930.59	593.59	97%	98%	1830.21	2490.75	458.39	623.82	1388.97	1217.42
101.6 (4)	858.20	546.60	97%	98%	2159.64	3007.01	540.90	753.12	1399.10	1299.72
114.3 (4.5)	800.61	509.33	97%	98%	2548.38	3106.91	638.26	778.14	1438.87	1287.47
127 (5)	753.57	478.98	97%	98%	3007.09	3232.52	753.14	809.61	1506.72	1288.58

4.3 Calor entregado por la caldera y calor disponible

Este sistema de producción y distribución de calor, es cerrado, a régimen permanente y no implica cambio alguno en su velocidad de flujo o la elevación de su centro de gravedad, por lo que los cambios en su energía cinética y potencial son despreciables. Además en sistemas de flujo permanente el volumen de control es constante por lo que no hay trabajo en la frontera.

De acuerdo al principio de conservación de la energía:

$$Q - W = \Delta E \quad (3.2)$$

dónde $\Delta E = \Delta U + \Delta EC + \Delta P$, y por lo que se mencionó en el párrafo anterior :

$$\Delta EC = \Delta P = 0 \text{ y } W = 0 \quad (4.1)$$

Así :

$$Q = \Delta U = m (u_2 - u_1) \quad (4.2)$$

La entalpía se define como:

$$h = u + Pv \quad (4.3)$$

de donde :

$$u = h - Pv \quad (4.4)$$

Sustituyendo 4.4 en 4.2 se obtiene:

$$Q = m [(h_2 - P_2v_2) - (h_1 - P_1v_1)] \quad (4.5)$$

Este proceso tiene las características de ser a presión, volumen y masa constante, con lo que queda:

$$Q = m (h_2 - h_1) \quad (4.6)$$

Con la ecuación 4.6 se calcula la cantidad de calor que entrega el fluido térmico.

Ahora, es necesario encontrar la expresión para calcular el calor que consume el aceite vegetal en el desodorizador. Para esto se debe tener en cuenta que para sólidos y líquidos el calor específico a presión constante es igual al calor específico a volumen constante:

$$C_p = C_v \quad (4.7)$$

Los calores específicos de sustancias incompresibles dependen solo de su temperatura. Por definición:

$$C_v = \left(\frac{du}{dT} \right)_v \quad (4.8)$$

Así, por integración:

$$\Delta u = u_2 - u_1 = \int C_v(T) dT \quad (4.9)$$

para pequeños intervalos de temperatura el calor específico se trata como una constante a la temperatura promedio, lo que resulta en la siguiente ecuación:

$$\Delta u = C_{pro} (T_2 - T_1) \quad (4.10)$$

Sustituyendo (4.10) en (4.2) se obtiene:

$$Q = m C_{pro} (T_2 - T_1) \quad (4.11)$$

El flujo de calor liberado por el fluido térmico (FT) debe ser igual al flujo de calor absorbido por el aceite vegetal (AV) mas el calor consumido en otras partes del proceso que se irán enumerando:

$$\dot{Q}_{FT(\text{liberado})} = \dot{Q}_{AV(\text{absorbido})} + \dot{Q}_{OTROS} \quad (4.12)$$

Ahora es necesario desarrollar la ecuación 4.12 y tomar en cuenta dentro de lo práctico todos los procesos de transferencia de calor en la desodorización.

Como primer paso resulta:

$$\dot{m}_{FT} (h_2 - h_1) = \dot{m}_{av} C_{pro} (T_2 - T_1) + OTROS \quad (4.13)$$

Las entalpías del Dowtherm A de entrada y de salida del desodorizador se sacan por interpolación en las tablas de propiedades termodinámicas que se presentan en el anexo B. Las temperaturas de entrada y de salida de este fluido térmico se encuentran en la tabla A.1, y en la figura 4.3

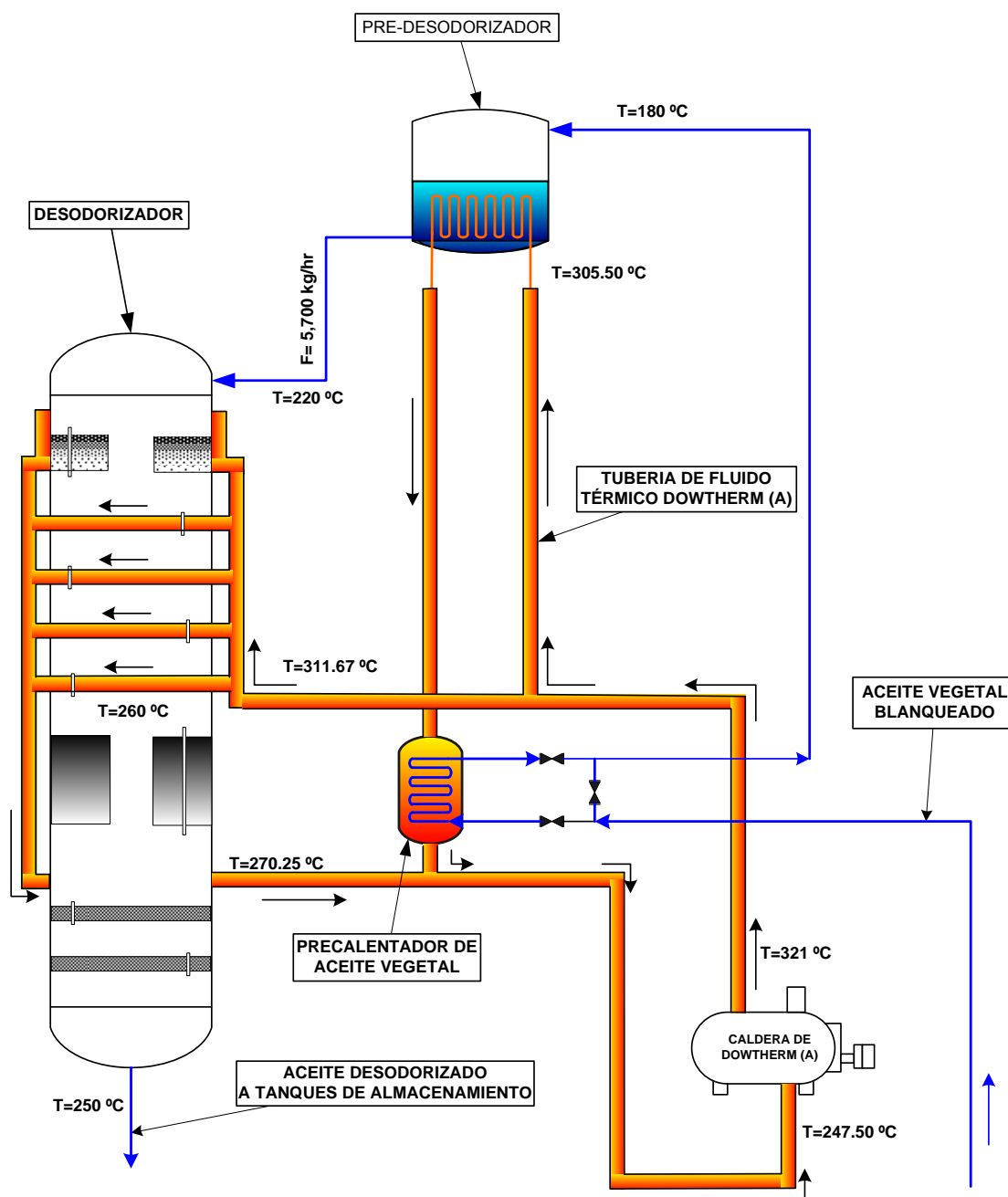


Figura 4.9 Circuito de Dowtherm A en el desodorizador #2

Fuente: Adaptado de Zawadzki, Esteban. Manual operativo y de procesos en refinería. Costa Rica: Compañía Numar, 2005.

Como se indica en la ecuación 4.13, es necesario encontrar el calor específico del aceite vegetal. Se calculó el calor específico promedio utilizando

el gráfico de la figura 4.4. El uso de las curvas A, B o C depende del tipo de aceite; para el caso de aceite de palma se utilizan las curvas A.

El C_{pro} es el calor específico promedio del aceite de palma a las temperaturas de proceso, así, de la figura 4.3 para la desodorización:

$T_1 = 220 \text{ }^\circ\text{C}$, $T_2 = 250 \text{ }^\circ\text{C}$, o sea $T_{pro} = 235 \text{ }^\circ\text{C}$. Utilizando este valor de temperatura promedio en la figura 4.4 se encuentra que $C_{pro} = 2,59 \text{ kJ}/(\text{kg }^\circ\text{C})$.

La siguiente tabla resume de datos obtenidos de la figura 4.3, figura 4.4 y la tabla termodinámica del apéndice B.

Tabla 4.9 Resumen de datos obtenidos

DATOS MEDIDOS		DATOS ENCONTRADOS	
Temperatura de salida del Dowtherm A del Desodorizador (T_b)	270,25 $^\circ\text{C}$	Entalpía de salida del Dowtherm A del Desodorizador (h_1)	492,265 kJ/kg
Temperatura de entrada del Dowtherm A al Desodorizador (T_a)	311,67 $^\circ\text{C}$	Entalpía de entrada del Dowtherm A al Desodorizador (h_2)	855,572 kJ/kg
Temperatura de entrada del aceite vegetal al Desodorizador (T_1) Temperatura de salida del aceite vegetal del Desodorizador (T_2)	220 $^\circ\text{C}$ 250 $^\circ\text{C}$	Calor específico promedio del aceite vegetal (C_{pro})	2,59 kJ/(kg $^\circ\text{C}$)

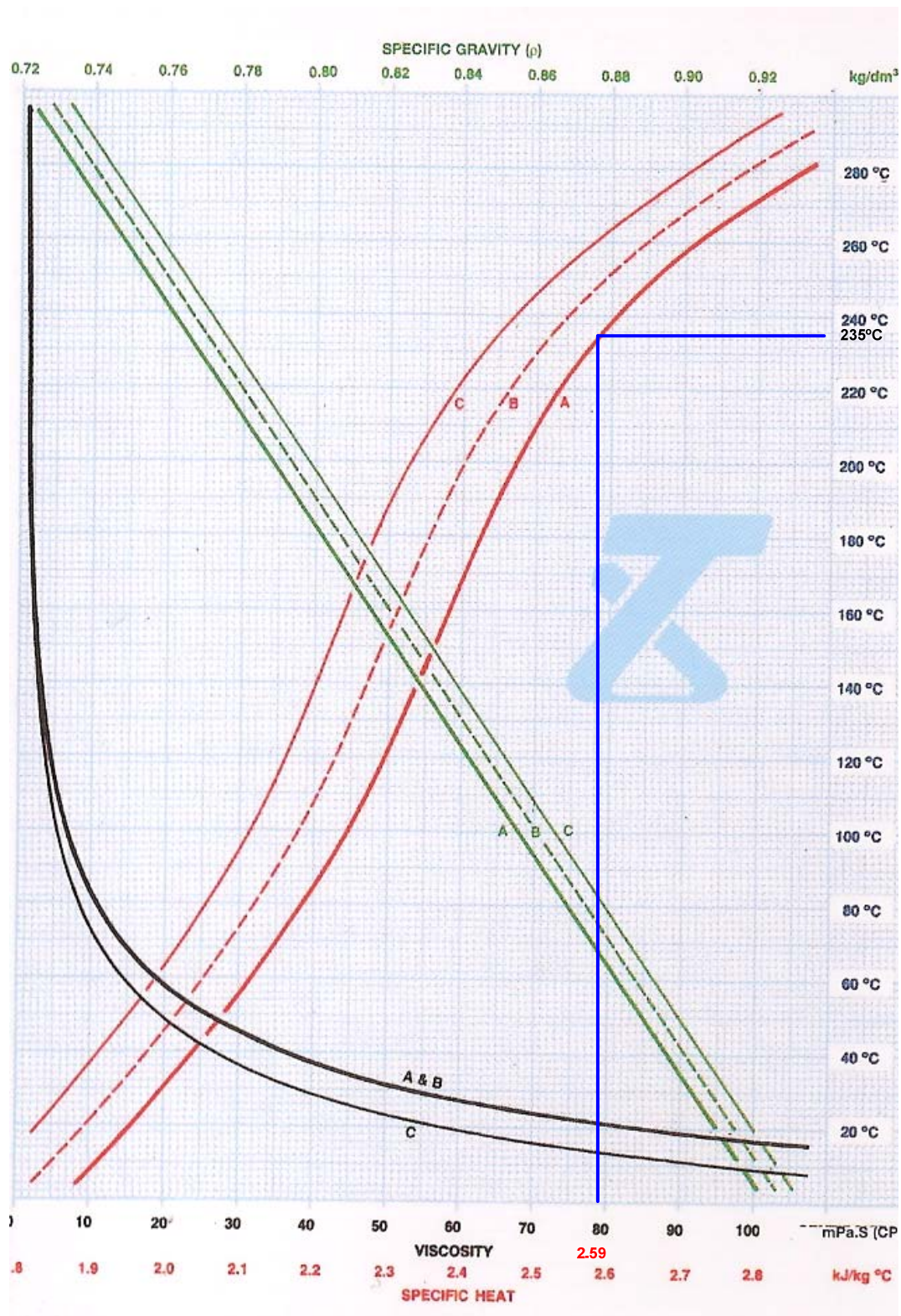


Figura 4.10 Propiedades de diferentes ácidos grasos

Fuente: Fractionnement Tirtiaux SA Company, 601, Chaussée de Charleroi, B-6220 Fleurus, Belgium

4.3.1 Cálculo de otros agentes que influyen en el balance de energía

4.3.1.1 Introducción

Como parte del balance de energía en la desodorización de aceite, se deben estudiar tres factores que intervienen en este proceso. Estos son:

- a) Pérdida de calor debida a la extracción de ácidos grasos.
- b) Enfriamiento del aceite vegetal antes de salir del desodorizador.
- c) Pérdidas de calor en las tuberías y en el desodorizador

A continuación se explicará y calculará cada uno de estos puntos.

