

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA

Facultad de Ingeniería

“Diseño de un sistema de recuperación de condensado para disminuir el consumo de diesel y agua de alimentación de una caldera de una planta industrial”

Guatemala

2006

“Diseño de un sistema de recuperación de condensado para disminuir el consumo de diesel y agua de alimentación de una caldera de una planta industrial”

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA

Facultad de Ingeniería



“Diseño de un sistema de recuperación de condensado para disminuir el consumo de diesel y agua de alimentación de una caldera de una planta industrial”

Trabajo de investigación presentado por Astrid Soraya Razuleu Guzmán para optar al grado académico de Licenciada en Ingeniería Química

Guatemala

2006

Vo.Bo. :

(f) _____
Ing. Gamaliel Zambrano Ruano

Tribunal:

(f) _____
Ing. José Eduardo Calderón García

(f) _____
Ing. Gamaliel Zambrano Ruano

(f) _____
Ing. Jorge Luis Muñoz

Fecha de Aprobación: 5 de Diciembre del 2006

PREFACIO

Nuestro rol como Ingenieros Químicos, es tratar de buscar soluciones a problemas existentes en el área de trabajo, es por esto que el diseño del Sistema Recuperador de Condensado nace de la inquietud que me produjo el poder aplicar todos los conocimientos adquiridos durante los cinco años de duración de la carrera, para así poder llegar a mejorar el aprovechamiento de la energía del vapor generado por la caldera de la planta farmacéutica en cuestión.

Para lograr la meta que me había propuesto tuve que investigar y conocer realmente cómo estaba afectando el desaprovechamiento de tal energía a los costos de operación de la caldera y, por ende, a la empresa; para lo cual me avoqué al Ingeniero Luis Castillo, quien me explicó y mostró cómo se encuentra montada la red de distribución del vapor hacia los equipos que los necesitan. A partir del conocimiento del problema, fue que se comenzó a desarrollar la idea del diseño.

Las limitaciones encontradas al realizar el diseño del proyecto se debieron a la falta de experiencia en diseño, especialmente a lo referente a los accesorios para llevar a cabo el montaje (tuberías, material, etc.); sin embargo todas las dudas que se me presentaron las pude resolver con la ayuda del Ingeniero Luis Castillo, a quien le agradezco enormemente por la guía y la ayuda prestada para la realización del diseño de este proyecto, ya que sin su ayuda todo hubiera sido un poco más costoso.

También quiero agradecer:

A Dios y la Virgen María por darme la vida y estar siempre conmigo, dándome la luz y la guía en todos los momentos buenos y malos; para ser así una persona de bien.

A mis padres Mario René Razuleu y Elda Consuelo de Razuleu por todo el cariño, dedicación y esfuerzos que día a día realizan para darme lo mejor y guiarme por el camino del bien; también quiero de todo corazón dedicarles este trabajo que con tanto esfuerzo culminó hoy y que es fruto de su lucha continua por educarme de la mejor forma posible, pues realmente sé que este trabajo significa mucha satisfacción para ellos. Gracias por ser los padres más maravillosos del mundo, los Amo!!!!

A mis hermanos Mónica y Mario por brindarme toda su ayuda y cariño incondicionalmente, y por estar siempre a mi lado apoyándome; son los mejores hermanos que mis papás, Dios y la Virgen María pudieron darme, los Amo!!!!

A mi cuñado David por apoyarme, ayudarme y acompañarme en los momentos malos y buenos de mi vida; gracias por ser un amigo incondicional y por brindarme siempre su cariño.

A mis tíos, Rudy y Licinio por estar siempre conmigo y ser mi apoyo en todo momento. Los quiero mucho y siempre estarán en mi corazón.

A mi madrina Tita (†) que está en cielo por ser siempre mi guía y consejera, y por brindarme siempre todo su amor. Madrina la quiero mucho y sé que usted es el ángel de la guarda que me protege, siempre estará presente en mi vida y corazón. Nunca la olvidaré.

A los Ingenieros, Gamaliel Zambrano y Jorge Luis Muñoz por toda la ayuda brindada en todo momento durante la realización de este trabajo, gracias de todo corazón porque sin su ayuda y guía todo hubiera sido más difícil. ¡Qué Dios los bendiga!

A mis amigas de la Universidad, en especial a Manola, Paula y Mayra por brindarme su ayuda incondicional siempre que la he necesitado y por ser el apoyo en los momentos buenos y malos; quiero que sepan que son personas muy especiales en mi vida y siempre las llevaré en mi corazón. ¡Gracias de verdad por todo su cariño y amistad!

A todos mis amigos en general, pero en especial a Luis Roberto, Augusto, Luis Arturo, Doris, Mónica, Adolfo, Juan Manuel, Rossana y Yeimi por apoyarme en el camino recorrido y por compartir conmigo momentos buenos y malos. Gracias por su amistad, cariño y apoyo brindado, los llevaré siempre en mi corazón.

A la empresa Farmacéutica en cuestión por brindarme todo su apoyo y brindarme la información necesaria para poder llevar a cabo el presente trabajo. También agradezco a todos los buenos amigos con los que cuento en dicha empresa por su ayuda y comprensión cuando necesite de permisos para darle seguimiento al proyecto. Muchas gracias a todos, los llevaré siempre en mi corazón.

A la Universidad del Valle de Guatemala por ser mi “Alma Matter” y permitirme adquirir muchos de los conocimientos que hoy aplico en la realización de este proyecto y por darme la oportunidad de conocer gente maravillosa.

RESUMEN

En este trabajo se presenta el diseño de un Sistema Recuperador de Condensado abierto para una planta Farmacéutica en la Ciudad de Guatemala, que permita disminuir el consumo de diesel y agua cruda que son alimentados a la caldera así como la reducción de los productos químicos utilizados para el tratamiento de dicha agua, logrando de esta manera disminuir los costos de operación de la caldera de 112 kW (150 hp).

Debido a la ubicación de los equipos que contienen el condensado formado, se determinó diseñar dos Sistemas Recuperadores de Condensado, uno que abarca los equipos del área técnica 1 y otro para los equipos del área técnica 2 y 3. Es necesario enfatizar en que la formación de condensado es mayor en el área técnica 2 y 3, por lo cual en dichas áreas el tanque recolector de condensado cuenta con mayor capacidad que el ubicado en el área técnica 1.

Por lo tanto, el tanque recolector del área técnica 2 y 3 tiene una capacidad de 0.058 m³ (15.30 galones), 0.27 m de diámetro, 0.99 m de largo y con un diámetro de línea de venteo de 0.08 m; a diferencia del tanque ubicado en el área técnica 1 es de 0.021 m³ (5.51 galones), 0.16 m de diámetro, 0.99 m de largo y con un diámetro de línea de venteo de 0.05 m.

Con la implementación de dicho sistema se estima tener un ahorro de diesel de 32.65 m³/año (8,623.33 gal/año), debido al ahorro de 17,085.92 m³/año (4,513,586.80 gal/año) de agua, que a su vez produce un ahorro de 0.66 kg/año (175.44 gal/año) de productos químicos utilizados para el tratamiento del agua cruda alimentada a la caldera, lo cual produce una disminución en el costo de operación de la caldera, el cual será de Q 269,088.68.

La inversión necesaria para llevar a cabo el proyecto es de Q 203,172.31, con un tiempo de recuperación de la inversión de 0.98 años.

ABSTRACT

The following document presents the design of a Recuperating System of an open Condenser intended to be used in a Pharmaceutical Industry located in Guatemala City; that will reduce the diesel consumption and the raw water feeding the boiler; as well as a chemical product reduction utilized in the water treatment procedure. We will successfully reduce the boiler's operational cost as 112 kW (150 hp).

Due to the equipment location that contains the obtained condensation two Recuperation Systems were established. System number one takes care of Technical Area 1 and System number two takes care of technical area 2 and 3. Because there is more condensation in technical area 2 and 3 there is a condensation retrieving tank bigger with a capacity of 0.058 m³, 0.27 m wide, 0.99 m length, 0.08 m vent line compared to technical area 1 that has a capacity of 0.021 m³, 0.16 m wide, 0.99 m length and 0.05 m vent line.

With this set implementation we estimate a diesel saving of 32.65 m³ per year (8,623.33 gallons per year) due from the water saving of 17,085.92 m³ per year (4,513,586.80 gallons per year) that produces a saving of 0.66 kg per year (175.44 gallons per year) in chemical products used for the raw water treatment feeding the boiler, which produces operational reduction costs of the boiler which would be Q 269,088.68.

The estimated investment needed for the completion of this project would be Q 203,172.31 with a 0.98 years recuperation investment plan.

ÍNDICE

	Página
PREFACIO	ii
RESUMEN.....	v
ABSTRACT	vi
ÍNDICE DE TABLAS.....	viii
ÍNDICE DE FIGURAS	x
Capítulos	
I. INTRODUCCIÓN	1
II. ANTECEDENTES	2
A. Calderas	2
1. Clasificación de las calderas.....	2
a. Acuotubulares.....	2
b. Piro tubulares.....	2
B. Conceptos básicos de vapor	3
1. Vapor espontáneo (flash).....	3
a. ¿Cómo se forma el vapor espontáneo (flash)?.....	3
C. Sistema de Recuperación de Condensado	4
1. ¿Qué es el condensado?.....	4
a. Necesidad de drenar el Sistema de Distribución	4
b. Necesidad de drenar la unidad de Transferencia de Calor.....	4
2. Manejo del condensado	5
3. Tipos de sistemas de retorno de condensado	6
a. Sistema abierto	6
b. Sistema cerrado	7
c. Sistema de vaporización instantánea	8
4. Componentes en sistemas de vapor y condensado	9
5. Diseño de sistemas de condensado.....	10
a. Diámetro de la tubería	10
b. Evitar la inundación de líneas.....	11
c. Elevación de condensado.....	11
d. Bombeo	12
e. Tanques de vaporización instantánea	15
f. Corrosión	16
III. JUSTIFICACIÓN	17
IV. OBJETIVOS	18
A. Objetivo general.....	18
B. Objetivos específicos	18
V. PROBLEMA A RESOLVER	19