4.3.1.2 Pérdida de calor debida a la extracción de ácidos grasos.

Se ha mencionado que el objetivo principal de la desodorización es reducir los ácidos grasos libres para obtener un aceite insaboro e inodoro. Como parte del proceso se inyecta vapor directamente al aceite para que funcione como medio de arrastre de estos compuestos indeseables. Además, se utiliza vacío para proteger el aceite de la oxidación atmosférica y de la hidrólisis. El desodorizador se encuentra equipado con un sistema de vacío el cual saca los vapores de ácidos grasos. Este flujo de ácidos grasos se representa en la figura 4.5 como (P).

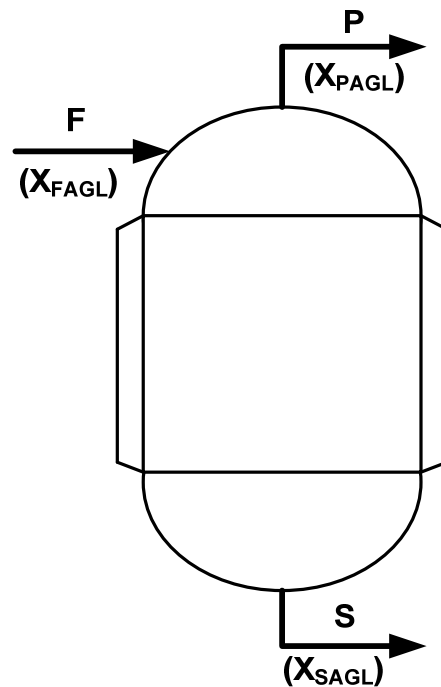


Figura 4.11 Esquema del balance de masa en el desodorizador
Fuente: El Autor

En la figura anterior:

- F: representa el flujo másico de aceite vegetal (\dot{m}_{av})
- X_{FAGL} : Es el porcentaje de ácidos grasos libres que trae F (\dot{m}_p)
- P: Es el flujo de ácidos grasos arrastrados extraídos de F
- X_{PAGL} : Es el porcentaje de ácidos grasos libres que van en P.
- S: Es el flujo de aceite vegetal desodorizado
- X_{SAGL} Porcentaje de ácidos grasos libres que quedan en S

El objeto es incluir en la ecuación 4.13 el calor que se pierde al salir P del desodorizador y así asegurar mejor exactitud en el cálculo del balance de energía. La ecuación 4.13 modificada incluyendo las pérdidas de calor mencionadas queda de la siguiente manera:

$$\dot{m}_{FT} (h_2 - h_1) = \dot{m}_{av} C_{pro} (T_2 - T_1) + \dot{m}_p \Delta h \quad (4.14)$$

Donde m_p representa el flujo de ácidos grasos arrastrados del desodorizador para ser extraídos. Mediante un balance de masa en el desodorizador se encuentra P:

$$F = P + S \quad (4.15)$$

$$X_{FAGL} F = X_{PAGL} P + X_{SAGL} S$$

$$X_{FAGL} (P + S) = X_{PAGL} P + X_{SAGL} S$$

$$X_{FAGL} P + X_{FAGL} S = X_{PAGL} P + X_{SAGL} S$$

$$P (X_{FAGL} - X_{PAGL}) + X_{FAGL} S = X_{SAGL} S$$

$$P = \frac{X_{SAGL} S - X_{FAGL} S}{(X_{FAGL} - X_{PAGL})} \quad (4.16)$$

Los análisis de laboratorio indican que:

$$X_{FAGL} = 4.5\%$$

$$X_{PAGL} = 80\%$$

$$X_{SAGL} = 0.05\%$$

Sustituyendo estos valores en la ecuación 4.16 se obtiene que $P = 0,0589 S$.

La entalpía de vaporización de los ácidos grasos (Δh , ecuación 4.14) se calcula de la siguiente manera:

1. A través de una cromatografía en base gaseosa del aceite de palma desodorizado que el laboratorio de aseguramiento de la calidad realizó, se indicó que este aceite está conformado de la siguiente manera:
 - a. Ácido graso Palmítico: 50,2%
 - b. Ácido graso Esteárico: 6,4%
 - c. Ácido graso Oleínico: 43,4%
2. Los calores de vaporización de los ácidos grasos del punto 1, se tomaron del libro "Bailey's Industrial Oil and Fat Products" ref. 7, los cuales fueron

calculados a partir de la ecuación de Clausius-Clapeyron [7]. Sus valores son los siguientes:

- a. Ácido graso Palmítico: 180,90 kJ/kg
 - b. Acido graso Esteárico: 21,44 kJ/kg
 - c. Acido graso Oleínico: 145,37 kJ/kg
3. Tomando el porcentaje de composición de cada ácido graso en el aceite vegetal y multiplicándolo por su respectivo calor de vaporización se llegó a un valor promedio de $\Delta h = 347,706$ kJ/kg.

4.3.1.3 Enfriamiento del aceite vegetal antes de salir del desodorizador

Al terminar el proceso de desodorización la temperatura del aceite vegetal está en 260 °C (Figura 4.3), pero el aceite sale del desodorizador a una temperatura aproximada de 250 °C por lo que hay una pérdida de calor hacia al ambiente de 10 °C.

Tomando esto en consideración, a la ecuacion 4.14 se le debe incluir el

término $\dot{m}_{av} C_{pro} * 10$ y queda entonces de la siguiente manera:

$$\dot{m}_{FT} (h_2 - h_1) = \dot{m}_{av} C_{pro} (T_2 - T_1) + \dot{m}_p \Delta h + \dot{m}_{av} C_{pro} * 10 \quad (4.17)$$

4.3.1.4 Pérdidas de calor en las tuberías y en el desodorizador

Aún deben incorporarse dos aspectos para completar la ecuación 4.17, incorporar el calor que se pierde en las tuberías y que fue calculado en el apartado 4.2.1; e incluir el calor que se transfiere al ambiente por pérdidas en el desodorizador y que se calculará de la misma forma. Para ello se obtuvo la siguiente información:

Tabla 4.10 Datos del desodorizador 2 para el cálculo de pérdida de calor .

DATOS DEL DESODORIZADOR	
Altura del desodorizador	10 m
Diámetro del desodorizador	1,53 m
Material pared del desodorizador	Hierro negro
Material del aislante	Fibra de vidrio
Grosor del aislante	0,1 m

Con los datos de la tabla anterior y la tabla 4.4 se encuentra que la pérdida de calor al ambiente del desodorizador 2 es de 14.510,00 kJ/h. Se había encontrado que las pérdidas totales por tuberías y aislamientos son de 14,45 kW o sea 52.416 kJ/h, dando así un total de 66,951 kJ/h entre sistema de tuberías y desodorizador. Por tanto, la ecuación de balance de energía queda completa así:

$$\dot{m}_{FT} (h_2 - h_1) = \dot{m}_{av} C_{pro} (T_2 - T_1) + \dot{m}_p \Delta h + \dot{m}_{av} C_{pro} * 10 + 66,951 \quad (4.17)$$

La tabla de datos aportada por la compañía para 161 días de producción proporciona la siguiente información:

1. Consumo total diario de bunker (litros)
2. Horas efectivas de trabajo de la caldera
3. Kilogramos de aceite vegetal desodorizado (S, kg/hr)

A partir de estos datos se calcularon las siguientes magnitudes:

1. Flujo de ácidos grasos extraídos (P) (kg/hr, Ec. 4.16)
2. Flujo de aceite vegetal a desodorizar (F) (kg/hr, Ec. 4.15)
3. Calor total entregado por el Dowtherm A a todo el sistema (kJ/h) (Incluye las pérdidas en el aislamiento calculadas en el apartado 4.2.1)
4. Calor total entregado por el bunker (kJ/h)
5. Eficiencia térmica promedio del sistema.

Con un analizador de oxígeno se obtuvieron los siguientes datos de la caldera:

Tabla 4.11 Medición de eficiencia en la caldera #2

Variable medida	Valor
Oxígeno	8,7 %
Exceso de aire	69,94 %
Temperatura de los gases de chimenea	312,0 °C
Temperatura del aire	26,9 °C
Eficiencia neta	78,3 %

A continuación se mostrarán los resultados obtenidos como datos promedio:

Tabla 4.12 Resumen de valores promedio para el desodorizador #2

VARIABLE	VALOR	
Flujo de ácidos grasos extraídos (P)	297,99 kg/h	
Flujo de aceite vegetal a desodorizar (F)	5.353,81 (kg/h)	
Calor total entregado por el Dowtherm a todo el sistema	1.757.479,61 (kJ/h)	1.665,74 MBTU/h
Calor total entregado por el Bunker	3.995.992,21 (kJ/h)	3.787,40 MBTU/h
Eficiencia térmica del sistema	60,97%	

El dato de potencia nominal de la caldera es de 2.637.639,63 kJ/h (2500 MBH), el calor total entregado por el Dowtherm A a todo el sistema en estas mismas unidades es de 1.665,74 MBH por lo que hay una capacidad disponible en la caldera de **879.916,58 kJ/h** (834 MBH).

4.4 Sistema de control para múltiples generadores

4.4.1 Lazos de control

Como complemento a la sección 2.4.1 se ampliará el concepto de los lazos de control en los procesos industriales.

En los procesos industriales generalmente las variables como presión, caudal, nivel, temperatura, etc., se desean mantener en un valor fijo o variable de acuerdo a algún criterio. El sistema de control que se encarga de esta tarea compara el valor de la variable con un valor deseado y realiza una acción de corrección según el error existente entre ellos. Esto se realiza a través de un lazo de control como el que se muestra a continuación:

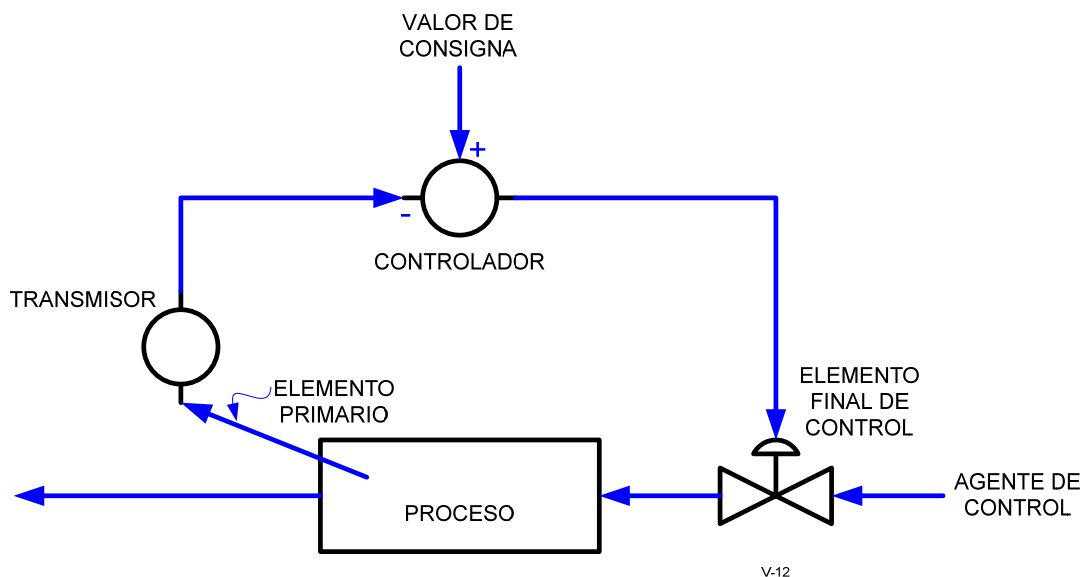


Figura 4.12 Lazo cerrado de regulación

Fuente: Creus, Antonio. Instrumentación Industrial. (7ma Edición). México: Alfaomega Grupo Editor, S.A. de C.V., 2006, 775 p.p.

Los instrumentos de control utilizados en las industrias de proceso tienen una terminología que definen las características propias de medida y de control de cada uno (indicadores, registradores, controladores, transmisores y válvulas de control).

Existe una gran variedad de normas para designar y representar los instrumentos de medición y control, entre ellas se encuentran como mas importantes la ISA (International Society of Automation) y la DIN alemana. Para este proyecto se utilizaron las normas ISA-S5-84 (R 1992).

4.4.2 Propuesta del algoritmo de control

En vista de que hay tres circuitos separados funcionando en forma independiente, sucede que cada caldera opera ya sea por encima o muy por debajo de su capacidad nominal. Lo ideal en este caso es unificar la potencia térmica instalada para que se use de la manera más eficiente posible.

Los tres circuitos ya se encuentran físicamente unidos, pero dicha unión sólo se utiliza para dar mantenimiento al desodorizador, a la caldera o al circuito de distribución. Se propone unir los tres circuitos para su operación normal mediante un recolector para suministro y otro para retorno (Figura 4.7). Además se debe contar con un tanque de recolección de fluido térmico el cual alimentará a las tres calderas. En esta figura, el desodorizador representa todo el conjunto de tuberías e intercambiadores de calor conexos.

La estrategia de control se basa en mantener una presión de operación constante en todo el sistema, de manera que se aseguran las temperaturas de proceso y el retorno de fluido térmico.