VI.	METODOLOGÍA	20
A.	Análisis previo	20
B.	Análisis cuantitativo y diseño del sistema recuperador de condensado	20
C.	Análisis final	21
VII.	RESULTADOS.....	22
VIII.	DISCUSIÓN	29
IX.	CONCLUSIONES	32
X.	RECOMENDACIONES.....	33
XI.	BIBLIOGRAFÍA	34
XII.	APÉNDICE.....	35
A.	Tablas de datos y cálculos realizados.....	35
1.	Datos de operación de los equipos y temperatura ambiente de trabajo	35
2.	Propiedades físicas y químicas necesarias para realizar el Balance de masa y energía en cada equipo, a partir de las condiciones de operación establecidas para los mismo.....	35
3.	Cálculos realizados para determinar el Balance de Masa y Energía para ambas áreas técnicas.....	37
4.	Datos requeridos y calculados para determinar el Balance de masa y energía de la Caldera antes del proyecto y con el proyecto	39
5.	Datos requeridos y calculados para determinar la capacidad de las bombas a utilizar en cada área técnica.....	40
6.	Datos requeridos para determinar el tamaño de los tanques de almacenamiento de condensado en cada área técnica	40
B.	Muestra de los cálculos realizados para el Balance de masa y energía.....	41
1.	Determinación del condensado y el calor requerido en los equipos considerados como serpentines.....	41
2.	Determinación del condensado y el calor requerido en los equipos considerados como Intercambiadores de calor de concha y tubo	43
3.	Determinación del condensado y el calor requerido en los equipos considerados como trampas colectoras de condensado	44
4.	Determinación de la cantidad de energía dada por el diesel consumido y la cantidad de agua alimentada	45
C.	Cálculo de bombas.....	46
D.	Cálculo de tanques recolectores de condensado.....	49
E.	Análisis económico	51
F.	Cotizaciones	55

ÍNDICE DE TABLAS

		Página
Tabla No.1	Flujo másico total del condensado disponible para recuperar en cada área técnica.....	22
Tabla No.2	Dimensiones de los tanques recolectores de condensado.....	22
Tabla No.3	Especificaciones de las bombas a utilizar en cada área técnica.....	22
Tabla No.4	Inversión, VAN, TIR y tiempo de recuperación de la inversión para el Sistema Recuperador de Condensado.....	22
Tabla No.5	Disminución en el consumo de diesel, agua y costos de operación de la caldera al implementar el Sistema Recuperador de Condensado propuesto.....	23
Tabla No.6	Temperatura ambiente de trabajo considerada.....	35
Tabla No.7	Datos de operación de los equipos del área técnica 1, tomados a partir de mediciones.....	35
Tabla No.8	Datos de operación de los equipos del área técnica 2 y 3, tomados a partir de mediciones.....	35
Tabla No.9	Propiedades para los equipos del área técnica 1.....	36
Tabla No.10	Propiedades para los equipos del área técnica 2 y 3.....	36
Tabla No.11	Flujo másico del condensado y la energía requerida en cada equipo del área técnica 1.....	37
Tabla No.12	Flujo másico del condensado y la energía requerida en cada equipo del área técnica 2 y 3.....	37
Tabla No.13	Vapor espontáneo formado en cada equipo del área técnica 1.....	37
Tabla No.14	Vapor espontáneo formado en cada equipo del área técnica 2 y 3.....	38
Tabla No.15	Flujo másico del condensado disponible para recuperar en cada equipo del área técnica 1.....	38
Tabla No.16	Flujo másico del condensado disponible para recuperar en cada equipo del área técnica 2 y 3.....	38
Tabla No.17	Condiciones de operación de la caldera.....	39
Tabla No.18	Cantidad de diesel, agua y productos químicos de tratamiento consumidos por la caldera al no contar con Sistema Recuperador de Condensado.....	39

Tabla No.19	Energía dada por el diesel consumido y la obtenida del vapor generado por la caldera al no contar con Sistema Recuperador de Condensado.....	39
Tabla No.20	Cantidad de diesel, agua y productos químicos de tratamiento consumidos por la caldera al contar con Sistema Recuperador de Condensado.....	39
Tabla No.21	Energía dada por el diesel consumido y la obtenida de la cantidad de agua alimentada por la caldera al contar con Sistema Recuperador de Condensado.....	39
Tabla No.22	Coefficientes de pérdidas (K_f) por fricción para los accesorios utilizados en cada área técnica.....	40
Tabla No.23	Datos requeridos para determinar las pérdidas por fricción en tubería y por accesorios en cada área técnica.....	40
Tabla No.24	Datos requeridos para especificar las bombas de las áreas técnicas.....	40
Tabla No.25	Datos requeridos para dimensionar los tanques recolectores de condensado en cada área técnica.....	40
Tabla No.26	Especificaciones de bombas Armstrong.....	49
Tabla No.27	Dimensiones de tanques recolectores de condensado para un Sistema Abierto....	50
Tabla No.28	Equipos y accesorios tomados en cuenta para determinar la Inversión.....	52
Tabla No.29	Depreciación determinada por el Método SMARC para el flujo de caja con proyecto.....	53
Tabla No.30	Costos variables para el flujo de caja sin proyecto.....	53
Tabla No.31	Costos variables para el flujo de caja con proyecto.....	53
Tabla No.32	Flujo de caja sin proyecto.....	54
Tabla No.33	Flujo de caja con proyecto.....	54
Tabla No.34	Flujo diferencial del proyecto.....	54

ÍNDICE DE FIGURAS

		Página
Figura No.1	Diagrama del sistema abierto de retorno de condensado.....	7
Figura No.2	Diagrama del sistema cerrado de retorno de condensado.....	8
Figura No.3	Diagrama del sistema de vaporización instantánea para el retorno de condensado.....	9
Figura No.4	Diagrama de un sistema típico de condensado.....	10
Figura No.5	Esquema del drenaje correcto del condensado.....	11
Figura No.6	Bomba de condensado de desplazamiento positivo, movida por vapor.....	12
Figura No.7	Proceso de llenado de la bomba de condensado de desplazamiento positivo, movida por vapor.....	13
Figura No.7.1	Comienzo de bombeo de la bomba de condensado de desplazamiento positivo, movida por vapor.....	14
Figura No.7.2	Fin del bombeo de la bomba de condensado de desplazamiento positivo, movida por vapor.....	14
Figura No.7.3	Repetición de llenado de la bomba de condensado de desplazamiento positivo, movida por vapor.....	15
Figura No.8	Balance de masa y energía para los equipos del área técnica 1.....	23
Figura No.9	Balance de masa y energía para los equipos del área técnica 2 y 3.....	24
Figura No.10	Balance de masa y energía para la Caldera antes de contar con el Sistema recuperador de condensado.....	24
Figura No.11	Balance de masa y energía para la caldera al implementar el Sistema Recuperador de Condensado.....	24
Figura No.12	Plano red de retorno de condensado, vista isométrica.....	25
Figura No.13	Plano trampa secadora 1,2 y 3, vista isométrica frontal.....	26
Figura No.14	Plano sistema de bombeo 1, vista isométrica frontal y posterior.....	27
Figura No.15	Plano sistema de bombeo 2, vista isométrica frontal y posterior.....	28

I. INTRODUCCIÓN

El equipo de combustión de mayor uso en las instalaciones industriales, comerciales y de servicio son las calderas, las cuales son utilizadas para transferir energía de un combustible a un fluido que transporta calor a diferentes temperaturas, ya sea para ser utilizados en el proceso o para un calentamiento en diferentes formas; es por esto y debido a las propiedades sobresalientes de transferencia de calor, que el vapor producido por las calderas es ampliamente usado como un medio de energía; por lo que es importante diseñar circuitos de vapor eficientes que eviten desperdicio de vapor, condensado y la energía contenida en él, para lo cual es importante seleccionar adecuadamente los diferentes componentes y accesorios del sistema.

En todas las líneas y equipos de vapor siempre existe condensación, debido al gradiente de temperatura existente entre las paredes interiores en contacto con el vapor y las paredes exteriores que se encuentran a temperatura ambiente (teniendo o no aislamiento). Por lo tanto, con un sistema de recuperación de condensado se recupera, no sólo la masa de agua tratada, sino también la energía térmica contenida en ella; además de recuperar el vapor espontáneo (flash) formado.

Por lo tanto el objetivo de este trabajo, es llevar a cabo el diseño de un sistema de recuperación de condensado que permita recuperar el 90 % de condensado, eliminar por medio de un trapeo el vapor espontáneo (flash) y los gases no condensables, además de disminuir la cantidad de combustible (diesel) y agua consumida por una caldera de 112 kw (150 hp), localizada en una empresa perteneciente a la Industria Farmacéutica Guatemalteca.

Con dicho sistema se obtendrá una disminución de la cantidad de agua cruda alimentada a la caldera, así como el tratamiento aplicado al agua; lo cual a su vez, produce una disminución de combustible (diesel), ya que el condensado recuperado (el cual posee una temperatura de aproximadamente 65 °C) se recirculará al tanque principal y por ende no se necesitará energía adicional para llevar a cabo la vaporización del agua. Todos estos logros se traducirán en menores costos de operación de dicha caldera.

II. ANTECEDENTES

A. Calderas

La caldera es un equipo diseñado para producir vapor para necesidades del proceso, junto con la generación de energía eléctrica o solamente para generar esta última. En cada caso el objetivo está en conseguir el diseño más eficiente y fiable con un costo mínimo, buena circulación, forma simple de los tubos, capacidad, accesibilidad (Perry,2001,p 27-50).

El diseño de las calderas implica la interacción de muchas variables: circulación de agua y de vapor, característica del combustible, sistema de combustión y acceso del calor (equipo de quemadores, recalentador, atemperador, economizador, calentador del aire), cámaras de agua, purificador del vapor (Perry,2001,p 27-50).

1. Clasificación de las calderas. Las calderas de vapor se clasifican, atendiendo a la posición relativa de los gases calientes y del agua, en acuotubulares y pirotubulares (Severns,1981,p 127).

a. Acuotubulares. En dichas calderas el agua o vapor pasan por el interior de los tubos y los gases calientes se hallan en contacto con la superficie externa de los tubos. Las calderas acuotubulares se emplean casi exclusivamente cuando interesa obtener elevadas presiones y rendimientos, ya que los esfuerzos desarrollados en los tubos por las altas presiones, son de tracción en vez de compresión (Severns,1981,p 127).

La limpieza de las calderas acuotubulares se lleva a cabo fácilmente: porque las escamas o incrustaciones se quitan sin dificultad, al utilizar un dispositivo de limpia-tubos movido con agua o aire (Severns,1981,p 127).

b. Pirotubulares. En estas calderas los gases calientes pasan por el interior de los tubos, los cuales se hallan rodeados de agua. Las calderas pirotubulares por lo general tienen un hogar integral (conocido como caja de fuego) limitado por superficies enfriadas por agua (Severns,1981,p 129).

B. Conceptos básicos de vapor

El vapor es un gas invisible que se genera al adicionar energía térmica al agua en una caldera. Se debe agregar una enorme cantidad de energía, para aumentar la temperatura del agua al punto de ebullición; por lo tanto al agregar energía adicional, una vez alcanzado dicho punto, el agua se convierte en vapor (Armstrong,2002,p 10).

El vapor es un medio muy eficiente, que permite fácilmente el control de la transferencia de calor; se utiliza lo más a menudo posible para transportar la energía de una localidad central (como la caldera) a cualquier número de localidades en una planta, cuando se utiliza para calentar aire, agua o para aplicaciones de proceso (Armstrong,2002,p 10).

1. Vapor espontáneo (flash). Es el vapor que se genera cuando el condensado en condiciones de saturación y a una alta presión, se expande súbitamente a una presión más baja (Armstrong,2002,p 9). Dicho vapor es importante, porque guarda unidades de calor o energía que pueden ser aprovechadas para una operación más económica de la planta; de lo contrario esta energía es desperdiciada (Armstrong,2002,p 9).

a. ¿Cómo se forma el vapor espontáneo (flash)? Cuando el agua se calienta a la presión atmosférica, su temperatura se eleva hasta que llega a 100 °C, la temperatura más alta a la que el agua puede existir como líquido a esta presión; cualquier calor adicional no eleva la temperatura, pero sí produce un cambio de estado, es decir, el agua se transforma en vapor (Armstrong,2002,p 9).

El calor que es absorbido por el agua cuando eleva su temperatura hasta el punto de ebullición se llama “calor sensible” o “calor del líquido saturado”. El calor que se necesita para transformar el agua en ebullición a vapor a la misma temperatura se llama “calor latente”. La unidad de calor que se usa comúnmente es el kilojoule (kJ), que es la cantidad de calor necesaria para elevar la temperatura de un kilogramo (kg) de agua, a la presión atmosférica, en un grado Celsius (°C) (Armstrong,2002,p 9).

Sin embargo, si el agua se calienta a presión, su punto de ebullición es más alto que 100 °C y por ende el calor sensible requerido es mayor. Por lo tanto, cuando más alta sea la presión de operación, más alto es el punto de ebullición y mayor el calor requerido; pero cuando la presión se reduce, una cierta cantidad del calor sensible es liberado, entonces dicho calor es absorbido en la forma de calor latente, lo cual causa que una cantidad de agua se convierta en vapor espontáneo (flash) (Armstrong,2002,p 9).

El porcentaje de condensado que se convertirá en vapor espontáneo (flash) se calcula de la siguiente forma:

$$\%Vapor\ espontáneo = \frac{SA - SB}{LL} \times 100$$

donde:

SA= Calor sensible del condensado a la presión mayor antes de ser descargado o liberado

SB= Calor sensible del condensado a la presión menor a la cual es descargado o liberado

LL= Calor latente del vapor a baja presión, a la cual es descargado o liberado el condensado

(Armstrong,2002,p 9)

C. Sistema de Recuperación de Condensado

1. ¿Qué es el condensado? El condensado es un producto secundario de la transferencia de calor en un sistema de vapor. Se forma en el sistema de distribución, debido a la inevitable existencia de la radiación; también se forma en equipos de calentamiento y de proceso, debido a la transferencia de calor del vapor a la sustancia que se desea calentar. Una vez que el vapor se condensa al haber soltado todo su valioso calor latente, el condensado caliente se debe de remover inmediatamente (Armstrong,2002,p 10).

En este punto, el condensado es todavía agua caliente con valor energético y se debe regresar a la caldera, aún cuando el calor disponible en un kilogramo de condensado es relativamente poco, comparado con un kilogramo de vapor (Armstrong,2002,p 10).

a. Necesidad de drenar el Sistema de Distribución. El condensado que se acumula en las líneas de vapor puede ser la causa de cierto tipo de golpe de ariete. Cuando el vapor viaja a velocidades de hasta 160 km/h tiende a producir “olas” al pasar sobre el condensado. Si se ha acumulado demasiado condensado, entonces el vapor a alta velocidad lo estará empujando, lo cual produce un tapón de agua que crece y crece al empujar el líquido delante de él (Armstrong,2002,p 11).

Cualquier componente que trate de cambiar la dirección del flujo- conexiones, válvulas reguladoras, codos, bridas ciegas- puede ser destruido. Asimismo a parte del daño producido por este “golpeteo hidráulico”, el agua a alta velocidad puede causar erosión significativa en las conexiones y tuberías con superficies metálicas (Armstrong,2002,p 11).

b. Necesidad de drenar la unidad de Transferencia de Calor. Cuando el vapor se encuentra con condensado, que ha sido enfriado a una temperatura menor que la del vapor, se puede producir otro tipo de golpe de ariete que se conoce como choque térmico. El vapor ocupa un volumen mucho mayor que el condensado, así que cuando el vapor se condensa de forma repentina se generan ondas de choque que

viajan por todo el sistema. Esta forma de golpe de ariete puede dañar al equipo y básicamente indica que el condensado no está siendo drenado adecuadamente en el sistema (Armstrong,2002,p 11).

Al mismo tiempo, el condensado ocupa espacio dentro de la unidad de transferencia de calor, lo cual reduce el tamaño físico y la capacidad de la unidad. Si el condensado se remueve rápidamente, entonces la unidad está llena de vapor. Pero al condensarse el vapor, se forma una capa de agua dentro de las superficies del intercambiador de calor; además los gases no condensables no se convierten en líquidos y fluyen hacia afuera por gravedad, sino que se acumulan dentro de la unidad y también forman una capa delgada en las superficies del intercambiador de calor. Todos estos elementos son impedimentos para una transferencia de calor adecuada (Armstrong,2002,p 11).

2. Manejo del condensado. La última parte de un sistema de vapor, es el manejo del condensado, ya sea de regreso a la caldera o al drenaje. Por lo tanto, la recuperación del condensado es una operación necesaria por dos motivos: en primer lugar porque si se tira condensado, se está tirando agua tratada cuyo costo es importante; en segundo lugar, el condensado que no está a la temperatura del medio ambiente contiene energía residual, que aunque sea en pequeñas cantidades siempre es valiosa (Rodríguez,2001,p 416).

El calor contenido en el condensado en sistemas de baja presión representa un 10 % del calor total usado para generar el vapor; en cambio, en sistemas de alta presión puede ser mayor del 15 %; es por esto que el manejo adecuado del condensado, lleva al aprovechamiento de este calor, y al aumento de la eficiencia total del sistema de vapor. Por lo tanto, es importante tener en cuenta que al tirar condensado se está desperdiciando energía y por lo tanto aumentan los costos operativos (ICAITI,1990,p 181).

El vapor que se condensa tiene dos calidades importantes y de interés, desde el punto de vista de eficiencia. Primero, contiene calor en una cantidad que puede ser importante comparada con el calor total del vapor. Segundo, el condensado es agua limpia ya tratada, sin sólidos disueltos, con excepción de los que arrastra en su flujo a través de la tubería. El retorno de condensado entonces, implica tres ahorros:

- Ahorro en combustible, debido a su calor sensible (es la energía necesaria para elevar la temperatura del líquido o vapor sin que exista cambio de fase).
- Ahorro en químicos de tratamiento del agua que entra a la caldera.
- Ahorro en combustible debido a la reducción de la purga necesaria para mantener un nivel adecuado de sólidos disueltos en la caldera.

(ICAITI,1990,p 182).

El primero y el tercer ahorro se pueden calcular fácilmente, si se conoce la cantidad de calor que se estaba perdiendo. Ahora bien, el ahorro debido al tratamiento de agua, varían mucho de una planta a

otra, dependiendo del sistema de tratamiento de agua y los productos químicos utilizados (ICAITI,1990,p 181).

En general, una ineficiente remoción del condensado de un sistema de vapor, incrementa los costos de por concepto de energía, por las siguientes razones:

- La presencia del condensado enfría el vapor disminuyendo el calor sensible del mismo, lo que se traduce en una reducción en el aprovechamiento de calor.
- La presencia del condensado en una tubería reduce el área de transmisión de calor, lo cual se traduce en una baja en el calor aprovechado.

(ICAITI,1990,p 181)

Es por esto que la estimación de la cantidad de condensado que está generando cualquier equipo es importante por varias razones:

- Para la instalación de la trampa adecuada.
- Para la instalación de la línea de retorno de condensado adecuada.
- Para conocer el balance del consumo de vapor en la planta.

(ICAITI,1990,p 181)

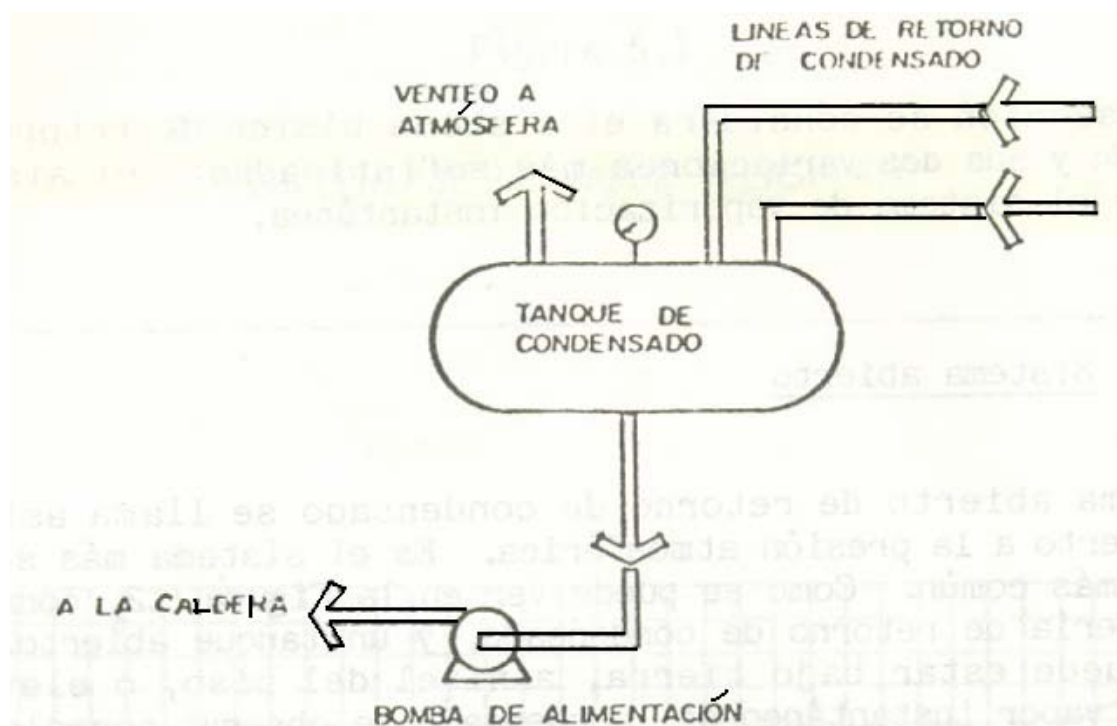
3. **Tipos de Sistemas de Retorno de Condensado.** En esta sección se considera el sistema básico de retorno de condensado y sus dos variaciones más sofisticadas: el sistema cerrado y el sistema de vaporización instantánea (ICAITI,1990,p 187).

a. **Sistema abierto.** El sistema abierto de retorno de condensado, se llama así por estar abierto a la presión atmosférica; es el sistema más sencillo y el más común. Como se puede ver en la figura 1, consiste en la tubería de retorno de condensado y un tanque abierto. El tanque puede estar bajo tierra, a nivel del piso o elevado; debido al vapor instantáneo del condensado, se observa normalmente un venteo o flujo de vapor del tanque. La intensidad de esta fuga de vapor depende de la cantidad de vapor y del calor que pierde este vapor, en su trayectoria a través de la tubería de condensado. Muchas veces el chorro de vapor que sale del tanque de condensado se atribuye a las trampas malas. Las trampas que purgan vapor pueden aumentar el flujo de vapor de escape del tanque, pero es más probable que la causa sea la vaporización instantánea del mismo condensado (ICAITI,1990,p 187).