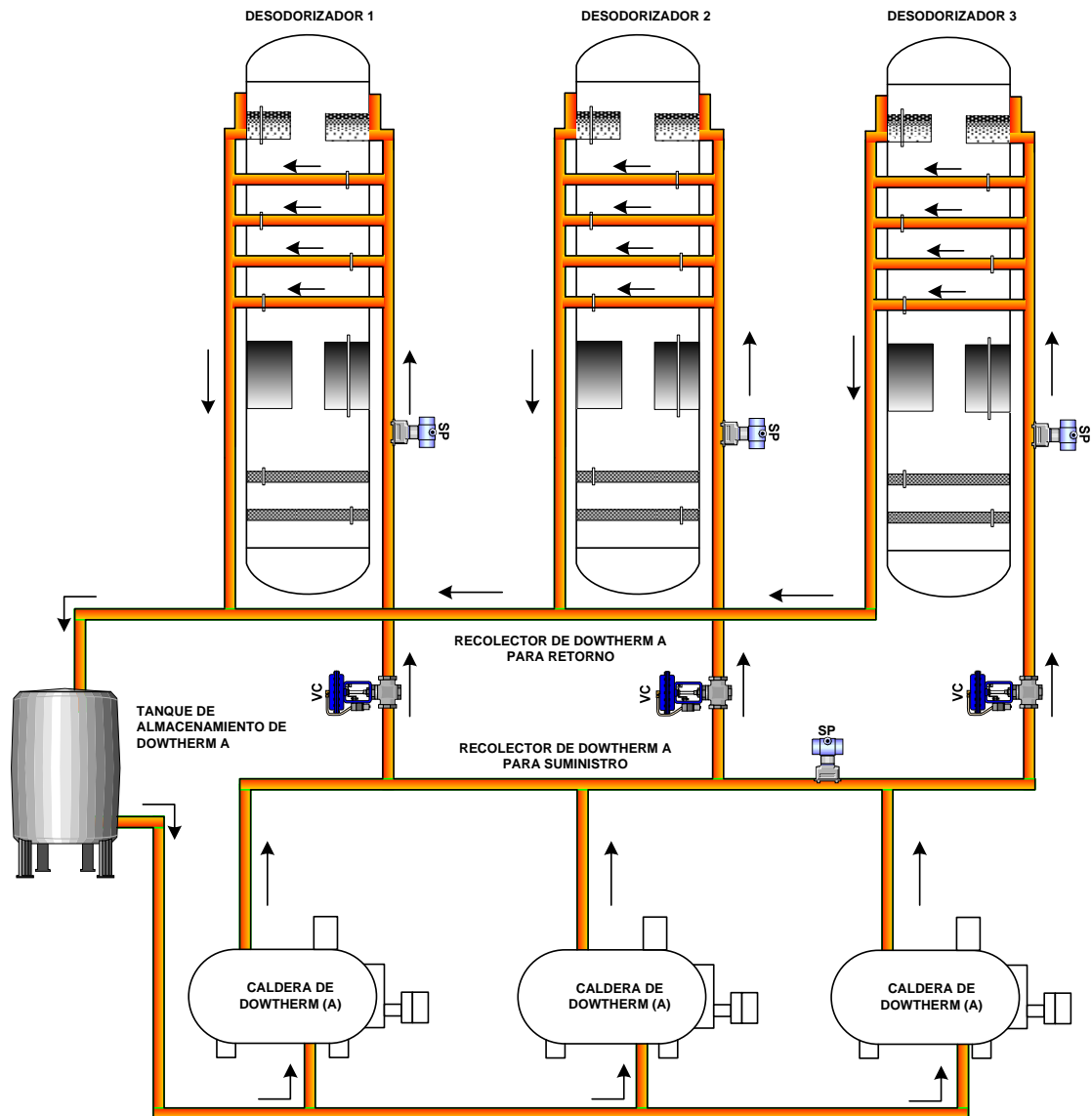


Figura 4.13 Diagrama de la organización propuesta para el control de múltiples generadores

Fuente: El Autor

En la instalación actual, cada caldera posee su propio control de secuencia de arranque – operación normal – paro; la secuencia control propuesta se encargaría de decidir cual caldera debe arrancar o parar considerando la demanda de energía térmica por medio de la medición de presión, y además controlaría la alternancia o frecuencia de uso de las calderas. A través de un panel de operador se le podrá indicar al control cuales

desodorizadores y calderas operarán, de manera que el sistema de control prepare la topología de la red de fluido térmico. Esto se lograría con el accionamiento de válvulas ON-OFF que se instalarían en varios puntos de la red.

Por otra parte, con válvulas de control de apertura continua, se realizará un control fino del suministro de Dowtherm A a cada desodorizador, lo que operaría de acuerdo con la siguiente secuencia (Fig. 4.7):

- a) Al bajar la presión de vapor en el suministro del desodorizador (medido por el sensor de presión SP) significa que hay una mayor demanda de calor, o lo que es lo mismo aumentó el flujo de aceite vegetal a desodorizar. Por medio de la válvula de control (VC) se aumentaría el flujo de fluido térmico aumentando la apertura de la válvula. El porcentaje de apertura de la válvula sería calculado a través de un control Proporcional-Integral-Derivativo (PID) integrado en la CPU del controlador lógico programable (PLC por sus siglas en inglés).
- b) Una disminución en la cantidad de aceite vegetal significa un aumento en la presión de vapor en la línea de suministro de fluido térmico al desodorizador, por lo que la válvula de control VC disminuiría su porcentaje de apertura.
- c) El control de arranque-paro de las calderas se realizaría en modo automático tomando en cuenta la señal de presión del sensor ubicado en la línea recolectora para suministro del Dowtherm A. Esto significa que de acuerdo a la magnitud de la presión de vapor en la tubería recolectora de Dowtherm para suministro se decidiría cuál caldera debe arrancar o detenerse, todo de acuerdo con un criterio previamente establecido que dependa de la potencia individual, el tiempo de operación y los arranques de cada caldera.
- d) También se deberían incluir rutinas de supervisión de alarmas y secuencias de paro de emergencia. Las alarmas incluyen las que se han venido manejando como alta o baja presión de vapor, bajo nivel de Dowtherm A y se podrían añadir alarmas por sobre o baja temperatura en varias secciones

del proceso de desodorizado. Varias de estas señales de temperatura se están leyendo actualmente pero llegan a graficadores; con el nuevo sistema de control es posible incorporarlas al PLC y de esta forma al monitoreo en el panel de operador y/o a un sistema de adquisición y control de datos (SCADA).

4.5 Control del balance energético

En vista de que la presión de vapor es un índice de la demanda energética del proceso, es necesario balancear este requerimiento energético con la energía proveniente de la combustión.

De acuerdo con Eduardo Lifschitz [12], un control por presión es satisfactorio para los siguientes casos:

- a) Aquellas instalaciones en que las variaciones de carga son infrecuentes o lentas (1 % a 2 % por minuto).
- b) Aquellas instalaciones en que las variaciones de carga son infrecuentes o es permisible desviarse de la presión de operación entre un 5 % y un 10 % durante las variaciones de carga.
- c) Aquellas instalaciones en las que no puede justificarse económicamente otra solución.

En la presente instalación, al respecto, se tienen las siguientes condiciones:

- a) Las variaciones de carga (cantidad de aceite vegetal a desodorizar) son mínimas pues en producción normal se trabaja a máxima capacidad.
- b) La presión de operación nominal no varía (262 kPa, 38 psi).
- c) Al encontrarse el control de presión (control PID) en la CPU del PLC como un algoritmo programado de fábrica, no hay una mejor solución técnico-económica que se pueda implementar bajo esta plataforma.
- d) En suma, es adecuado usar la señal de presión de vapor para implementar el control de balance energético.

Un primer esquema del control de presión se observa en la figura 4.7, en la que la señal de presión de vapor (variable controlada) llega al PLC. Aquí junto con el punto de operación introducido por medio del panel de operador se calcula el valor de la variable de salida, que tendrá una componente proporcional al error que tiene la presión de vapor con respecto al punto de operación.

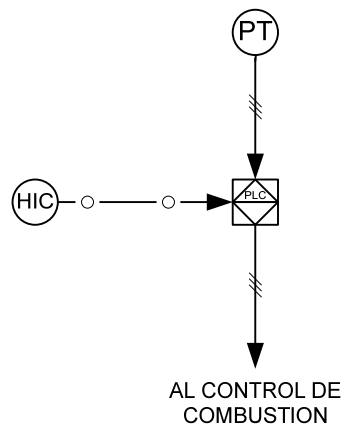


Fig. 4.14 Control de demanda energética

Este concepto se amplía para instalaciones de múltiples calderas que, como ocurre en este caso, trabajarían con colector común (Figura 4.8). Nuevamente en la interfase de operador se indicaría cuales calderas están en manual, cuales en automático y cuales no operarían. El PLC calcularía las salidas de control a través de algoritmos PID, que, para un aumento en la demanda energética producirían un aumento semejante en las calderas que se encuentren en servicio automático. Ahora, como las calderas pueden ser de capacidades diferentes, las salidas de control deberán escalarse correctamente.

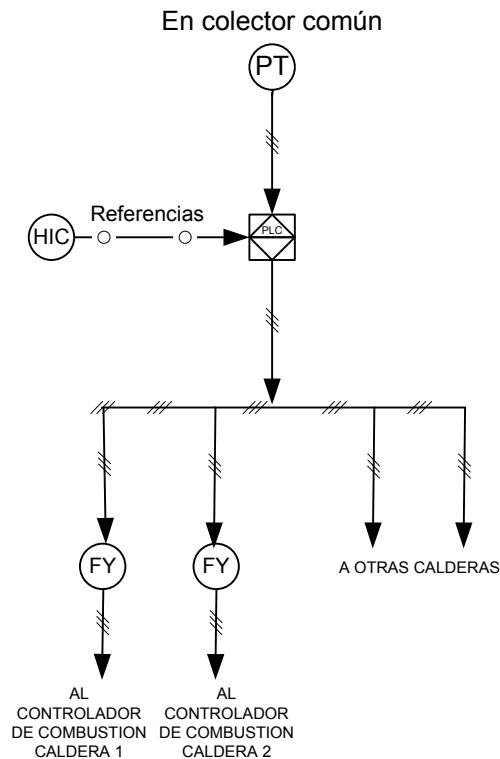


Fig. 4.15 Control de demanda energética con múltiples calderas

Como se infiere de la figura 4.8, los lazos de control de combustión de cada caldera son esclavos del control de balance energético general y sus funciones serán las de:

- Mantener el suministro energético (de combustible) según lo necesite el control de balance energético.
- Mantener una correcta relación aire/combustible
- Mantener las condiciones de seguridad dentro del hogar.

La figura 4.9 muestra un diagrama esquemático general, que se relaciona con la figura 4.6, pues contiene las mediciones de presión (PT) de cada desodorizador para hacer un control fino de temperatura en forma individual a través de las válvulas de control (VC). Además contiene gran cantidad de mediciones de temperatura (TT) para obtener uno de los

indicadores de calidad. También se propone un transmisor de nivel (LT1) para el tanque de recolección de fluido térmico.

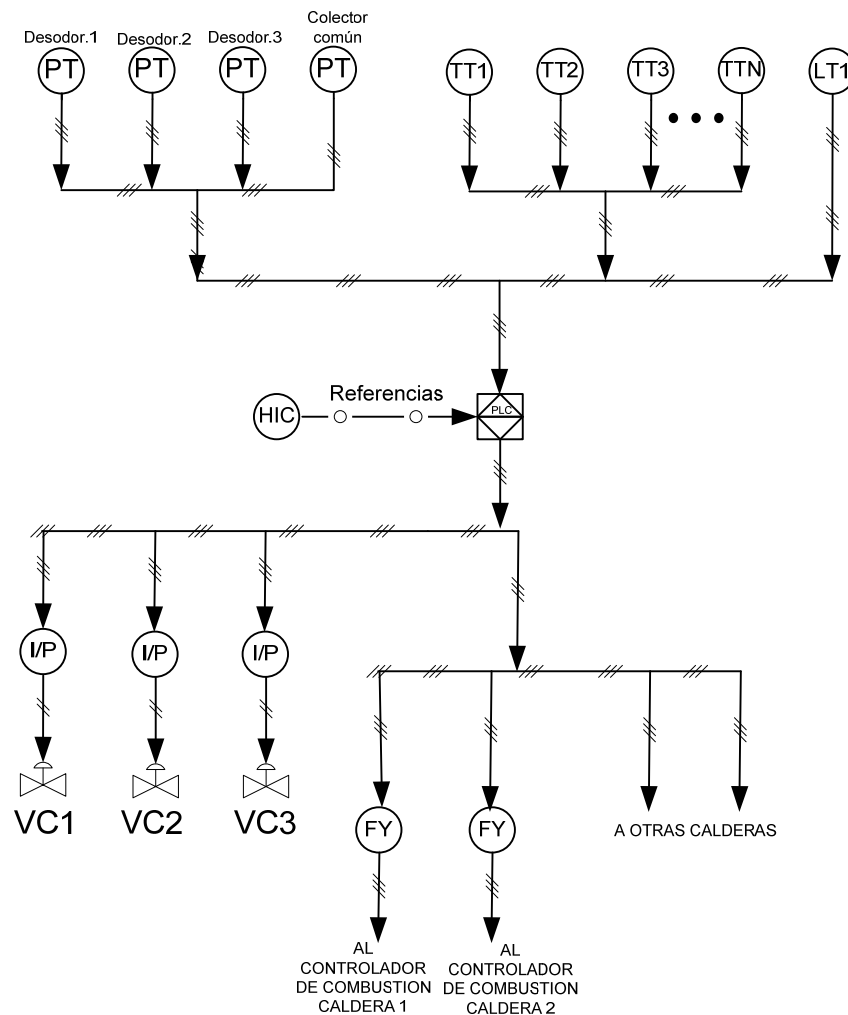


Fig. 4.16 Diagrama esquemático general de señales entrada/salida

4.6 Arquitectura propuesta del sistema de control

Para este sistema específico y muy probablemente para la mayoría de procesos similares en que los elementos de sensado y actuación se encuentran a lo largo y ancho de la planta, lo más adecuado es usar un sistema de control de arquitectura distribuida. Esto quiere decir que el sistema de control se puede subdividir en varios puntos de consolidación de entradas y salidas con el objetivo primordial de reducir al máximo el

alambrado y mano de obra para señales entradas/salidas y posibles puntos de falla. Se ha comprobado que una red de comunicación muy confiable y de fácil implementación es la red Ethernet, por esta razón es aconsejable utilizarla para el transporte de información entre los puntos de consolidación y el CPU principal. Los protocolos mas comunes al utilizar sobre esta red para comunicaciones industriales son el IP o ModBus sobre IP. Normalmente la comunicación entre los puntos de consolidación de entradas/salidas y los elementos de sensado o actuación de tipo inteligente puede realizarse a través de redes como Devicenet, Profibus DP o PA, Fielbus, etc en el caso de redes abiertas, o también utilizando protocolos propietarios.