El aislamiento de la tubería de condensado y del tanque de condensado bajo condiciones de vapor “falsheado” saliendo del escape del tanque no es recomendable. Lo que no se perderá en calor a través de las paredes de la tubería y del tanque, se perderá en el chorro de vapor saliendo del tanque; el flujo

aumentará después de aislar. En realidad, el caso del sistema aislado es peor: ya que en vez de perder solo el calor, se está perdiendo también agua limpia y tratada en forma de vapor (ICAITI,1990,p 187).

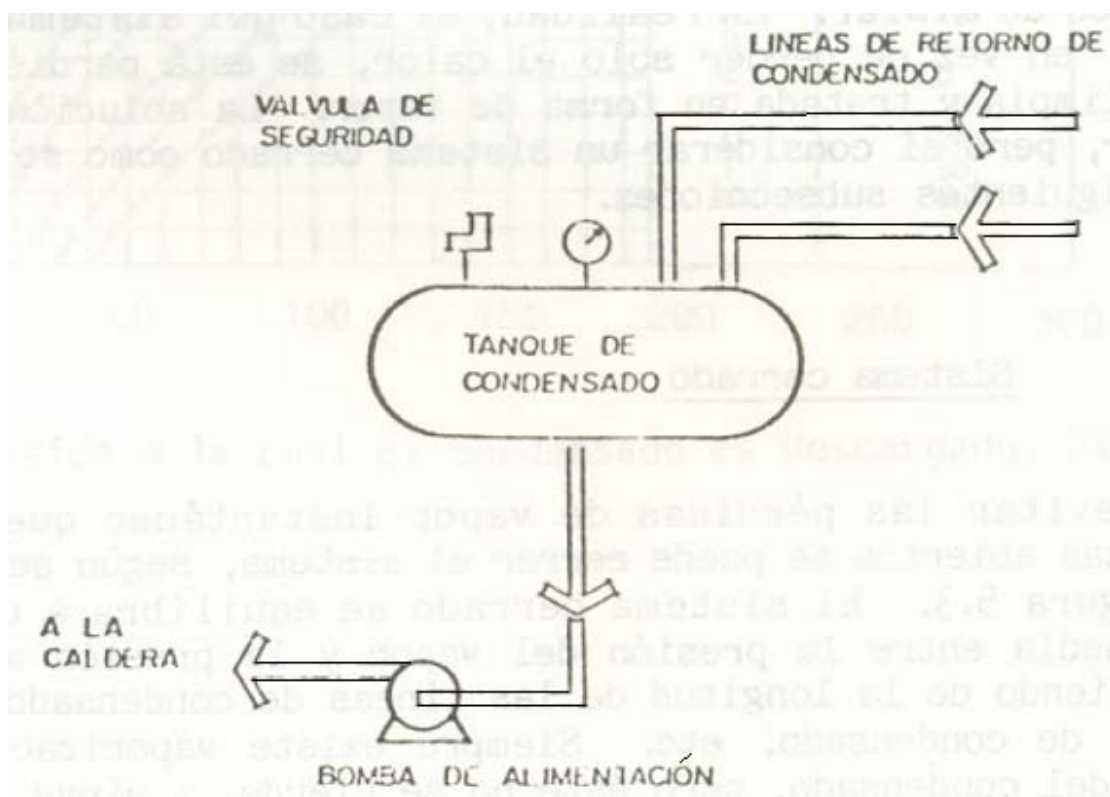
Figura 1- Diagrama del sistema abierto de retorno de condensado



b. Sistema cerrado. Para evitar las pérdidas de vapor instantáneo que se dan en sistemas abiertos se puede cerrar el sistema, según se muestra en la figura 2. El sistema cerrado se equilibra a una presión intermedia entre la presión del vapor y la presión atmosférica, dependiendo de la longitud de las líneas de condensado, la temperatura de condensado, etc. Siempre existe vaporización instantánea del condensado, pero éste no se pierde, y sirve para mantener la presión en el sistema (ICAITI,1990,p 187). El sistema cerrado puede manejar condensado a cualquier temperatura, mandándola de regreso a la caldera sin pérdidas (con la excepción de la pérdida de calor por radiación). Este tipo de sistema definitivamente necesita tener aislamiento (ICAITI,1990,p 187).

Las desventajas del sistema cerrado es que solamente puede acomodar condensado a una presión. Cuando se conecta a diferentes equipos que operan a distintas presiones, el sistema se estabiliza a una presión intermedia, y puede causar contraflujo de condensado en las líneas de baja presión. Para compensar esta importante desventaja, se utiliza un sistema de “vaporización instantánea” (ICAITI,1990,p 187).

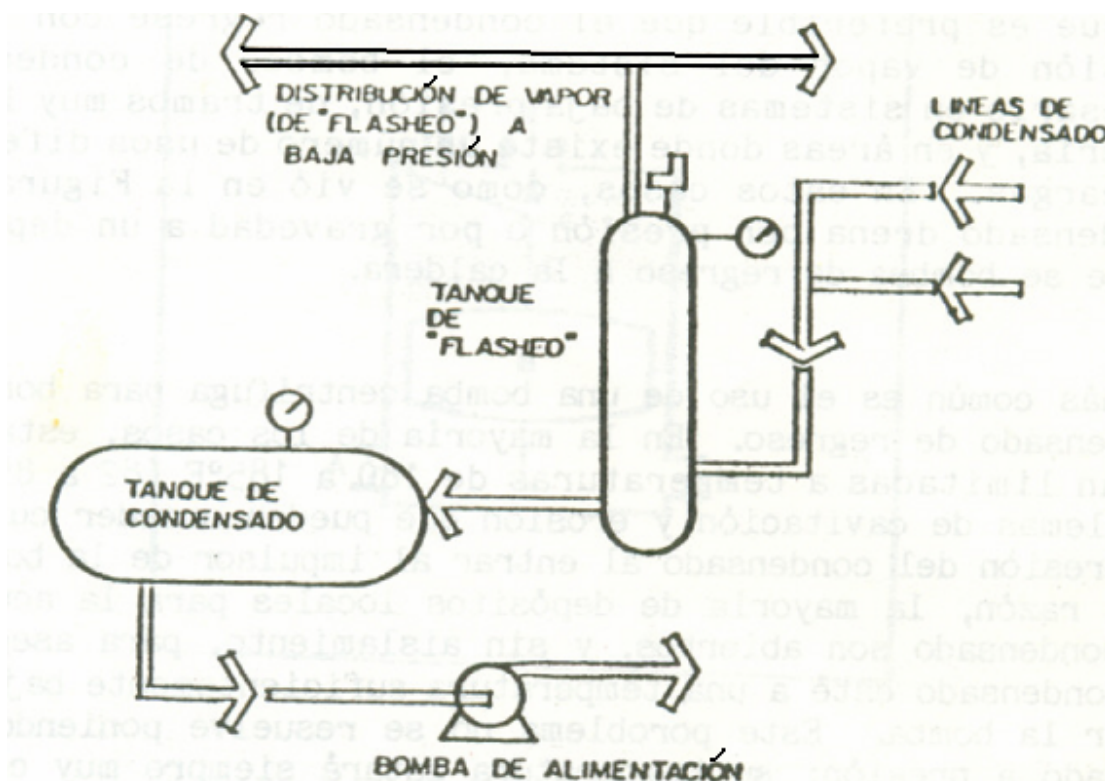
Figura 2 – Diagrama del Sistema cerrado de retorno de condensado



c. Sistema de vaporización instantánea. El sistema de vaporización instantánea para el retorno del condensado combina las ventajas del sistema abierto y del sistema cerrado. Este sistema puede aceptar condensado a diferentes presiones de distintos equipos. El condensado se regresa al cuarto de calderas sin pérdidas de calor, salvo las pérdidas por radiación; al mismo tiempo, el calor y el agua de la vaporización instantánea se puede recuperar por otros usos (ICAITI,1990,p 189).

El sistema de vaporización instantánea está representado en la figura 3; en dicho sistema el condensado que sale a través de las trampas pasa a un tanque de vaporización instantánea, cuyo propósito es separar el vapor instantáneo del condensado que se queda; este vapor sale del tanque de vaporización instantánea a la presión de vaporización instantánea. Normalmente esta presión se mantiene entre 0 a 0.21 MPa (0 a 30 psig), dependiendo de las condiciones y los requerimientos del sistema. El vapor a esta presión tiene varios usos, comúnmente se utiliza en procesos de precalentamiento, donde se puede aprovechar calor a baja temperatura, como por ejemplo, precalentamiento de agua o aire para calderas, aire para secadores, etc (ICAITI,1990,p 189).