En la fig. 4.10 se observa un ejemplo de arquitectura distribuida utilizando la red de comunicación Ethernet, así, entre PLC principal que se encuentra en el cuarto de control y los paneles de operador que estarían en planta, la PC de monitoreo que se puede encontrar en el departamento de producción, los variadores de velocidad (o instrumentación varia) y los puntos de consolidación de entradas/salidas que se encuentran por toda la planta, el flujo de información es constante y confiable a través de la red Ethernet.

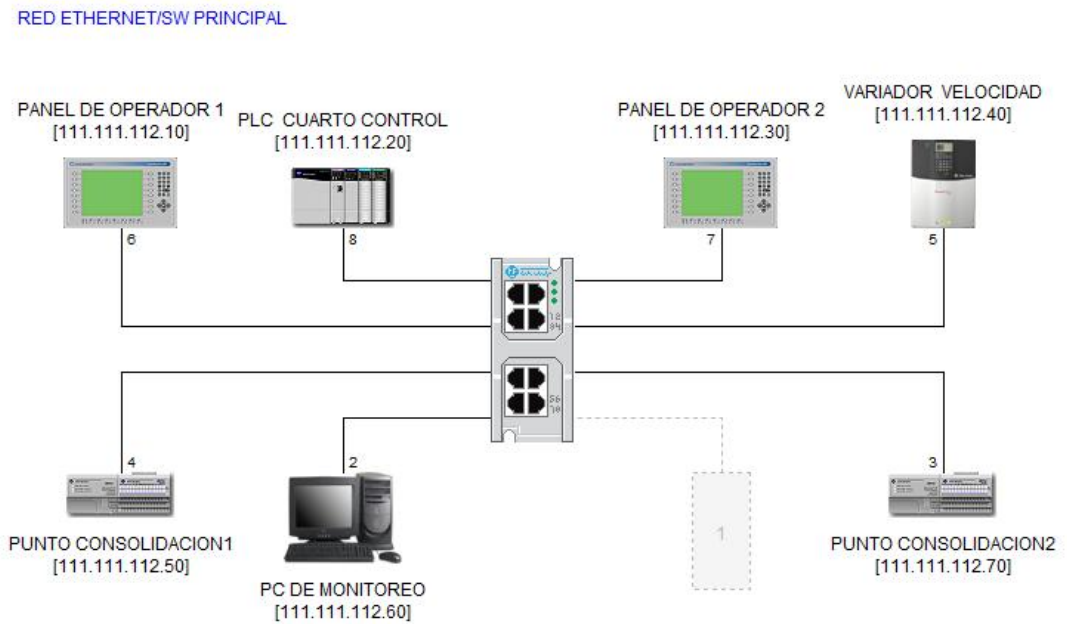


Fig. 4.17 Ejemplo de arquitectura propuesta para el sistema de control

CAPITULO V CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

5.1 Conclusiones

Como resultado del desarrollo de ésta investigación, se produjeron resultados que determinaron las características del sistema de distribución de fluido térmico de un circuito desodorizador de aceite vegetal con los cuales fue posible determinar su eficiencia térmica, la energía disponible en la caldera que alimenta este circuito y se logró proponer un esquema de control adecuado para sistemas de distribución de calor de este tipo, y en general para otros. A continuación se resumen dichos resultados y que se complementan con las recomendaciones de la sección 5.2.

- El principal resultado de este diagnóstico es la cuantificación de la energía disponible en la caldera.
- Se encontró que la caldera del circuito desodorizador #2 tiene una capacidad de energía disponible de 879.916,00 kJ/h (834 MBH). Sin embargo, por diseño los equipos actuales de la planta están trabajando a máxima capacidad de flujo de aceite vegetal y no es posible utilizar esta energía extra como parte del proceso en la topología de tuberías actual. A través de un estudio similar a este, se puede determinar si esta misma situación está ocurriendo con los otros dos sistemas desodorizadores por lo que la integración de todas las calderas en un solo sistema de generación de calor se convierte en una buena posibilidad a analizar.
- Integrar todas las calderas en un solo sistema de suministro energético podría representar un ahorro importante en el consumo de bunker. Para calcular el monto del ahorro es necesario realizar el análisis hecho en este proyecto en los otros desodorizadores.
- Es posible iniciar el proceso de integración con dos de los tres desodorizadores, así se generaría experiencia en la administración del recurso energético y la inversión inicial sería menor.

- Para este sistema el espesor económico encontrado para manta de fibra de vidrio es menor o igual que para la cañuela de fibra de vidrio, su eficiencia como aislante es mayor y su costo total es menor.
- Integrar las calderas y desodorizadores en un único sistema de control, hace imprescindible diseñar secuencias de arranque para que de acuerdo a la información introducida a través de un panel de operador o del sistema de control y adquisición de datos (SCADA, por sus siglas en inglés), se indique cuales calderas y cuales desodorizadores van a operar y se trace la ruta óptima para el flujo del fluido térmico a través del sistema de tuberías.
- En régimen permanente, la estrategia general de control se debe basar en mantener una presión de operación constante en el colector común para suministro de fluido térmico.
- La presión de operación en el suministro de fluido térmico en cada desodorizador se debe controlar de manera individual. Es decir, ante eventuales cambios en la demanda de energía térmica por variaciones en el fluido de aceite vegetal, el control se encargará de regular la cantidad de fluido térmico al desodorizador sin que esto afecte la presión de operación en el colector común de suministro (Ver fig. 4.6).
- Una ventaja de contar con la válvula de apertura continua en el suministro de fluido térmico a cada desodorizador, es que se puede tener un control fino de las condiciones de operación en el desodorizador sin tener que variar la cantidad de energía de entrada a las calderas.
- La automatización del suministro energético para los procesos de desodorización de aceite entraría dentro del esquema de modernización que viene impulsando Compañía Numar desde hace varios años.
- Es importante integrar al Sistema de Control y Adquisición de Datos (SCADA) los controladores individuales de combustión de cada caldera, pues esta es la única manera de balancear el requerimiento energético de todo el sistema con la energía proveniente de la combustión.

- No existe en la empresa un plano detallado de la topología y características de las tuberías de distribución de fluido térmico de los sistemas de desodorización.
- El monto por pérdidas de calor en las tuberías del desodorizador #2 es considerable, (aproximadamente \$4,027.00 USD/año) por lo que se recomienda darle importancia al diagnóstico y mantenimiento correctivo de los aislamientos de esta sección.
- Las pérdidas de calor en el desodorizador representan cerca de un 30% de las pérdidas en tuberías, esto lo convierte en un elemento importante a incluir en el programa de diagnóstico y mantenimiento correctivo de aislamientos.
- En el mercado nacional no existe una buena oferta de aislamientos para tuberías. Normalmente hay aislamientos en grosores de 25,4 mm (1") para diámetros de tubos de 25,4 mm a 63,5 mm (1" a 2,5"), y grosores de aislamiento de 50,8 mm (2") para tubos de 25,4 mm, esto conlleva a que en muchos casos no se utilice el aislamiento correcto resultando normalmente en pérdidas de calor mayores a las esperadas, o a gastos extras de mano de obra y materiales para alcanzar el grosor calculado.

6.2 Recomendaciones

Las recomendaciones para el presente proyecto son:

- Extender el estudio a los otros dos desodorizadores. Esto implica generar los planos de la topología de tuberías con todas sus características, puede tomarse como ejemplo la tabla A.1 "Levantamiento de la topología del sistema de tuberías". Al final resultará para cada desodorizador un plano similar a la figura 4.1.
- La evaluación de recuperación del proyecto, deberá hacerse:
 - ✓ Determinando si hay energía disponible en las otras calderas extendiendo este análisis a los otros dos desodorizadores.

- ✓ Identificando las calderas de mayor a menor eficiencia.
- ✓ Calculando el monto total de la inversión mecánica, eléctrica y de control para unir los tres circuitos desodorizadores.
- ✓ Tomando como base un año:
 - Proyectar la demanda de aceite vegetal.
 - Calcular el consumo total de bunker con la nueva configuración (en colector común) utilizando siempre las calderas de mayor a menor eficiencia.
 - Calcular el consumo total de bunker en la configuración actual.
 - Encontrar el costo de la **diferencia de consumo de bunker por mes** como (Consumo de bunker con nueva configuración – Consumo de bunker con configuración actual) por mes.
 - Calcular el período de recuperación como:
 - $\text{Período de recuperación} = \text{Inversión} / (\text{Costo de diferencia de consumo de bunker por mes})$
 - Determinar si el período de recuperación corresponde al indicado según las políticas gerenciales.

- De acuerdo a las características del tubo así como a las condiciones de operación, debe de revisarse el espesor de aislamiento instalado tomando como base la vasta existencia de publicaciones en la materia, por ejemplo “Industrial Insulation” Ref. 16 en la Bibliografía. Se deberán conseguir los grosores de aislamiento que resulten de este estudio y no acomodarse a utilizar únicamente la oferta nacional.
- Se recomienda cambiar paulatinamente los aislamientos de las tuberías por manta de fibra de vidrio en vez de cañuela y utilizar los espesores económicos calculados para las condiciones de operación del proceso.
- Para definir el control de alternancia de uso de las calderas es necesario establecer primero la potencia y eficiencia de cada una y tomarla como un

parámetro para encontrar el método de alternancia más adecuado. Unos ejemplos de ello pueden ser:

- a) Utilizar la caldera de mayor eficiencia como suministro principal y las otras como respaldo cuando el proceso demande mayor energía.
 - b) En el caso de que las calderas sean de la misma potencia, utilizar como opción de respaldo y no dentro del esquema de alternancia, aquella con menor eficiencia o mayor historial de fallas.
- Los pasos a seguir como complemento a esta investigación son los siguientes:
 - Una vez levantada la topología del sistema de tuberías de los tres desodorizadores deben analizarse los cambios relevantes tales como la inclusión de los colectores comunes de suministro y de retorno y del tanque de almacenamiento de Dowtherm A.
 - Definir cuales son los puntos más adecuados para instalar las válvulas que interconectarán las tres redes.
 - Definir el punto de instalación y características de las válvulas de apertura continua que controlarán la presión de suministro de Dowtherm A a cada desodorizador y así con sus correspondientes sensores de presión.
 - Determinar el número y naturaleza de las señales de control que servirán como entradas y salidas al PLC como base para dimensionar y especificar el controlador lógico programable.
 - Con base en la naturaleza y el número de entradas y salidas definir el hardware del PLC apoyándose en algunos de los siguientes criterios:
 - a. El PLC no necesita una CPU especialmente rápida por lo que un tiempo de scan mínimo de 1 ms es suficiente.
 - b. El voltaje de control debe ser de 24 Vdc.

- c. Puede utilizarse un solo PLC para los tres desodorizadores o uno para cada desodorizador. Generalmente es más conveniente separar el control por cada sistema de desodorización para evitar que un problema serio en el equipo de control de un desodorizador saque de producción a los otros desodorizadores.
 - d. Utilizar un esquema de arquitectura distribuida para resumir señales de control en varios puntos distantes entre sí y llevarlas al CPU a través de una red Ethernet.
- Especificar la instrumentación
 - a. En el caso de la medición de temperaturas dado que en ningún caso llegan a los 400 °C, para mayor precisión en la lectura debería utilizarse elementos de medición tipo RTD. Esta señal debe llegar directamente al PLC sin pasar antes por un transductor RTD/corriente.
 - b. La señal de salida de los sensores de presión deberá ser de corriente en un rango de 4 mA a 20 mA o de ser posible utilizar un protocolo de comunicación industrial (p. ej. Profibus PA, Modbus, Devicenet, etc.)
 - c. Tomar en cuenta en el diseño utilizar cables certificados para señales de control (0 Vdc a 10 Vdc, 4 mA a 20mA), así como para las redes de comunicación.

BIBLIOGRAFIA

Bibliografía

1. Cengel, Yunus y Michael A. Boles. Termodinámica tomo I. (2da Edición).
Colombia: McGraw-Hill Interamericana Editores S.A. de C.V., 1998, 504 p.p.
2. Cengel, Yunus y Michael A. Boles. Termodinámica tomo II. (2da Edición).
Colombia: McGraw-Hill Interamericana Editores S.A. de C.V., 1998, 504 p.p.
3. Cleaver Brooks. Boilers Book. United States. <http://www.boilerspec.com/>
4. Damiani, Michael R. Tips on starting your heat transfer fluid selection process.
United States. Process Heating Magazine, 2002. www.xceltherm.com/
5. Damiani, Michael R. Selecting a high temperature heat transfer fluid. United States: Radco Industries. <http://radcoind.com/>
6. Dow Chemical. Dowtherm A Heat Transfer Fluid. Product Technical Data.
United States. 1997, 30 p.p
7. Formo, Marvin W y otros. Bailey's Industrial Oil and Fat Products Volume I. (4ta Edición). United States: A Wiley-Interscience publication.,1979, 665 p.p.
8. Frenzoz, Pete. Specifying Heat Transfer Fluid for food processing applications.
United States: Radco Industries. <http://radcoind.com/>
9. Fractionnement Tirtiaux SA Company, 601, Chaussée de Charleroi, B-6220
Fleurus, Belgium
10. Incropera, Frank P. Fundamentos de transferencia de calor, (4ta Edición).
México: Prentice Hall, 1999, 912 p.p.
11. Lifschitz, Eduardo. Calderas I Conceptos y control básico: Asociación
Argentina de Control Automático, 1993, 63 p.p

12. Lifschitz, Eduardo. Calderas II Control Avanzado: Asociación Argentina de Control Automático, 1994, 80 p.p
13. Rajan, G G. Optimizing Energy Efficiencies in Industry. (1ra Edición). United States: McGraw-Hill Companies, Inc., 2003, 313 p.p.
14. Rockwell Internacional Corporation. Publication 1761-6.3 Micrologix 1000 Programmable Controllers. Estados Unidos: 1998, 422 p.p
15. Streeter, Victor L. y E. Benjamin Wyle. Mecánica de los fluidos. (3ra Edición). México: McGraw-Hill/Interamericana de México, S.A. de C.V., 1998, 585 p.p.
16. U.S. Department of Energy. Industril Insulation. United States of America: Office of Industrial Technologies, 1995, 12 p.p.
17. The Dow Chemical Company. Dowtherm A Heat Transfer Fluid Product Technical Data. 1997 <http://www.dow.com/heattrans/>
18. Thumann, Albert. Handbook of energy audits. (6ta Edición). United States: The Fairmont Press, 2003, 439 p.p.
19. Zawadzki, Esteban. Manual operativo y de procesos en refinería. Costa Rica: Compañía Numar, 2005.
20. Garro, Alberto y otros. Oportunidades de ahorro en sistemas de vapor. Curso Administración de la Energía. Universidad de Costa Rica, 2005.
21. Creus, Antonio. Instrumentación Industrial. (7ma Edicion). México: Alfaomega Grupo Editor, S.A. de C.V., 2006, 775 p.p.