Figura 3 – Diagrama del sistema de vaporización instantánea para el retorno de condensado



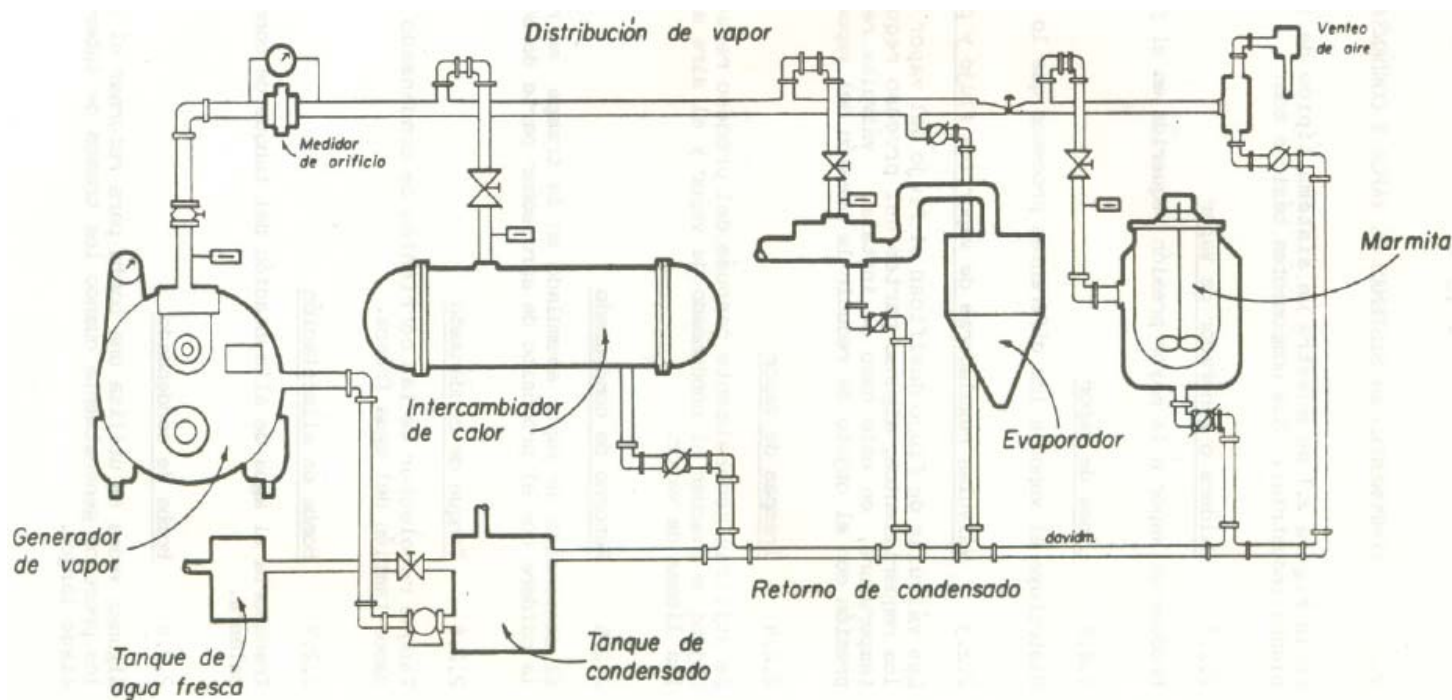
4. Componentes en Sistemas de vapor y condensado. Los componentes básicos en un sistema de vapor y condensado son los siguientes (figura 4):

- Caldera o generador de vapor: Produce el vapor a la mayor presión requerida en el proceso.
- Línea de vapor: Distribuye el vapor a los diferentes procesos que lo requieran.
- Válvulas reguladoras de vapor (de flujo y presión): Las válvulas de flujo dosifican el flujo de vapor de acuerdo a los requerimientos; algunas partes del proceso requieren menor temperatura, en este caso se instalan válvulas reguladoras de presión con el objeto de reducir la presión de vapor.
- Trampas de vapor: Se utilizan generalmente después del proceso requerido con el objeto de evacuar el condensado de vapor y el aire almacenado en las líneas de vapor.
- Retorno de condensado: El condensado de vapor acumulado en la trampa, es recirculado a la caldera con el propósito de aprovechar parte de su calor.
- Tanque de condensado: Tanque recolector de las corrientes de condensado y en algunos casos también del agua fresca.
- Bomba de alimentación: Transporta el agua de alimentación del tanque de condensado a la caldera.

- Bomba de condensado: Algunas veces se utiliza una bomba para recolectar el condensado de los procesos generalmente cuando los tramos de tubería son demasiado largos

(Rodríguez,2001,p 416)

Figura 4 - Diagrama de un sistema típico de condensado



5. Diseño de Sistemas de Condensado. Después de las explicaciones generales de los tres tipos de sistemas de retorno de condensado, esta sección enfoca más específicamente algunos componentes de estos sistemas y algunos problemas que conlleva el retorno de condensado (ICAITI,1990,p 191).

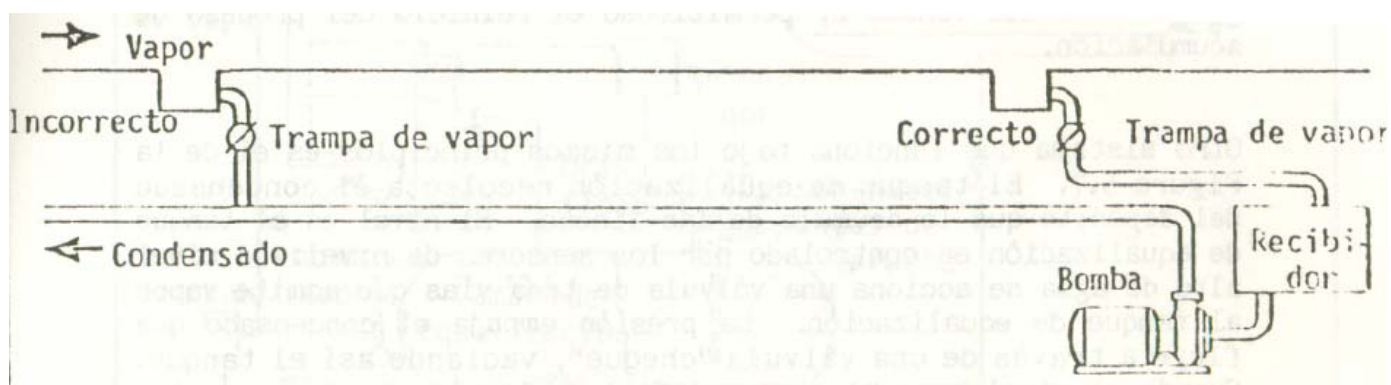
a. Diámetro de la tubería. La selección del diámetro de la tubería de condensado presenta problemas diferentes a los que se encuentra en la selección de tubería de vapor o de agua. El más importante de estos problemas es el vapor instantáneo, ya que por una línea de condensado tiene que pasar tanto el condensado como vapor instantáneo; como el volumen de vapor instantáneo representa más de 30 y hasta 1000 veces el volumen del condensado, es la cantidad de este vapor la que determina el diámetro adecuado de una tubería (ICAITI,1990,p 191).

Es importante que las líneas de condensado tengan una velocidad de flujo razonable y una caída de presión aceptable; una velocidad de 25.4 m/s en las líneas, se considera el promedio de velocidades aceptables y asegura caídas de presión razonables. Debe recordarse que existen menos problemas con

tubería sobredimensionada que con tubería de menos diámetro y alta velocidad. Las altas caídas de presión pueden causar contrapresiones que afectarían la capacidad y la operación de las trampas de vapor (ICAITI,1990,p 191).

b. Evitar la inundación de líneas. Aunque no existan problemas en combinar las descargas de varias trampas en una sola línea de condensado de diámetro adecuado, es importante que no se conecten descargas de trampas a líneas de retorno. Cuando el condensado sale “flasheando” de una trampa y entra a una línea de condensado ya subenfriado, puede dar lugar a un golpe de ariete muy fuerte debido a la expansión del vapor instantáneo y su repentina condensación y contracción en la línea enfriada. Este problema ocurre con más frecuencia, cuando se descarga de una trampa a una línea que regresa de un depósito local de condensado por medio de una bomba; en estos casos es mejor llevar todas las descargas al depósito local y bombear de regreso sin interrupción en la línea; dicha situación se muestra en la figura 5 (ICAITI,1990,p 192).

Figura 5 – Esquema del drenaje correcto del condensado



c. Elevación de condensado. En muchas aplicaciones, el condensado tiene que ser regresado a un tanque o depósito a un nivel más alto que la descarga del sistema. Es importante recordar que es la presión del sistema, a través del orificio de la trampa, y no la trampa misma, lo que hace subir el condensado. Como regla general, 6.9 kPa (1 psi) de presión puede elevar el condensado aproximadamente 0.6 m (2 ft) (ICAITI,1990,p 192).

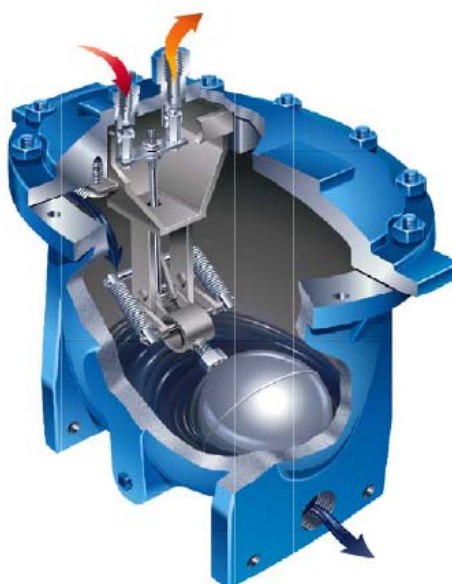
Si se eleva el condensado, siempre se corre el riesgo de golpe de ariete en el sistema. Las trampas y el sistema deberían de estar diseñados para soportar este golpe. La contrapresión en la trampa debida a la elevación del condensado, afecta la capacidad de la misma y debería de tomarse en cuenta al instalar o reemplazar trampas (ICAITI,1990,p 192).

d. Bombeo. Aunque es preferible que el condensado regrese con la misma presión de vapor del sistema, el bombeo de condensado es necesario en sistemas de baja presión, de tramos muy largos de tubería y en áreas donde existe un número de usos diferentes y descargas. En este caso, y como se observa en la figura 6, el condensado drena por presión o por gravedad a un depósito de donde se bombea de regreso a la caldera (ICAITI,1990,p 194).

Lo más común es el uso de una bomba centrífuga para bombear el condensado de regreso. En la mayoría de los casos, dichas bombas están limitadas a temperaturas de 82 °C a 85 °C, por problemas de cavitación y erosión que pueden suceder cuando baja la presión del condensado al entrar al impulsor de la bomba; por esta razón, la mayoría de depósitos locales para la acumulación de condensado son abiertos y sin asilamiento, para asegurar que el condensado esté a una temperatura suficientemente baja para no dañar la bomba. Este problema no se resuelve poniendo el condensado a presión; ya que su temperatura estará siempre muy cercana al punto de saturación, para poder causar cavitación con sólo una pequeña caída de presión (Spirax Sarco,2005,p 300).

Una forma de evitar problemas de cavitación que tienen las bombas centrífugas y que permite el retorno de condensado bajo presión, es el uso de la presión del sistema de vapor para regresar el condensado. Por ejemplo, la bomba centrífuga se puede reemplazar con una bomba de desplazamiento positivo, movida con vapor (Figura 6) (Armstrong,2002,p 178).