APÉNDICES

APÉNDICE A

**Recopilación de datos para el levantamiento
de la topología del sistema de tuberías para el
circuito del Desodorizador 2**

Apéndice A. Levantamiento de la topología del sistema de tuberías.

ITEM	# ELEM.	NIVEL	LONG. (M)	DIAM (MM)	DIRECCIÓN	AISLAM (MM)	FUNCION	TEMP PROM TUBO °C	TEMP PROM AISL. °C
43	56	IV	1.5	76.2	V	-----	SUMINISTRO	312	62.67
44	55A	IV			C45		SUMINISTRO	312	62.67
45	55	IV	1.5	76.2	V	-----	SUMINISTRO	312	62.67
46	54	V	2.5	76.2	V	-----	SUMINISTRO	305.5	67.53
47	53B	V			CURVA CORTA		SUMINISTRO	305.5	67.53
48	53A	V	ENTRADA AL TANQUE 821				SUMINISTRO	305.5	67.53
49	53	IV	0.5	76.2	V	38.1	RETORNO	305.5	67.53
50	52	IV	0.5	76.2	H	38.1	RETORNO	305.5	67.53
51	51A	IV			T		RETORNO	305.5	67.53
52	70	IV	6	50.8	H	38.1	RETORNO	270.25	48.63
53	70A	III			C45		RETORNO	270.25	48.63
54	71	III	2.3	50.8	V	38.1	RETORNO	270.25	48.63
55	71A	III			C45		RETORNO	270.25	48.63
56	71B	III	INTERCAMBIADOR DE CALOR (MISIL)				RETORNO	270.25	48.63
57	71C	III			C90		RETORNO	270.25	48.63
58	72	III	0.5	50.8	H	38.1	RETORNO	270.25	48.63
59	72A	III			C90		RETORNO	270.25	48.63
60	73	II	1.5	50.8	V	38.1	RETORNO	270.25	48.63
61	25A	II			T		RETORNO	270.25	48.63
62	21A	II			T		RETORNO	270.25	48.63
63	22	II	3	50.8	H	38.1	RETORNO	270.25	48.63
64	22A	II			C90		RETORNO	270.25	48.63
65	23	II	6	50.8	H	38.1	RETORNO	270.25	48.63
66	23A	II			C90		RETORNO	270.25	48.63
67	24	II	3	50.8	H	38.1	RETORNO	270.25	48.63
68	24A	II			C90		RETORNO	270.25	48.63
69	25	II	2.5	50.8	H	38.1	RETORNO	270.25	48.63
70	25A	II			T		RETORNO	270.25	43.73
71	26	II	1	50.8	H	38.1	RETORNO	268	44.67
72	26A	II			T		RETORNO	248	44.67
73	26B	II			BRIDA		RETORNO	248	44.67
74	27	II	2	76.2	H	50.8	RETORNO	248	44.67
75	27A	II			C45		RETORNO	248	44.67
76	28	II	0.5	76.2	H	50.8	RETORNO	248	44.67
77	28A	II			C45		RETORNO	248	44.67
78	29	II	6.5	76.2	H	50.8	RETORNO	248	42.3
79	29A	II			C45		RETORNO	248	42.3
80	30	II	2	76.2	H	50.8	RETORNO	248	44.13
81	30A	II			C45		RETORNO	248	44.13
82	31	II	4	76.2	H	50.8	RETORNO	248	50
83	31A	II			C90		RETORNO	248	50
84	32	II	0.5	76.2	H	50.8	RETORNO	248	50
85	32A	II			C90		RETORNO	248	50

Apéndice A. Levantamiento de la topología del sistema de tuberías.

ITEM	# ELEM.	NIVEL	LONG. (M)	DIAM (MM)	DIRECCIÓN	AISLAM (MM)	FUNCION	TEMP PROM TUBO °C	TEMP PROM AISL. °C
86	33	II A I	5	76.2	V	50.8	RETORNO	248	37.8
87	33A	I			C90		RETORNO	248	37.8
88	34	I	0.5	76.2	U	50.8	RETORNO	248	37.8
89	34A	I			C90		RETORNO	248	37.8
90	35	I	1.5	76.2	V	50.8	RETORNO	248	37.8
91	35A	I			C90		RETORNO	248	37.8
92	36	I	0.3	76.2	H	-----	RETORNO	248	37.8
93	36A	I			C90		RETORNO	248	37.8
94	37	I	1	101.6	V	50.8	RETORNO	247.5	37.8
95	37A	I			C90		RETORNO	247.5	37.8
96	38	I	2	101.6	H	50.8	RETORNO	247.5	37.8
97	38A	I			C90		RETORNO	247.5	37.8
98	39	I	RETORNO A CALDERA				RETORNO	247.5	46.85

ANEXO B
Propiedades termodinámicas del Dowtherm A

Anexo B. Propiedades termodinámicas del Dowtherm A.

Table 1—Physical Properties of DOWTHERM A Fluid

(Laboratory values not to be confused with, or substitutes for, specifications). None of below are specifications.

Property	English Units	SI Units
Atmospheric Boiling Point	494.8°F	257.1°C
Freezing Point	53.6°F	12.0°C
Flash Point, SETA	236°F	113°C
Fire Point, C.O.C.†	245°F	118°C
Auto Ignition Temp.††	1110°F	599°C
Density at 75°F	66.0 lb/ft ³	1056 kg/m ³ @ 25°C
	8.80 lb/gal. @ 25°C	
Volume Contraction upon Freezing	6.63%	
Volume Expansion upon Melting	7.10%	
Heat of Fusion	42.2 Btu/lb	98.2 kJ/kg
Specific Resistivity	1.2 x 10 ¹² ohm cm @ 32°F	1.2 x 10 ¹² ohm cm @ 0°C
	6.4 x 10 ¹¹ ohm cm @ 68°F	6.4 x 10 ¹¹ ohm cm @ 20°C
	3.9 x 10 ¹¹ ohm cm @ 104°F	3.9 x 10 ¹¹ ohm cm @ 40°C
Dielectric Constant at 75°F (24°C)		
frequency 10 ³	3.26	3.26
frequency 10 ⁴	3.27	3.27
frequency 10 ⁵	3.27	3.27
Dissipation Factor at 75°F (24°C)		
frequency 10 ³	0.0012	0.0012
frequency 10 ⁴	0.0001	0.0001
frequency 10 ⁵	0.0001	0.0001
Dielectric Strength at 75°F (24°C)	530 volts/mil	20,866 volts/nm
Surface Tension in Air	40.1 Dynes/cm @ 68°F	40.1 Dynes/cm @ 20°C
	37.6 Dynes/cm @ 104°F	37.6 Dynes/cm @ 40°C
	35.7 Dynes/cm @ 140°F	35.7 Dynes/cm @ 60°C
Critical Temperature	927°F	497°C
Critical Pressure	30.93 atm	31.34 bar
Critical Volume	0.0508 ft ³ /lb	3.17 l/kg
Heat of Combustion	15,500 Btu/lb	36,053 kJ/kg
Molecular Weight (Avg.)	166.0	

†Cleveland Open Cup

††ASTM E659-78

Anexo B. Propiedades termodinámicas del Dowtherm A.

Table 2—Saturated Liquid Properties of DOWTHERM A Fluid (English Units)

TEMP °F	VAPOR PRESS. psia	VISCOSITY cP	SPECIFIC HEAT Btu/lb °F	THERMAL COND. Btu/hr ft ² (°F/ft)	DENSITY lb/ft ³	TEMP °F	VAPOR PRESS. psia	VISCOSITY cP	SPECIFIC HEAT Btu/lb °F	THERMAL COND. Btu/hr ft ² (°F/ft)	DENSITY lb/ft ³
53.6	0.000	5.52	0.370	0.0809	66.54	440	7.19	0.33	0.515	0.0610	55.06
60	0.000	4.91	0.373	0.0805	66.37	450	8.25	0.32	0.518	0.0605	54.72
70	0.000	4.15	0.377	0.0800	66.10	460	9.45	0.30	0.522	0.0600	54.38
80	0.001	3.55	0.380	0.0795	65.82	470	10.78	0.29	0.526	0.0595	54.04
90	0.001	3.07	0.384	0.0790	65.55	480	12.25	0.28	0.529	0.0590	53.70
100	0.001	2.69	0.388	0.0785	65.28	490	13.87	0.27	0.533	0.0585	53.35
110	0.002	2.38	0.392	0.0780	65.00	494.8	14.71	0.27	0.535	0.0582	53.18
120	0.003	2.12	0.396	0.0775	64.72	500	15.66	0.27	0.537	0.0579	53.00
130	0.005	1.90	0.399	0.0769	64.44	510	17.63	0.26	0.540	0.0574	52.65
140	0.007	1.72	0.403	0.0764	64.16	520	19.79	0.25	0.544	0.0569	52.29
150	0.010	1.57	0.407	0.0759	63.88	530	22.15	0.24	0.548	0.0564	51.93
160	0.014	1.43	0.411	0.0754	63.60	540	24.72	0.23	0.552	0.0559	51.57
170	0.020	1.32	0.414	0.0749	63.32	550	27.51	0.23	0.555	0.0554	51.20
180	0.028	1.22	0.418	0.0744	63.03	560	30.54	0.22	0.559	0.0549	50.82
190	0.038	1.13	0.422	0.0739	62.75	570	33.83	0.21	0.563	0.0543	50.45
200	0.051	1.05	0.426	0.0733	62.46	580	37.37	0.21	0.567	0.0538	50.07
210	0.069	0.98	0.429	0.0728	62.17	590	41.20	0.20	0.571	0.0533	49.68
220	0.091	0.92	0.433	0.0723	61.88	600	45.31	0.19	0.575	0.0528	49.29
230	0.120	0.86	0.437	0.0718	61.59	610	49.73	0.19	0.579	0.0523	48.89
240	0.16	0.81	0.441	0.0713	61.30	620	54.47	0.18	0.583	0.0518	48.49
250	0.20	0.76	0.444	0.0708	61.00	630	59.53	0.18	0.587	0.0513	48.08
260	0.26	0.72	0.448	0.0703	60.71	640	64.95	0.17	0.591	0.0508	47.67
270	0.33	0.68	0.452	0.0698	60.41	650	70.73	0.17	0.595	0.0502	47.25
280	0.41	0.65	0.456	0.0692	60.11	660	76.89	0.16	0.599	0.0497	46.82
290	0.51	0.62	0.459	0.0687	59.81	670	83.44	0.16	0.604	0.0492	46.39
300	0.64	0.59	0.463	0.0682	59.51	680	90.40	0.15	0.608	0.0487	45.94
310	0.78	0.56	0.467	0.0677	59.20	690	97.79	0.15	0.613	0.0482	45.49
320	0.96	0.53	0.470	0.0672	58.90	700	105.6	0.14	0.617	0.0477	45.03
330	1.17	0.51	0.474	0.0667	58.59	710	113.9	0.14	0.622	0.0472	44.56
340	1.41	0.49	0.478	0.0662	58.28	720	122.7	0.14	0.627	0.0466	44.08
350	1.70	0.47	0.481	0.0656	57.97	730	131.9	0.13	0.633	0.0461	43.59
360	2.03	0.45	0.485	0.0651	57.65	740	141.7	0.13	0.638	0.0456	43.09
370	2.42	0.43	0.489	0.0646	57.34	750	152.0	0.13	0.644	0.0451	42.57
380	2.87	0.41	0.492	0.0641	57.02	760	162.9	0.12	0.651	0.0446	42.04
390	3.38	0.40	0.496	0.0636	56.70	770	174.4	0.12	0.658	0.0441	41.49
400	3.96	0.38	0.500	0.0631	56.37	780	186.4	0.12	0.665	0.0436	40.93
410	4.63	0.37	0.503	0.0626	56.05	790	199.1	0.11	0.673	0.0430	40.34
420	5.38	0.35	0.507	0.0620	55.72	800	212.5	0.11	0.682	0.0425	39.74
430	6.23	0.34	0.511	0.0615	55.39						

Anexo B. Propiedades termodinámicas del Dowtherm A.

Table 3—Saturated Liquid Properties of DOWTHERM A Fluid (SI Units)

TEMP °C	VAPOR PRESS. bar	VISCOSITY mPa sec	SPECIFIC HEAT kJ/kg K	THERMAL COND. W/mK	DENSITY kg/m ³	TEMP °C	VAPOR PRESS. bar	VISCOSITY mPa sec	SPECIFIC HEAT kJ/kg K	THERMAL COND. W/mK	DENSITY kg/m ³
12	0.00	5.52	1.550	0.1400	1065.9	225	0.48	0.33	2.148	0.1059	883.5
15	0.00	5.00	1.558	0.1395	1063.5	230	0.54	0.32	2.162	0.1051	878.7
20	0.00	4.29	1.573	0.1387	1059.6	235	0.61	0.31	2.176	0.1043	873.8
25	0.00	3.71	1.587	0.1379	1055.7	240	0.69	0.30	2.190	0.1035	868.9
30	0.00	3.25	1.601	0.1371	1051.7	245	0.77	0.29	2.204	0.1027	864.0
35	0.00	2.87	1.616	0.1363	1047.8	250	0.87	0.28	2.218	0.1019	859.0
40	0.00	2.56	1.630	0.1355	1043.8	255	0.97	0.27	2.231	0.1011	854.0
45	0.00	2.30	1.644	0.1347	1039.8	257.1	1.01	0.27	2.237	0.1008	851.9
50	0.00	2.07	1.658	0.1339	1035.8	260	1.08	0.27	2.245	0.1003	849.0
55	0.00	1.88	1.673	0.1331	1031.8	265	1.20	0.26	2.259	0.0995	843.9
60	0.00	1.72	1.687	0.1323	1027.8	270	1.33	0.25	2.273	0.0987	838.7
65	0.00	1.58	1.701	0.1315	1023.7	275	1.48	0.24	2.288	0.0979	833.6
70	0.00	1.46	1.715	0.1307	1019.7	280	1.63	0.24	2.302	0.0971	828.3
75	0.00	1.35	1.729	0.1299	1015.6	285	1.80	0.23	2.316	0.0963	823.0
80	0.00	1.25	1.744	0.1291	1011.5	290	1.98	0.22	2.330	0.0955	817.7
85	0.00	1.17	1.758	0.1283	1007.4	295	2.17	0.22	2.344	0.0947	812.3
90	0.00	1.09	1.772	0.1275	1003.2	300	2.38	0.21	2.359	0.0939	806.8
95	0.00	1.03	1.786	0.1267	999.1	305	2.60	0.20	2.373	0.0931	801.3
100	0.01	0.97	1.800	0.1259	994.9	310	2.84	0.20	2.388	0.0923	795.8
105	0.01	0.91	1.814	0.1251	990.7	315	3.10	0.19	2.403	0.0915	790.1
110	0.01	0.86	1.828	0.1243	986.5	320	3.37	0.19	2.417	0.0907	784.4
115	0.01	0.82	1.842	0.1235	982.3	325	3.66	0.18	2.432	0.0899	778.6
120	0.01	0.77	1.856	0.1227	978.1	330	3.96	0.18	2.448	0.0891	772.8
125	0.02	0.73	1.870	0.1219	973.8	335	4.29	0.17	2.463	0.0883	766.9
130	0.02	0.70	1.884	0.1211	969.5	340	4.64	0.17	2.479	0.0875	760.9
135	0.03	0.67	1.898	0.1203	965.2	345	5.00	0.17	2.494	0.0867	754.8
140	0.03	0.64	1.912	0.1195	960.9	350	5.39	0.16	2.511	0.0859	748.6
145	0.04	0.61	1.926	0.1187	956.6	355	5.80	0.16	2.527	0.0851	742.3
150	0.05	0.58	1.940	0.1179	952.2	360	6.24	0.15	2.544	0.0843	735.9
155	0.06	0.56	1.954	0.1171	947.8	365	6.69	0.15	2.561	0.0835	729.4
160	0.07	0.53	1.968	0.1163	943.4	370	7.18	0.15	2.579	0.0827	722.8
165	0.08	0.51	1.982	0.1155	938.9	375	7.68	0.14	2.597	0.0819	716.1
170	0.09	0.49	1.996	0.1147	934.5	380	8.22	0.14	2.616	0.0811	709.2
175	0.11	0.47	2.010	0.1139	930.0	385	8.78	0.14	2.636	0.0803	702.2
180	0.13	0.46	2.023	0.1131	925.5	390	9.37	0.13	2.657	0.0795	695.0
185	0.15	0.44	2.037	0.1123	920.9	395	9.99	0.13	2.678	0.0787	687.7
190	0.18	0.42	2.051	0.1115	916.4	400	10.64	0.13	2.701	0.0779	680.2
195	0.21	0.41	2.065	0.1107	911.8	405	11.32	0.12	2.725	0.0771	672.5
200	0.24	0.39	2.079	0.1099	907.1	410	12.03	0.12	2.751	0.0763	664.6
205	0.28	0.38	2.093	0.1091	902.5	415	12.78	0.12	2.779	0.0755	656.5
210	0.32	0.37	2.107	0.1083	897.8	420	13.56	0.11	2.809	0.0747	648.1
215	0.37	0.35	2.120	0.1075	893.1	425	14.38	0.11	2.842	0.0739	639.4
220	0.42	0.34	2.134	0.1067	888.3						

Anexo B. Propiedades termodinámicas del Dowtherm A.

Table 4—Saturated Vapor Properties of DOWTHERM A Fluid (English Units)

TEMP	VAPOR PRESSURE	LIQUID ENTHALPY	LATENT HEAT	VAPOR ENTHALPY	VAPOR DENSITY	VAPOR VISCOSITY	VAPOR THERMAL COND.	Z _{VAPOR}	SPECIFIC HEAT (c _p)	RATIO OF SPECIFIC HEATS
°F	psia	Btu/lb	Btu/lb	Btu/lb	lb/ft ³	cP	Btu/hr ft ² (°F/ft)		Btu/lb °F	c _p /c _v
53.6	0.000	0.0	176.0	176.0		0.0053	0.0043	1.000	0.247	1.051
60	0.000	2.5	175.1	177.6		0.0054	0.0044	1.000	0.250	1.050
70	0.000	6.4	173.7	180.1		0.0055	0.0046	1.000	0.255	1.049
80	0.001	10.3	172.3	182.7		0.0056	0.0047	1.000	0.260	1.048
90	0.001	14.3	171.0	185.3		0.0057	0.0049	1.000	0.265	1.047
100	0.001	18.2	169.8	188.0		0.0058	0.0051	1.000	0.270	1.047
110	0.002	22.2	168.5	190.7		0.0059	0.0053	1.000	0.275	1.046
120	0.003	26.2	167.3	193.5		0.0060	0.0055	1.000	0.279	1.045
130	0.005	30.2	166.1	196.3	0.0001	0.0061	0.0056	1.000	0.284	1.044
140	0.007	34.3	164.9	199.2	0.0002	0.0062	0.0058	1.000	0.289	1.043
150	0.010	38.3	163.8	202.1	0.0003	0.0064	0.0060	1.000	0.294	1.043
160	0.014	42.4	162.6	205.1	0.0004	0.0065	0.0062	1.000	0.298	1.042
170	0.020	46.5	161.5	208.1	0.0005	0.0066	0.0064	1.000	0.303	1.041
180	0.028	50.7	160.4	211.1	0.0007	0.0067	0.0066	1.000	0.308	1.041
190	0.038	54.9	159.3	214.2	0.0009	0.0068	0.0068	1.000	0.312	1.040
200	0.051	59.1	158.3	217.3	0.0012	0.0069	0.0070	0.999	0.317	1.039
210	0.069	63.3	157.2	220.5	0.0016	0.0070	0.0072	0.999	0.321	1.039
220	0.091	67.6	156.2	223.8	0.0021	0.0071	0.0075	0.999	0.326	1.038
230	0.120	71.9	155.1	227.0	0.0027	0.0072	0.0077	0.999	0.330	1.038
240	0.16	76.2	154.1	230.3	0.0034	0.0073	0.0079	0.999	0.335	1.037
250	0.20	80.6	153.1	233.7	0.0044	0.0074	0.0081	0.998	0.339	1.037
260	0.26	85.0	152.0	237.1	0.0055	0.0075	0.0083	0.998	0.344	1.037
270	0.33	89.5	151.0	240.5	0.0069	0.0076	0.0085	0.997	0.348	1.036
280	0.41	94.0	150.0	244.0	0.0086	0.0077	0.0087	0.997	0.352	1.036
290	0.51	98.5	149.0	247.5	0.0106	0.0078	0.0090	0.996	0.356	1.036
300	0.64	103.0	148.0	251.1	0.0130	0.0079	0.0092	0.996	0.361	1.035
310	0.78	107.6	147.0	254.6	0.0158	0.0080	0.0094	0.995	0.365	1.035
320	0.96	112.2	146.0	258.3	0.0191	0.0081	0.0097	0.994	0.369	1.035
330	1.17	116.9	145.0	261.9	0.0230	0.0082	0.0099	0.993	0.373	1.035
340	1.41	121.6	144.0	265.6	0.0275	0.0083	0.0101	0.992	0.377	1.034
350	1.70	126.4	143.0	269.3	0.0328	0.0084	0.0103	0.990	0.381	1.034
360	2.03	131.1	142.0	273.1	0.0388	0.0086	0.0106	0.989	0.385	1.034
370	2.42	135.9	141.0	276.9	0.0457	0.0087	0.0108	0.988	0.389	1.034
380	2.87	140.8	139.9	280.7	0.0535	0.0088	0.0111	0.986	0.393	1.034
390	3.38	145.7	138.9	284.6	0.0624	0.0089	0.0113	0.984	0.397	1.034
400	3.96	150.6	137.9	288.5	0.0725	0.0090	0.0115	0.982	0.401	1.034
410	4.63	155.6	136.8	292.4	0.0839	0.0091	0.0118	0.980	0.405	1.034
420	5.38	160.6	135.8	296.3	0.0967	0.0092	0.0120	0.977	0.409	1.034
430	6.23	165.6	134.7	300.3	0.1110	0.0093	0.0123	0.975	0.413	1.034
440	7.19	170.7	133.6	304.3	0.1270	0.0094	0.0125	0.972	0.417	1.034
450	8.25	175.8	132.5	308.3	0.1447	0.0095	0.0128	0.969	0.421	1.035
460	9.45	180.9	131.4	312.4	0.1644	0.0096	0.0130	0.966	0.425	1.035
470	10.78	186.1	130.3	316.4	0.1861	0.0097	0.0133	0.962	0.429	1.035
480	12.25	191.4	129.2	320.5	0.2100	0.0098	0.0135	0.959	0.433	1.035
490	13.87	196.6	128.0	324.7	0.2364	0.0100	0.0138	0.955	0.437	1.036
494.8	14.71	199.1	127.5	326.6	0.2499	0.0100	0.0139	0.953	0.438	1.036
500	15.66	201.9	126.9	328.8	0.2653	0.0101	0.0140	0.951	0.441	1.036
510	17.63	207.2	125.7	332.9	0.2969	0.0102	0.0143	0.946	0.444	1.037
520	19.79	212.6	124.5	337.1	0.3315	0.0103	0.0145	0.942	0.448	1.037
530	22.15	218.0	123.3	341.3	0.3692	0.0104	0.0148	0.937	0.452	1.038
540	24.72	223.5	122.1	345.5	0.4102	0.0105	0.0150	0.932	0.456	1.039
550	27.51	228.9	120.8	349.7	0.4547	0.0107	0.0153	0.926	0.460	1.040
560	30.54	234.5	119.5	354.0	0.5030	0.0108	0.0156	0.920	0.464	1.040
570	33.83	240.0	118.2	358.2	0.5554	0.0109	0.0158	0.914	0.468	1.041
580	37.37	245.6	116.9	362.5	0.6119	0.0110	0.0161	0.908	0.472	1.042
590	41.20	251.2	115.6	366.8	0.6730	0.0111	0.0164	0.902	0.476	1.044
600	45.31	256.9	114.2	371.1	0.7389	0.0113	0.0166	0.895	0.480	1.045
610	49.73	262.6	112.8	375.4	0.8099	0.0114	0.0169	0.888	0.484	1.046
620	54.47	268.3	111.4	379.7	0.8864	0.0115	0.0172	0.880	0.488	1.048
630	59.53	274.1	109.9	384.0	0.9686	0.0117	0.0175	0.873	0.492	1.049
640	64.95	279.9	108.4	388.3	1.057	0.0118	0.0177	0.865	0.496	1.051
650	70.73	285.8	106.9	392.6	1.152	0.0119	0.0180	0.857	0.501	1.053
660	76.89	291.7	105.3	397.0	1.254	0.0121	0.0183	0.848	0.505	1.055
670	83.44	297.6	103.7	401.3	1.364	0.0122	0.0186	0.839	0.509	1.057
680	90.40	303.6	102.0	405.6	1.481	0.0124	0.0189	0.830	0.514	1.060
690	97.79	309.6	100.3	409.9	1.608	0.0125	0.0191	0.820	0.519	1.062

Anexo B. Propiedades termodinámicas del Dowtherm A.

Table 5—Saturated Vapor Properties of DOWTHERM A Fluid (SI Units)