Figura 6 – Bomba de condensado de desplazamiento positivo, movida por vapor



El método de funcionamiento de este equipo es muy sencillo, ya que utiliza mecanismo de flote que a medida que llegan fluidos al cuerpo de la bomba, accionan las válvulas de entrada y salida del fluido motriz. Las características principales de este tipo de dispositivos son:

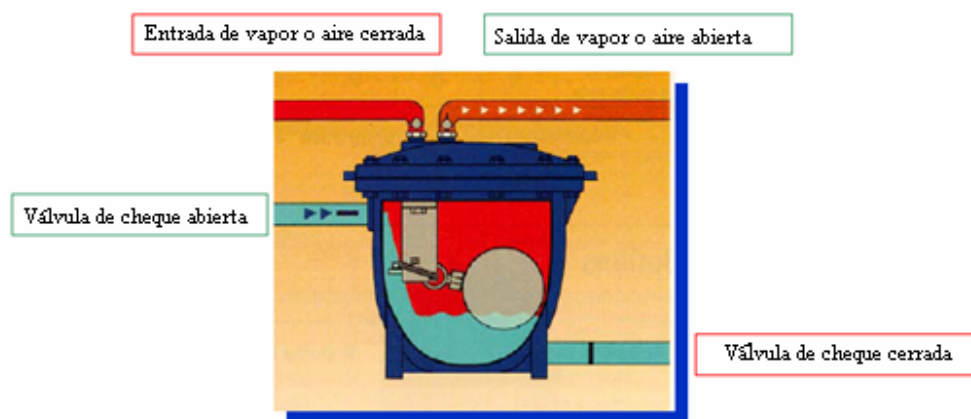
- Operan con mecanismos de flote asistidos por resorte.
- Usan vapor, aire o un gas no corrosivo como presión motriz.
- Pueden ser usado en sistemas de vacío, aplicaciones de fosas, sistemas venteados a la atmósfera y sistemas cerrados.
- Sin usar electricidad, son utilizadas en áreas a prueba de explosión y en sitios remotos.

(Armstrong,2002,p 178)

El funcionamiento de este tipo de sistemas, comprende de manera generalizada los siguientes pasos:

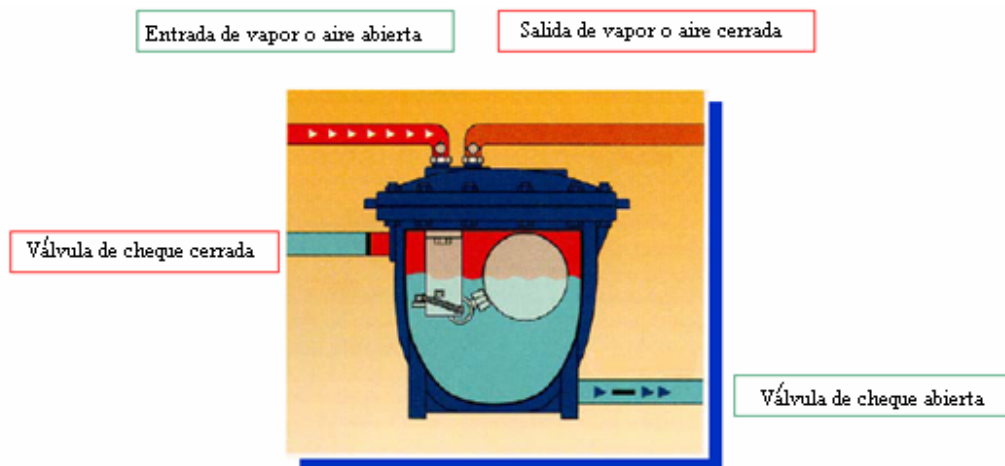
- Paso 1 (Proceso de llenado): Durante el llenado, la entrada de vapor o aire y la válvula de cheque en las descarga están cerradas. Las válvulas de venteo y cheque de la entrada están abiertas (Figura 7) (Armstrong,2002,p 179).

Figura 7 – Proceso de llenado de la bomba de condensado de desplazamiento positivo, movida por vapor



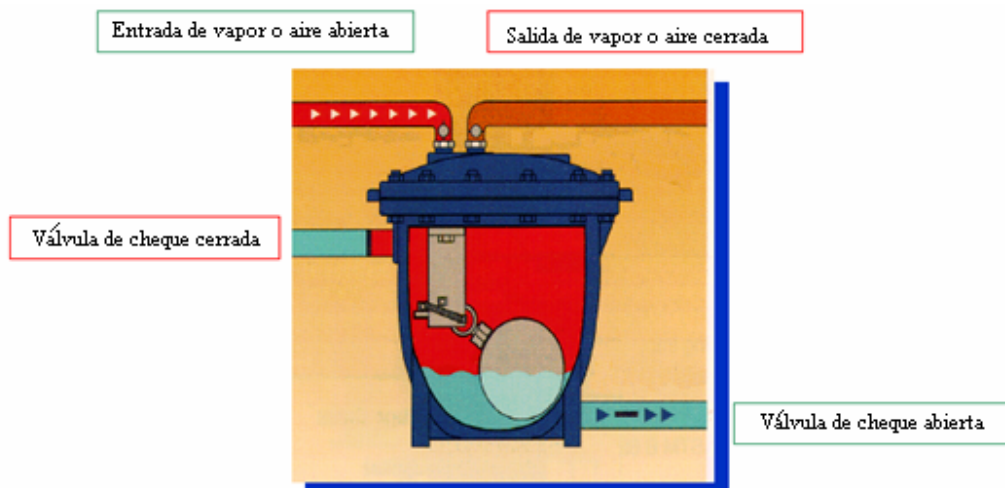
- Paso 2 (Comienzo de bombeo): El flote sube a medida que el nivel de condensado asciende, hasta que el mecanismo pasa a una posición crítica y la acción súbita invierte las posiciones del mecanismo del paso 1 (Figura 7.1) (Armstrong,2002,p 179).

Figura 7.1 – Comienzo de bombeo de la bomba de condensado de desplazamiento positivo, movida por vapor



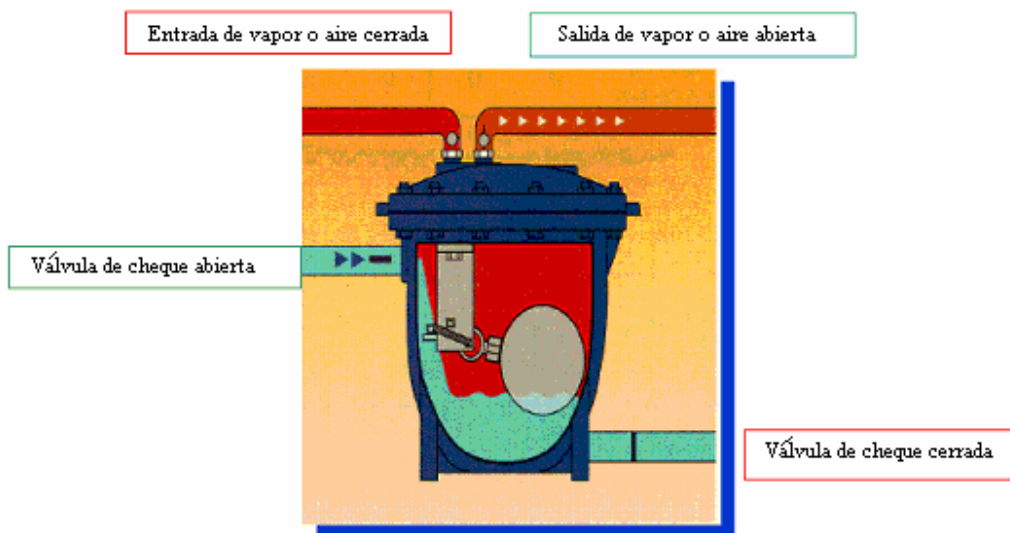
- Paso 3 (Fin del bombeo): El flote baja a medida que el nivel de condensado desciende hasta que la acción súbita de los resortes, invierten de nuevo las posiciones de las válvulas de la bomba (Figura 7.2) (Armstrong,2002,p 179).

Figura 7.2 – Fin del bombeo de la bomba de condensado de desplazamiento positivo, movida por vapor



- Paso 4 (Repetición del llenado): La entrada de vapor o aire y la descarga de la bomba están de nuevo cerradas, el venteo de vapor o aire y la entrada de la bomba están de nuevo abiertas; de aquí comienza un nuevo ciclo (Figura 7.3) (Armstrong,2002,p 179).

Figura 7.3 – Repetición de llenado de la bomba de condensado de desplazamiento positivo, movida por vapor



Es importante mencionar que la gran ventaja de los sistemas de bombeo por medio de vapor, es la operación de cualquier presión y el aprovechamiento de la energía del condensado a alta presión. Estas bombas pueden funcionar en sistemas de condensado abierto, cerrado o de “flasheo”; su costo comparado con el costo de una bomba centrífuga y un tanque con control de nivel, es más alto, pero en muchos casos se puede justificar la inversión a través del ahorro de energía en el mejor aprovechamiento de calor (Armstrong,2002,p 179).

e. Tanques de vaporización instantánea. El propósito del tanque de vaporización instantánea es separar vapor de “flasheo” del condensado. Normalmente es un tanque vertical con una entrada de condensado (combinado con vapor “falseado”) aproximadamente a un tercio de su altura; esto asegura que la entrada esté arriba del nivel de condensado en el tanque (que es muy bajo debido a la trampa de flotador o cubeta de salida de condensado) y provee espacio suficiente arriba del nivel de entrada, para asegurar la caída de gotas de agua y minimizar el arrastre del agua con el vapor que sale de la parte superior del tanque (ICAITI, 1990,p 196).

El diámetro del tanque es tal que sucede una caída considerable en la velocidad del flujo al entrar al tanque, mejorando así la separación del líquido y vapor. El vapor que sale del tanque se puede usar en cualquier aplicación que corresponda a su presión, normalmente entre 34 y 207 kPa (5 y 30 psig) (ICAITI,1990,p 196).

f. Corrosión. La corrosión en el sistema de condensado puede dañar el sistema en poco tiempo si no se pone atención al problema; ya que existen muchas plantas que están perdiendo condensado debido a fugas en la tubería (ICAITI,1990,p 196).

La corrosión de estos sistemas proviene del CO_2 que existe en el agua de alimentación y en los sólidos disueltos que contiene ésta. Al generar vapor, el CO_2 pasa a través de la tubería de distribución junto con el vapor; al condensarse el vapor, el CO_2 queda en equilibrio con el condensado. Sin embargo, cuando éste empieza a enfriarse, el CO_2 comienza a entrar en solución con él, formando ácido carbónico según la reacción sencilla $\text{H}_2\text{O} + \text{CO}_2 \rightarrow \text{H}_2\text{CO}_3$. El ácido ataca tubería de cobre o hierro, y su corrosividad aumenta en presencia de oxígeno; es por esto que la manera de prevenir la corrosión en el sistema es tratando de mantener el condensado lo más caliente posible (ICAITI,1990,p 196).

III. JUSTIFICACIÓN

La caldera constituye una parte importante en toda Industria, ya que debido al vapor que genera, suministra la energía necesaria para el funcionamiento del equipo accionado por vapor en una planta de producción. Es por ello que la eficiencia en el funcionamiento de este equipo y el aprovechamiento de todo el vapor generado se traduce en costos de operación elevados o bajos concernientes al funcionamiento de la caldera de una empresa.