TEMP °C	VAPOR PRESSURE bar	LIQUID ENTHALPY kJ/kg	LATENT HEAT kJ/kg	VAPOR ENTHALPY kJ/kg	VAPOR DENSITY kg/m ³	VAPOR VISCOSITY mPa sec	VAPOR THERMAL COND. W/mK	Z _{VAPOR}	SPECIFIC HEAT (c _p) kJ/kg K	RATIO OF SPECIFIC HEATS c _p /c _v
12	0.00	0.0	409.0	409.0		0.0053	0.0074	1.000	1.032	1.050
15	0.00	4.9	407.2	412.1		0.0054	0.0075	1.000	1.044	1.050
20	0.00	13.1	404.4	417.4		0.0055	0.0078	1.000	1.062	1.050
25	0.00	21.3	401.5	422.8		0.0056	0.0081	1.000	1.081	1.049
30	0.00	29.5	398.8	428.3		0.0057	0.0084	1.000	1.100	1.048
35	0.00	37.7	396.1	433.8		0.0058	0.0086	1.000	1.118	1.047
40	0.00	46.0	393.4	439.5		0.0059	0.0089	1.000	1.137	1.046
45	0.00	54.4	390.9	445.2	0.0011	0.0060	0.0092	1.000	1.155	1.045
50	0.00	62.7	388.3	451.0	0.0015	0.0061	0.0095	1.000	1.173	1.045
55	0.00	71.2	385.8	457.0	0.0021	0.0062	0.0098	1.000	1.191	1.044
60	0.00	79.6	383.4	463.0	0.0029	0.0062	0.0101	1.000	1.209	1.043
65	0.00	88.1	380.9	469.1	0.0040	0.0063	0.0104	1.000	1.227	1.043
70	0.00	96.7	378.6	475.2	0.0053	0.0064	0.0107	1.000	1.245	1.042
75	0.00	105.3	376.2	481.5	0.0072	0.0065	0.0110	1.000	1.262	1.041
80	0.00	114.0	373.9	487.9	0.0095	0.0066	0.0113	1.000	1.280	1.041
85	0.00	122.7	371.6	494.3	0.0125	0.0067	0.0116	1.000	1.297	1.040
90	0.00	131.5	369.4	500.8	0.0162	0.0068	0.0120	0.999	1.315	1.040
95	0.00	140.3	367.1	507.4	0.0210	0.0069	0.0123	0.999	1.332	1.039
100	0.01	149.2	364.9	514.1	0.0268	0.0070	0.0126	0.999	1.349	1.039
105	0.01	158.1	362.7	520.9	0.0341	0.0071	0.0129	0.999	1.366	1.038
110	0.01	167.1	360.6	527.7	0.0430	0.0072	0.0133	0.999	1.382	1.038
115	0.01	176.2	358.4	534.6	0.0538	0.0073	0.0136	0.999	1.399	1.037
120	0.01	185.4	356.3	541.6	0.0669	0.0074	0.0139	0.998	1.416	1.037
125	0.02	194.6	354.1	548.7	0.0826	0.0075	0.0143	0.998	1.432	1.037
130	0.02	203.8	352.0	555.9	0.1013	0.0076	0.0146	0.998	1.448	1.036
135	0.03	213.2	349.9	563.1	0.1235	0.0077	0.0149	0.997	1.464	1.036
140	0.03	222.6	347.8	570.4	0.1498	0.0078	0.0153	0.997	1.481	1.036
145	0.04	232.1	345.7	577.8	0.1806	0.0078	0.0156	0.996	1.497	1.035
150	0.05	241.6	343.6	585.2	0.2165	0.0079	0.0160	0.995	1.512	1.035
155	0.06	251.2	341.5	592.7	0.2583	0.0080	0.0163	0.995	1.528	1.035
160	0.07	260.9	339.4	600.3	0.3065	0.0081	0.0167	0.994	1.544	1.035
165	0.08	270.7	337.3	608.0	0.3621	0.0082	0.0170	0.993	1.560	1.035
170	0.09	280.5	335.2	615.7	0.4257	0.0083	0.0174	0.992	1.575	1.034
175	0.11	290.4	333.1	623.5	0.4984	0.0084	0.0178	0.991	1.590	1.034
180	0.13	300.4	331.0	631.3	0.5809	0.0085	0.0181	0.990	1.606	1.034
185	0.15	310.4	328.8	639.2	0.6744	0.0086	0.0185	0.988	1.621	1.034
190	0.18	320.5	326.7	647.2	0.7798	0.0087	0.0189	0.987	1.636	1.034
195	0.21	330.7	324.6	655.2	0.8984	0.0088	0.0192	0.985	1.651	1.034
200	0.24	340.9	322.4	663.3	1.031	0.0089	0.0196	0.984	1.666	1.034
205	0.28	351.2	320.2	671.5	1.179	0.0090	0.0200	0.982	1.681	1.034
210	0.32	361.6	318.0	679.7	1.344	0.0091	0.0204	0.980	1.696	1.034
215	0.37	372.1	315.8	687.9	1.528	0.0092	0.0207	0.978	1.711	1.034
220	0.42	382.6	313.6	696.2	1.730	0.0093	0.0211	0.975	1.726	1.034
225	0.48	393.2	311.4	704.6	1.954	0.0094	0.0215	0.973	1.741	1.034
230	0.54	403.9	309.1	713.0	2.201	0.0095	0.0219	0.970	1.755	1.034
235	0.61	414.6	306.8	721.4	2.471	0.0096	0.0223	0.967	1.770	1.035
240	0.69	425.4	304.5	729.9	2.768	0.0097	0.0227	0.964	1.785	1.035
245	0.77	436.3	302.1	738.4	3.092	0.0098	0.0231	0.961	1.799	1.035
250	0.87	447.2	299.8	747.0	3.446	0.0099	0.0234	0.958	1.814	1.036
255	0.97	458.2	297.4	755.6	3.831	0.0100	0.0238	0.954	1.829	1.036
257.1	1.01	462.9	296.4	759.2	4.003	0.0100	0.0240	0.953	1.835	1.036
260	1.08	469.3	294.9	764.3	4.250	0.0101	0.0242	0.951	1.843	1.036
265	1.20	480.5	292.5	773.0	4.704	0.0102	0.0246	0.947	1.858	1.037
270	1.33	491.7	290.0	781.7	5.196	0.0103	0.0250	0.942	1.872	1.037
275	1.48	503.0	287.5	790.4	5.727	0.0104	0.0254	0.938	1.887	1.038
280	1.63	514.3	284.9	799.2	6.301	0.0105	0.0258	0.934	1.902	1.038
285	1.80	525.8	282.3	808.1	6.920	0.0106	0.0263	0.929	1.916	1.039
290	1.98	537.3	279.6	816.9	7.586	0.0107	0.0267	0.924	1.931	1.040
295	2.17	548.8	277.0	825.8	8.302	0.0108	0.0271	0.919	1.946	1.041
300	2.38	560.5	274.2	834.7	9.071	0.0109	0.0275	0.913	1.961	1.042
305	2.60	572.2	271.5	843.6	9.896	0.0110	0.0279	0.908	1.976	1.042
310	2.84	583.9	268.6	852.6	10.78	0.0111	0.0283	0.902	1.991	1.044
315	3.10	595.8	265.8	861.5	11.73	0.0113	0.0287	0.896	2.006	1.045
320	3.37	607.7	262.8	870.5	12.74	0.0114	0.0292	0.889	2.021	1.046
325	3.66	619.7	259.8	879.5	13.82	0.0115	0.0296	0.883	2.036	1.047

APENDICE C
RESUMEN DEL CÁLCULO DE PÉRDIDAS DE CALOR EN
TUBERÍAS

Apéndice C. Resumen del cálculo de pérdidas de calor en tuberías

Tabla # C1. Resumen cálculo de las pérdidas de calor en tuberías sin aislante

Diámetro Nominal pulg.	Diámetro Exterior pulg.	Area / Long. Tubería pie2/pie	Longitud tubería metros pie		Area		Calor perdido sin aislamiento
					Tubería pie2	Total pie2	QSA BTU / H
2,00	2,38	0,62	25,80	84,62	52,64	52.64	144,957
3,00	3,50	0,92	50,40	16,31	151,43	151.43	417,018
4,00	4,50	1,18	25,00	82,00	96,60	96.60	266,020
TOTAL							827,996

Tabla # C2. Resumen cálculo de las pérdidas de calor en tuberías con aislante

Diámetro Nominal pulg.	Espesor aislamiento pulg	Radio exterior con aislamiento Rs (pulg)	Calor perdido qCA BTU / H*pie2	Area con aislam. pie2/pie tub.	Area		Calor perdido con aislamiento	Ahorro calor BTU / H	Eficiencia Aislante %
					Tubería pie2	Total pie2	QCA BTU / H		
2,00	1,50	2,69	55,49	1.4071	119,08	119,08	6,608	138,349	95%
3,00	2,00	3,75	43,03	1.9634	324,58	324,58	13,966	403,053	97%
4,00	2,00	4,25	45,41	2.2252	182,47	641,47	29,131	236,889	89%
TOTAL							49,705	778,291	94%

Apéndice C. Resumen del cálculo de pérdidas de calor en tuberías

Costo combustible (bunker):	1.51	US\$/Gal
Q :	49,705.00	BTU/h
Horas de operación:	8000	Por año
Poder calorífico bunker:	149,500	BTU/Gal
Perdidas de calor en tuberías:	49,705.00	BTU/h
Costo de pérdidas en aislamientos :	4,026.93	US\$/AÑO

ANEXO D
RESUMEN DE CÁLCULO DEL ANÁLISIS ECONÓMICO DE COSTO
MÍNIMO PARA ESPESORES DE AISLAMIENTOS

Apéndice D. Resumen del cálculo de análisis económico de costo mínimo

Para hacer el análisis económico de costo mínimo para los espesores de los aislantes, se utilizó además de los datos para el cálculo de pérdida de calor en las tuberías, el cálculo de la inversión inicial para cada diámetro de tubería para la cañuela y para la manta de fibra de vidrio. Con este dato de inversión inicial se calculó la tasa de pago anual de la inversión para un interés anual del 8% (en dólares) a 5 años . Estos cálculos se resumen en las siguientes tablas:

CASO 1: CAÑUELA

Longitud de la cañuela: 0.9 metros

Número de cañuelas 33

Longitud total: 25 metros

Tabla D1. Cálculo de la inversión inicial utilizando cañuela para tubería en 2”

Diámetro tubería (PULGADAS)	GROSOR AISLAMIENTO(PULGADAS)	PRECIO DOLARES	COSTO TOTAL CAÑUELA	COSTO DE MANO DE OBRA	INVERSION INICIAL
2	1	9.03	300.99	601.97	902.96
2	1.5	10.29	343.12	722.37	1065.49
2	2	11.73	391.16	866.84	1258.00
2	2.5	13.38	445.92	1040.21	1486.13
2	3	15.25	508.35	1248.25	1756.60
2	3.5	17.39	579.52	1497.90	2077.42
2	4	19.82	660.65	1797.48	2458.13

Apéndice D. Resumen del cálculo de análisis económico de costo mínimo

Longitud de la cañuela: 0.9 metros
 Número de cañuelas 67
 Longitud total: 50 metros

Tabla D2. Cálculo de la inversión inicial utilizando cañuela para tubería en 3”

Diámetro tubería (PULGADAS)	GROSOR AISLAMIENTO(PULGADAS)	PRECIO DOLARES	COSTO TOTAL CAÑUELA	COSTO DE MANO DE OBRA	INVERSION INICIAL
3	1	12.83	427.77	855.54	1283.30
3	1.5	14.63	487.66	1026.64	1514.30
3	2	16.68	555.93	1231.97	1787.90
3	2.5	19.01	633.76	1478.37	2112.12
3	3	21.67	722.48	1774.04	2496.52
3	3.5	24.71	823.63	2128.85	2952.48
3	4	28.17	938.94	2554.62	3493.56

Longitud de la cañuela: 0.9 metros
 Número de cañuelas 33
 Longitud total: 25 metros

Tabla D3. Cálculo de la inversión inicial utilizando cañuela para tubería en 4”

Diámetro tubería (PULGADAS)	GROSOR AISLAMIENTO(PULGADAS)	PRECIO DOLARES	COSTO TOTAL CAÑUELA	COSTO DE MANO DE OBRA	INVERSION INICIAL
4	1	8.00	266.67	533.33	800.00
4	1.5	9.12	304.00	640.00	944.00
4	2	10.40	346.56	768.00	1114.56
4	2.5	11.85	395.08	921.60	1316.68
4	3	13.51	450.39	1105.92	1556.31
4	3.5	15.40	513.44	1327.10	1840.55
4	4	17.56	585.33	1592.52	2177.85

CASO 2: Manta de fibra

Tabla D4. Cálculo de la inversión inicial utilizando manta en tubería de 2”

Diámetro tubería (PULG)	ESPEJOR MANTA(PULG)	PRECIO DOLARES/ROLLO	NUMERO DE ROLLOS DE MANTA A USAR	COSTO DE MANTA	COSTO DE MANO DE OBRA	INVERSION INICIAL
2	1	138.86	1.00	138.86	879.65	1018.51
2	1.5	153.91	1.00	153.91	1055.58	1209.50
2	2	170.60	1.00	170.60	1266.70	1437.30
2	2.5	188.92	1.00	188.92	1520.04	1708.96
2	3	239.59	1.00	239.59	1824.05	2063.64
2	3.5	301.89	1.00	301.89	2188.86	2490.75
2	4	380.38	1.00	380.38	2626.63	3007.01
2	4.5	479.28	1.00	479.28	2627.63	3106.91
2	5	603.89	1.00	603.89	2628.63	3232.52

Tabla D5. Cálculo de la inversión inicial utilizando manta en tubería de 3”

Diámetro tubería (PULG)	ESPEJOR MANTA(PULG)	PRECIO DOLARES/ROLLO	NUMERO DE ROLLOS DE MANTA A USAR	COSTO DE MANTA	COSTO DE MANO DE OBRA	INVERSION INICIAL
3	1	138.86	1.50	208.29	879.65	1087.94
3	1.5	153.91	1.50	230.87	1055.58	1286.45
3	2	170.60	1.50	255.89	1266.70	1522.59
3	2.5	188.92	1.50	283.39	1520.04	1803.42
3	3	239.59	1.50	359.39	1824.05	2183.44
3	3.5	301.89	1.50	452.83	2188.86	2641.69
3	4	380.38	1.50	570.57	2626.63	3197.20
3	4.5	479.28	1.50	718.92	2627.63	3346.55
3	5	603.89	1.50	905.84	2628.63	3534.47

Tabla D5. Cálculo de la inversión inicial utilizando manta en tubería de 4”

Diámetro tubería (PULG)	ESPESOR MANTA(PULG)	PRECIO DOLARES/ROLLO	NUMERO DE ROLLOS DE MANTA A USAR	COSTO DE MANTA	COSTO DE MANO DE OBRA	INVERSION INICIAL
4	1	138.86	1.00	138.86	879.65	1018.51
4	1.5	153.91	1.00	153.91	1055.58	1209.50
4	2	170.60	1.00	170.60	1266.70	1437.30
4	2.5	188.92	1.00	188.92	1520.04	1708.96
4	3	239.59	1.00	239.59	1824.05	2063.64
4	3.5	301.89	1.00	301.89	2188.86	2490.75
4	4	380.38	1.00	380.38	2626.63	3007.01
4	4.5	479.28	1.00	479.28	2627.63	3106.91
4	5	603.89	1.00	603.89	2628.63	3232.52

Apéndice D. Resumen del cálculo de análisis económico de costo mínimo

Tabla D7. Análisis económico de costo mínimo para espesor de cañuela en tubería de 2”