En la actualidad la empresa farmacéutica, objeto de estudio, no cuenta con un sistema de recuperación de condensados que permita aprovechar toda la energía proveniente del condensado formado; esto ocasiona que, tanto el condensado, como el vapor espontáneo (flash) sean transportados por la red de distribución hacia el tanque principal de agua. El transporte del condensado y del vapor espontáneo (flash), causa un calentamiento de agua a más de 95 °C, provocando a su vez que las bombas caviten y se quemen; teniendo así que cambiarlas constantemente, al mismo tiempo que se produce la corrosión de la tubería.

Por lo tanto, como no se puede recuperar el condensado formado, se deberá suministrar mayor cantidad de agua cruda a la caldera, lo cual produce un mayor consumo de diesel, debido a que se necesitará de mayor energía para calentar el agua y así producir vapor; también se debe mencionar que al alimentar mayor cantidad de agua cruda, es necesario darle un mayor tratamiento al agua.

Acorde con lo anteriormente mencionado, el diseño de un sistema recuperador de condensado permitirá recobrar el 90 % de condensado, eliminando por medio de un trampeo el vapor espontáneo (flash) y los gases no condensables, obteniendo de esta manera una disminución tanto de la cantidad de agua cruda alimentada a la caldera de 112 kw (150 hp) como del tratamiento aplicado al agua; esto a su vez se traduce en la disminución de la cantidad de diesel consumido por tal equipo, ya que el condensado recuperado (el cual posee una temperatura de aproximadamente 65 °C) es recirculado al tanque principal y por ende la cantidad de agua cruda alimentada será mínima; por lo que no se necesitará de energía adicional para llevar a cabo la vaporización del agua.

Por lo tanto, todos estos logros se traducirán en la disminución de los costos de operación de dicha caldera.

IV. OBJETIVOS

A. Objetivo general

1. Realizar el diseño de un sistema de recuperación de condensado, que permita disminuir de esta manera la cantidad de diesel consumido y el agua cruda alimentada a una caldera de 112 kw (150 hp) en una empresa perteneciente a la Industria Farmacéutica Guatemalteca.

B. Objetivos específicos

1. Dimensionar el tanque recolector del sistema de recuperación de condensado.
2. Realizar el diseño del sistema recuperador de condensado.
3. Llevar a cabo un análisis económico que demuestre la inversión, el tiempo de recuperación de la misma y la disminución en el costo de operación de la caldera de 112 kw (150 hp), teniendo como factores principales el diesel y el agua de alimentación utilizado por el equipo.
4. Calcular la disminución de diesel y agua cruda consumida por la caldera.

V. PROBLEMA A RESOLVER

En una Planta Industrial en la Ciudad de Guatemala, la generación de vapor ha tocado un gran interés, ya que es un servicio indispensable en sus operaciones. Por lo tanto el ineficiente aprovechamiento del vapor generado, conlleva a un mayor consumo de combustible (diesel) y agua por parte de la caldera, lo cual se traduce en un mayor costo de operación; ya que parte del vapor generado se condensa en las líneas de distribución y por ende se necesita generar más vapor.

VI. METODOLOGÍA

A. Análisis previo

1. Identificar claramente el problema a resolver, mediante una observación de campo.
2. Recolectar la información necesaria, que permita conocer y solucionar de la mejor forma
3. Conocer las condiciones de operación de la caldera de 112 kw (150 hp), así como la cantidad de agua y diesel consumido por tal equipo.
4. Identificar los equipos de la planta de producción que necesitan vapor para su funcionamiento y que presentan formación de condensado.
5. Conocer las condiciones de operación de los equipos que presentan formación de condensado.

B. Análisis cuantitativo y diseño del Sistema Recuperador de Condensado

1. Determinar la cantidad de vapor producido por la caldera de 112 kw (150 hp).
2. Realizar un balance de masa y energía para los equipos de la planta de producción, para determinar así el consumo de vapor y la formación de condensado en cada uno de los equipos.

Recomendaciones del sistema proyectado: En la Industria Farmacéutica en cuestión, se cuentan con tres áreas técnicas en las cuales se distribuye el vapor hacia diferentes localidades de la planta y por ende en cada una de ellas se presenta formación de condensado; por lo que se recomienda realizar el diseño de un sistema recolector de condensado para el área técnica 1 (la cual incluye las manejadoras de aire: HVAC-1 Efervescente y HVAC-2 Estándar, Granulador Glatt, una Línea Secadora y una trampa recolectora de condensado) y otro para las áreas técnicas 2 y 3 (las cuales incluyen la manejadora HVAC-Fitz, el Horno de cama fluida Fitz, la manejadora de aire vertical Coater, Calentador de agua, Planta de agua, una Línea Secadora y dos trampas recolectoras de condensado, una que va del área técnica 2 hacia la tubería principal y la otra del área técnica 3 hacia el área técnica 2). La razón por la cual se une el área técnica 2 con la 3, es porque ambas se encuentran próximas entre sí.

Debe tenerse en cuenta que lo más recomendable es colocar los sistemas recuperadores de condensado lo más cerca posible de los equipos que presentan formación de condensado, es por esto que un sistema se colocará en el área técnica 1 y el otro en el área técnica 2.

3. Con la cantidad de condensado formado en cada equipo, realizar el cálculo hidráulico, el cual comprende diámetro del tanque de almacenamiento de condensado (tanque secundario, a través del cual se pretende eliminar el vapor espontáneo y las contrapresiones), capacidad y caracterización de las bombas térmicas, diámetro de la tubería de distribución final, diámetro de la tubería que va de las trampas al tanque secundario.
4. Realizar el diseño del sistema recuperador de condensado, a través de planos y especificaciones de diseño.

C. Análisis final

1. Realizar un estudio económico, a través del cual se especifique la inversión y el tiempo de recuperación de la misma.
2. Determinar la disminución de diesel y agua consumidos por la caldera de 112 kw (150 hp).

VII.RESULTADOS

Tabla No.1- Flujo másico total del condensado disponible para recuperar en cada área técnica

área técnica	Flujo másico condensado disponible para recuperar kg/h
1	320.55
2 y 3	1381.69

Tabla No.2- Dimensiones de los tanques recolectores de condensado

área técnica	Capacidad m ³	Diámetro tanque m	Largo tanque m	Diámetro línea venteo m	Material de construcción
1	0.021	0.16	0.99	0.05	Acero
2 y 3	0.058	0.27	0.99	0.08	Inoxidable

Tabla No.3- Especificaciones de las bombas a utilizar en cada área técnica

área técnica	Serie	Capacidad kg/h	Presión a vencer kPa	Vapor utilizado kPa
1	Bomba térmica que opera con vapor PT-204 (0.1524 m cabeza de carga) 0.0254 m x 0.0254 m	680.39	103.42	172.37
2 y 3	Bomba térmica que opera con vapor PT- 206 (0.1524 m cabeza de carga) 0.04 m x 0.04 m	1,451.50	103.42	344.74

Tabla No.4- Inversión, VAN, TIR y tiempo de recuperación de la inversión para el Sistema Recuperador de Condensado

Inversión (Q)	Periodo recuperación inversión (años)	VAN (Q)	TIR (%)
203,172.31	0.98	1,606,081.86	115

Tabla No. 5- Disminución en el consumo de diesel, agua y costos de operación de la caldera al implementar el Sistema Recuperador de Condensado propuesto

Medida de disminución	Disminución			
	Consumo diesel	Consumo agua	Consumo productos químicos para tratar agua	Costos operación caldera
Quetzales	162606.30	85429.59	21052.8	269088.68
m ³ /año	32.65	17085.92	0.66	-----
gal/año	8626.33	4513586.80	175.44	-----

Figura 8- Balance de masa y energía para los equipos del área técnica 1

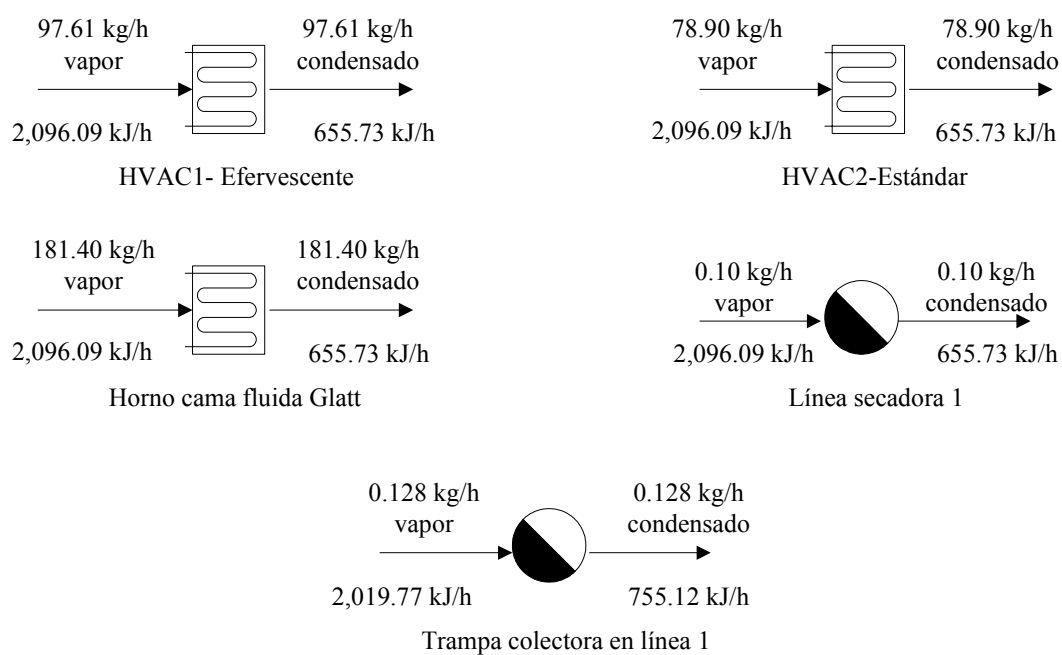


Figura 9- Balance de masa y energía para los equipos del área técnica 2 y 3

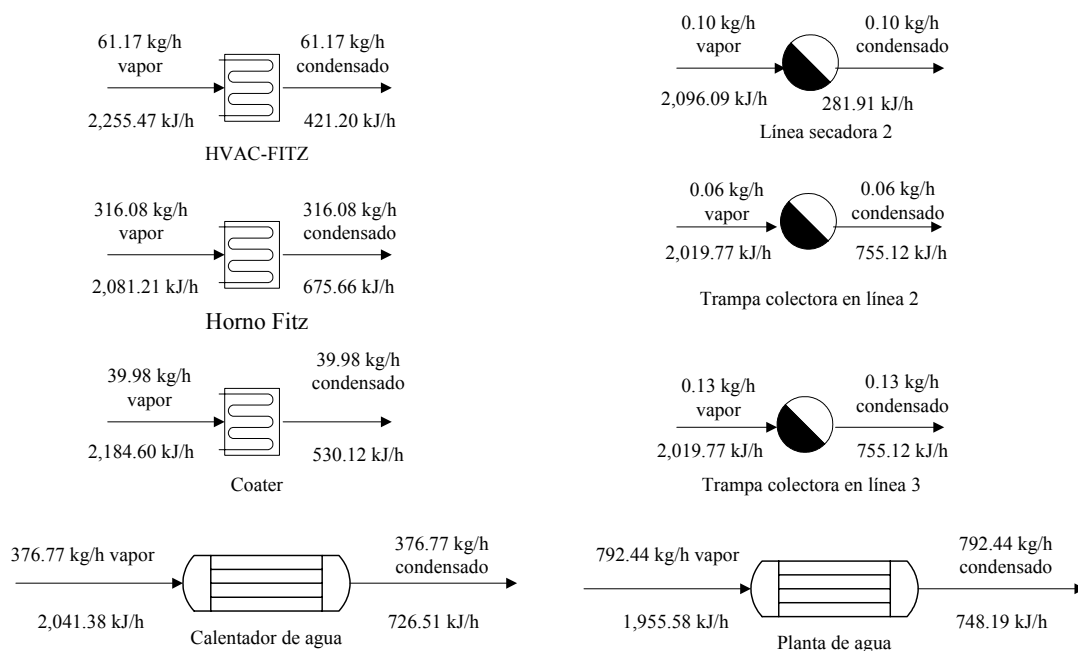


Figura 10- Balance de masa y energía para la caldera antes de contar con el Sistema Recuperador de Condensado