Diámetro		Longitud tubería		Área		Calor perdido	Espesor aislamiento pulg	Radio exterior con aislamiento Rs (pulg)	Calor perdido qCA BTU / H'pie2	Área		Calor perdido			Ahorro	Eficiencia	Inversión		COSTO
Nominal pulg	Exterior pulg	metros	pie	Tubería pie2	QSA BTU / H	con aislam. pie2/ple tub.				Total pie2	QCA BTU / H	Galones Galones/H	Costo operativo US\$/año	calor BTU / H	Aislante %	Inicial US\$	Pagos US\$/año	Total US\$/año	
2,00	2,38	25,80	84,62	77,52	213,474	1,00	2,19	135,49	1,15	97,03	13,147	0,11	1,366,14	200,327	94%	902,96	226,15	1.592,29	
2,00	2,38	25,80	84,62	77,52	213,474	1,50	2,69	85,85	1,41	119,19	10,232	0,09	1,063,28	203,241	95%	1.634,83	409,45	1.472,74	
2,00	2,38	25,80	84,62	77,52	213,474	2,00	3,19	61,05	1,67	141,34	8,629	0,07	896,64	204,845	96%	1.930,21	483,43	1.380,08	
2,00	2,38	25,80	84,62	77,52	213,474	2,50	3,69	46,50	1,93	163,50	7,603	0,07	790,06	205,871	96%	2.280,24	571,10	1.361,16	
2,00	2,38	25,80	84,62	77,52	213,474	3,00	4,19	37,08	2,19	185,65	6,885	0,06	715,42	206,589	97%	2.695,24	675,04	1.390,46	
2,00	2,38	25,80	84,62	77,52	213,474	3,50	4,69	30,56	2,46	207,80	6,350	0,05	659,86	207,124	97%	3.187,49	798,33	1.458,19	
2,00	2,38	25,80	84,62	77,52	213,474	4,00	5,19	25,81	2,72	229,96	5,935	0,05	616,68	207,539	97%	3.771,54	944,61	1.561,29	
2,00	2,38	25,80	84,62	77,52	213,474	4,50	5,69	22,22	2,98	252,11	5,601	0,05	582,00	207,873	97%	4.450,37	1.114,62	1.696,63	
2,00	2,38	25,80	84,62	77,52	213,474	5,00	6,19	19,42	3,24	274,26	5,326	0,05	553,43	208,148	98%	5.251,44	1.315,26	1.868,69	

Tabla D8. Análisis económico de costo mínimo para espesor de manta en tubería de 2”

Diámetro		Longitud tubería		Área		Calor perdido	Espesor aislamiento pulg	Radio exterior con aislamiento Rs (pulg)	Calor perdido qCA BTU / H'pie2	Área		Calor perdido			Ahorro	Eficiencia	Inversión		COSTO
Nominal pulg	Exterior pulg	metros	pie	Tubería pie2	QSA BTU / H	con aislam. pie2/ple tub.				Tubería pie2	QCA BTU / H	Galones Galones/H	Costo operativo US\$/año	calor BTU / H	Aislante %	Inicial US\$	Pagos US\$/año	Total US\$/año	
2,00	2,38	25,80	84,62	77,52	213,474	1,00	2,19	88,85	1,1466	97,03	8,621	0,07	895,84	204,853	96%	1.018,51	255,09	1.150,93	
2,00	2,38	25,80	84,62	77,52	213,474	1,50	2,69	55,52	1,4084	119,19	6,617	0,06	687,60	206,857	97%	1.209,50	302,93	990,53	
2,00	2,38	25,80	84,62	77,52	213,474	2,00	3,19	39,21	1,6702	141,34	5,542	0,05	575,86	207,932	97%	1.437,30	359,98	935,84	
2,00	2,38	25,80	84,62	77,52	213,474	2,50	3,69	29,75	1,9320	163,50	4,863	0,04	505,38	208,610	98%	1.708,96	428,02	933,40	
2,00	2,38	25,80	84,62	77,52	213,474	3,00	4,19	23,66	2,1938	185,65	4,393	0,04	456,45	209,081	98%	2.063,64	516,85	973,30	
2,00	2,38	25,80	84,62	77,52	213,474	3,50	4,69	19,46	2,4556	207,80	4,044	0,03	420,25	209,429	98%	2.490,75	623,82	1.044,07	
2,00	2,38	25,80	84,62	77,52	213,474	4,00	5,19	16,41	2,7174	229,96	3,775	0,03	392,24	209,699	98%	3.007,01	753,12	1.145,36	
2,00	2,38	25,80	84,62	77,52	213,474	4,50	5,69	14,12	2,9792	252,11	3,559	0,03	369,81	209,915	98%	3.106,91	778,14	1.147,96	
2,00	2,38	25,80	84,62	77,52	213,474	5,00	6,19	12,33	3,2410	274,26	3,382	0,03	351,39	210,092	98%	3.232,52	809,61	1.161,00	

Apéndice D. Resumen del cálculo de análisis económico de costo mínimo

Tabla D9. Análisis económico de costo mínimo para espesor de cañuela en tubería de 3”

Diámetro Nominal pulg.	Exterior pulg.	Longitud tubería		Área Tubería pie2	Calor perdido QSA BTU / H	Espesor aislamiento pulg	Radio exterior con aislamiento Rs (pulg)	Calor perdido qCA BTU / H'pie2	Área con aislam. pie2/pie tub.	Tubería pie2	Calor perdido			Ahorro calor BTU / H	Eficiencia Aislante %	Inversión		COSTO Total US\$/año
		metros	pie								QCA BTU / H	Galones Galones/H	operativo US\$/año			Inicial US\$	Pagos US\$/año	
3,00	3,50	50,40	165,31	151,43	417,018	1,00	2,75	144,53	1,4399	238,03	34,401	0,30	3.574,74	382,617	92%	1.283,30	321,41	3.896,15
3,00	3,50	50,40	165,31	151,43	417,018	1,50	3,25	93,09	1,7016	281,30	26,185	0,22	2.721,00	390,833	94%	1.514,30	379,27	3.100,27
3,00	3,50	50,40	165,31	151,43	417,018	2,00	3,75	66,89	1,9634	324,58	21,710	0,19	2.255,99	395,308	95%	1.786,87	447,53	2.703,53
3,00	3,50	50,40	165,31	151,43	417,018	2,50	4,25	51,31	2,2252	367,86	18,874	0,16	1.961,21	398,145	95%	2.108,51	528,09	2.489,30
3,00	3,50	50,40	165,31	151,43	417,018	3,00	4,75	41,11	2,4870	411,13	16,902	0,14	1.756,38	400,116	96%	2.488,04	623,15	2.379,53
3,00	3,50	50,40	165,31	151,43	417,018	3,50	5,25	33,99	2,7488	454,41	15,446	0,13	1.605,03	401,572	96%	2.935,89	735,31	2.340,34
3,00	3,50	50,40	165,31	151,43	417,018	4,00	5,75	28,78	3,0106	497,69	14,321	0,12	1.488,14	402,697	97%	3.464,35	867,67	2.355,81
3,00	3,50	50,40	165,31	151,43	417,018	4,50	6,25	24,81	3,2724	540,97	13,423	0,12	1.394,82	403,595	97%	4.087,93	1.023,85	2.418,67
3,00	3,50	50,40	165,31	151,43	417,018	5,00	6,75	21,72	3,5342	584,24	12,687	0,11	1.318,36	404,331	97%	4.823,76	1.208,14	2.526,50

Tabla D10. Análisis económico de costo mínimo para espesor de manta en tubería de 3”

Diámetro Nominal pulg.	Exterior pulg.	Longitud tubería		Área Tubería pie2	Calor perdido QSA BTU / H	Espesor aislamiento pulg	Radio exterior con aislamiento Rs (pulg)	Calor perdido qCA BTU / H'pie2	Área con aislam. pie2/pie tub.	Tubería pie2	Calor perdido			Ahorro calor BTU / H	Eficiencia Aislante %	Inversión		COSTO Total US\$/año
		metros	pie								QCA BTU / H	Galones Galones/H	operativo US\$/año			Inicial US\$	Pagos US\$/año	
3,00	3,50	50,40	165,31	151,43	417,018	1,00	2,75	95,02	1,4399	238,03	22,616	0,19	2.350,10	394,402	95%	1.087,94	272,48	2.622,58
3,00	3,50	50,40	165,31	151,43	417,018	1,50	3,25	60,32	1,7016	281,30	16,968	0,15	1.763,16	400,051	96%	1.286,45	322,20	2.085,36
3,00	3,50	50,40	165,31	151,43	417,018	2,00	3,75	43,03	1,9634	324,58	13,966	0,12	1.451,24	403,053	97%	1.522,59	381,34	1.832,58
3,00	3,50	50,40	165,31	151,43	417,018	2,50	4,25	32,86	2,2252	367,86	12,089	0,10	1.256,18	404,930	97%	1.803,42	451,68	1.707,86
3,00	3,50	50,40	165,31	151,43	417,018	3,00	4,75	26,26	2,4870	411,13	10,796	0,09	1.121,81	406,222	97%	2.183,11	646,86	1.668,69
3,00	3,50	50,40	165,31	151,43	417,018	3,50	5,25	21,67	2,7488	454,41	9,846	0,08	1.023,16	407,172	98%	2.641,69	661,63	1.684,79
3,00	3,50	50,40	165,31	151,43	417,018	4,00	5,75	18,32	3,0106	497,69	9,116	0,08	947,29	407,902	98%	3.197,20	800,76	1.748,05
3,00	3,50	50,40	165,31	151,43	417,018	4,50	6,25	15,78	3,2724	540,97	8,535	0,07	886,92	408,483	98%	3.346,55	838,16	1.725,09
3,00	3,50	50,40	165,31	151,43	417,018	5,00	6,75	13,80	3,5342	584,24	8,061	0,07	837,60	408,958	98%	3.534,47	885,23	1.722,83

Apéndice D. Resumen del cálculo de análisis económico de costo mínimo

Tabla D11. Análisis económico de costo mínimo para espesor de cañuela en tubería de 4”

Diámetro Nominal pulg.	Diámetro Exterior pulg.	Longitud tubería		Área Tubería pie ²	Calor perdido QSA BTU / H	Espesor aislamiento pulg	Radio exterior con aislamiento Rs (pulg)	Calor perdido qCA BTU / H'pie ²	Área		Calor perdido			Ahorro calor BTU / H	Eficiencia Aislante %	Inversión		COSTO Total US\$/año
		metros	pie						con aislam. pie ² /pie tub.	Tubería pie ²	QCA BTU / H	Galones Galones/H	Operativo US\$/año			Inicial US\$	Pagos US\$/año	
4,00	4,50	25,00	82,00	96,63	266.020	1,00	3,25	145,68	1,7016	139,53	20.865	0,18	2.170,22	245.135	92%	800,00	200,37	2.370,58
4,00	4,50	25,00	82,00	96,63	266.020	1,50	3,75	97,43	1,9634	161,00	15.666	0,13	1.630,00	250.334	94%	944,00	236,43	1.866,43
4,00	4,50	25,00	82,00	96,63	266.020	2,00	4,25	70,53	2,2252	182,47	12.869	0,11	1.337,22	253.151	95%	1.113,92	278,99	1.616,21
4,00	4,50	25,00	82,00	96,63	266.020	2,50	4,75	54,38	2,4870	203,94	11.051	0,10	1.152,48	254.929	96%	1.314,43	329,21	1.481,69
4,00	4,50	25,00	82,00	96,63	266.020	3,00	5,25	43,75	2,7488	225,40	9.861	0,08	1.024,88	256.159	96%	1.551,02	388,48	1.413,12
4,00	4,50	25,00	82,00	96,63	266.020	3,50	5,75	36,28	3,0106	245,87	8.955	0,08	930,59	257.065	97%	1.830,21	458,39	1.388,97
4,00	4,50	25,00	82,00	96,63	266.020	4,00	6,25	30,78	3,2724	263,34	8.259	0,07	858,20	257.761	97%	2.159,64	540,90	1.399,10
4,00	4,50	25,00	82,00	96,63	266.020	4,50	6,75	26,59	3,5342	289,80	7.705	0,07	800,61	258.316	97%	2.548,38	638,26	1.438,87
4,00	4,50	25,00	82,00	96,63	266.020	5,00	7,25	23,30	3,7960	311,27	7.252	0,06	753,57	258.768	97%	3.007,09	753,14	1.506,72

Tabla D12. Análisis económico de costo mínimo para espesor de manta en tubería de 4”

Diámetro Nominal pulg.	Diámetro Exterior pulg.	Longitud tubería		Área Tubería pie ²	Calor perdido QSA BTU / H	Espesor aislamiento pulg	Radio exterior con aislamiento Rs (pulg)	Calor perdido qCA BTU / H'pie ²	Área		Calor perdido			Ahorro calor BTU / H	Eficiencia Aislante %	Inversión		COSTO Total US\$/año
		metros	pie						con aislam. pie ² /pie tub.	Tubería pie ²	QCA BTU / H	Galones Galones/H	Operativo US\$/año			Inicial US\$	Pagos US\$/año	
4,00	4,50	25,00	82,00	96,63	266.020	1,00	3,25	98,54	1,7016	139,53	13.750	0,12	1.428,82	252.270	95%	1.018,51	255,09	1.683,92
4,00	4,50	25,00	82,00	96,63	266.020	1,50	3,75	63,21	1,9634	161,00	10.177	0,09	1.057,49	255.843	96%	1.209,50	302,93	1.360,42
4,00	4,50	25,00	82,00	96,63	266.020	2,00	4,25	45,41	2,2252	182,47	8.287	0,07	861,08	257.734	97%	1.437,30	359,98	1.221,06
4,00	4,50	25,00	82,00	96,63	266.020	2,50	4,75	34,86	2,4870	203,94	7.110	0,06	738,81	258.910	97%	1.708,96	428,02	1.166,83
4,00	4,50	25,00	82,00	96,63	266.020	3,00	5,25	27,96	2,7488	225,40	6.303	0,05	654,95	259.717	98%	2.063,64	516,85	1.171,80
4,00	4,50	25,00	82,00	96,63	266.020	3,50	5,75	23,14	3,0106	245,87	5.712	0,05	593,59	260.308	98%	2.490,75	623,82	1.217,42
4,00	4,50	25,00	82,00	96,63	266.020	4,00	6,25	19,60	3,2724	263,34	5.260	0,05	546,60	260.760	98%	3.007,01	753,12	1.299,72
4,00	4,50	25,00	82,00	96,63	266.020	4,50	6,75	16,91	3,5342	289,80	4.902	0,04	509,33	261.119	98%	3.106,91	778,14	1.287,47
4,00	4,50	25,00	82,00	96,63	266.020	5,00	7,25	14,81	3,7960	311,27	4.609	0,04	478,98	261.411	98%	3.232,52	809,61	1.288,58