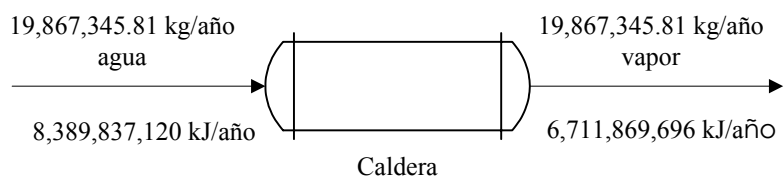
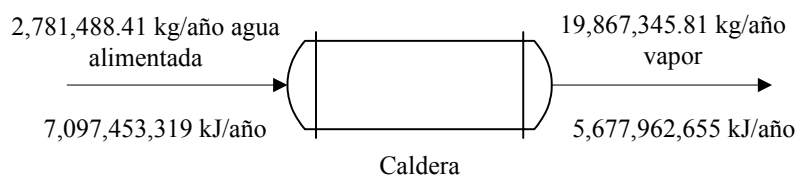
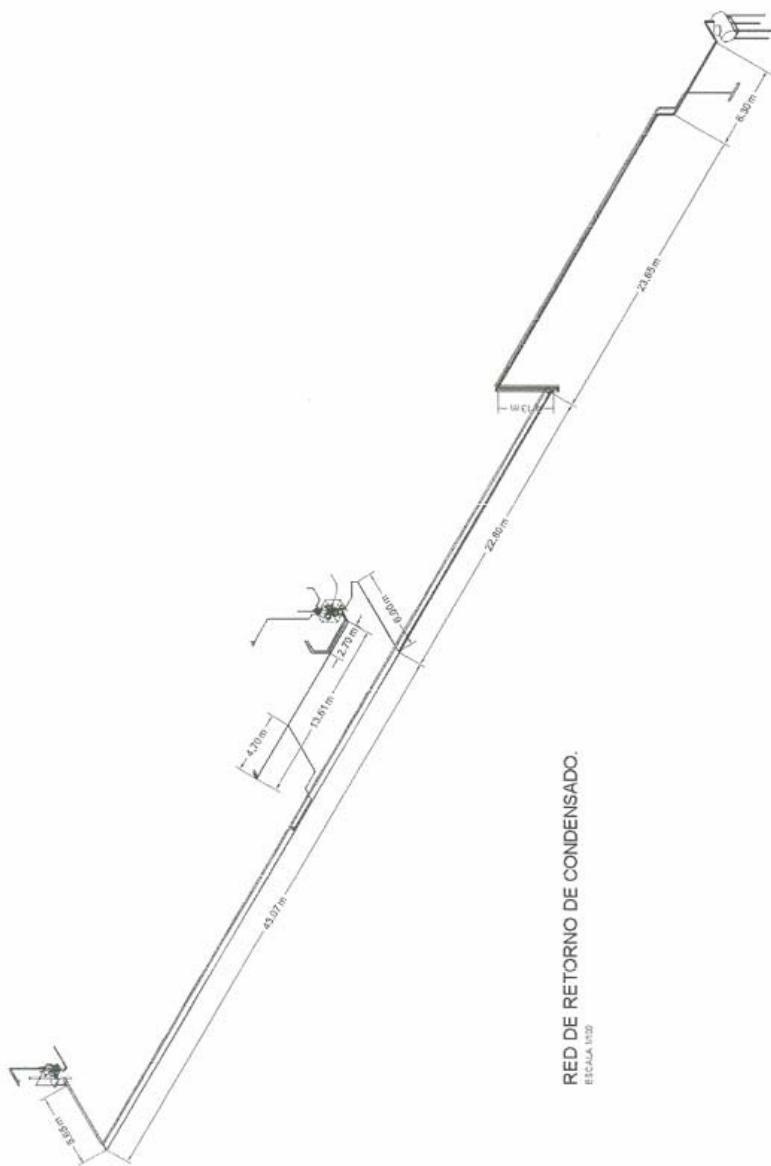
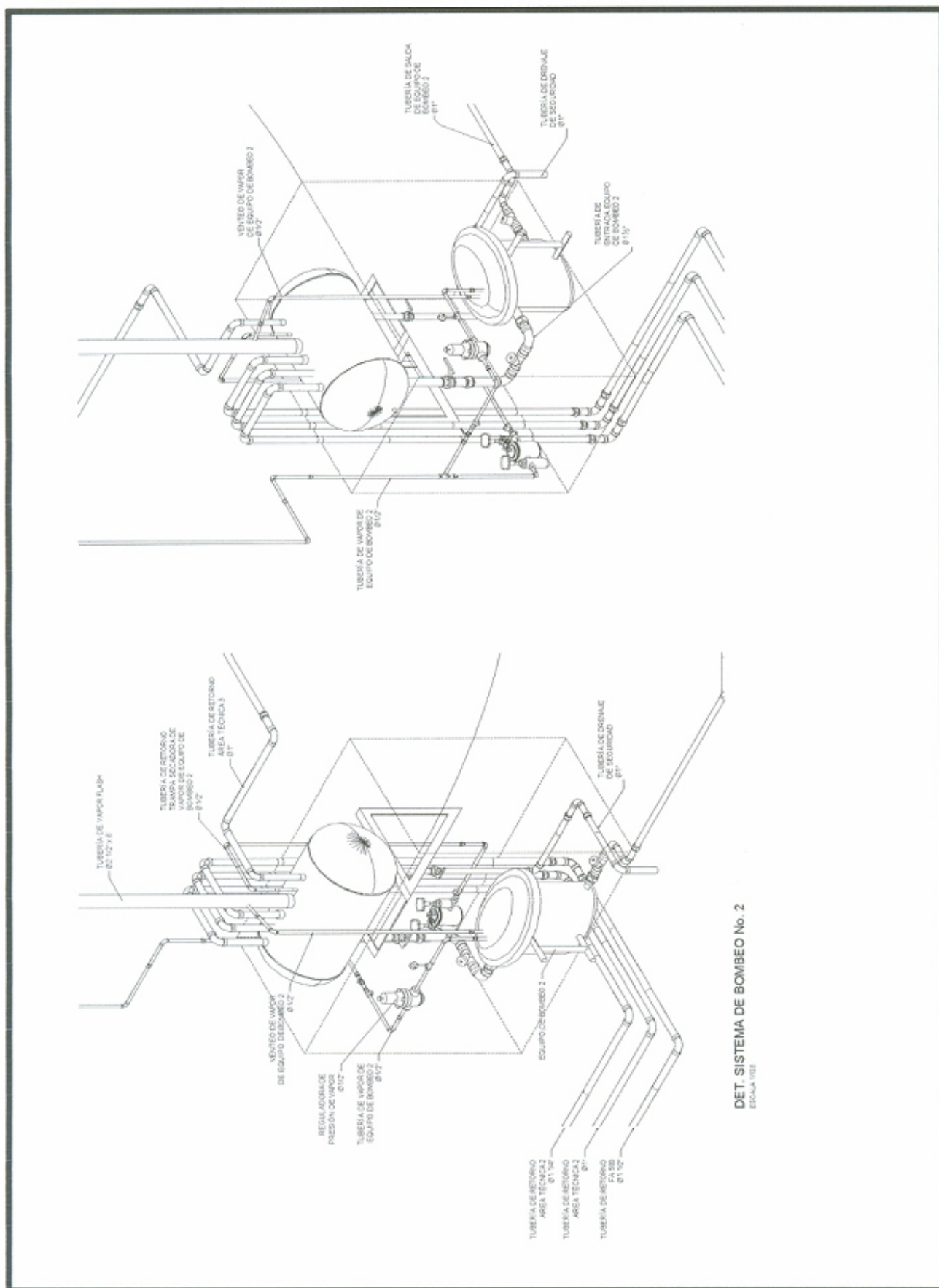


Figura 11- Balance de masa y energía para la caldera al implementar el Sistema Recuperador de Condensado





RED DE RETORNO DE CONDENSADO.
EFOGA 1/20



VIII. DISCUSIÓN

En este trabajo de graduación se evaluó el diseño de un Sistema Recuperador de Condensado, que permita disminuir el consumo de diesel y agua que se alimenta a la caldera; determinando de esta manera la producción de condensado en los equipos de la planta farmacéutica en cuestión. También se evaluó la rentabilidad del proyecto a través de un análisis económico que muestra la inversión a realizar, el tiempo de recuperación de la inversión y la disminución en el costo de operación de la caldera de 112 kW (150 hp).

Para llevar a cabo el diseño del Sistema Recuperador de Condensado en la planta Farmacéutica en cuestión, se evaluaron las localizaciones más convenientes para la instalación del tanque recolector de condensado; esto con base a la distribución de los equipos que presentan formación de condensado en la planta, el espacio disponible para tal instalación y el costo del montaje de la red de distribución de condensado hacia el cuarto de caldera. Por lo tanto, a partir de dicha evaluación se determinó que lo más conveniente es diseñar dos Sistemas Recuperadores de Condensados, uno para el área técnica 1 y otro para el área técnica 2 y 3 (ya que la distancia entre ambas áreas es pequeña, aproximadamente de 10 m), en el caso de este último sistema por cuestiones de espacio se determinó que es mejor colocar el tanque recolector de condensado en el área técnica 2, por ende dicho sistema contará con dos trampas recolectoras de condensado en línea; una que va del área técnica 2 a la red de distribución de condensado y otra que va del área técnica 3 al área técnica 2.

También es importante mencionar que cada Sistema Recuperador de Condensado contará con su propia red de distribución al cuarto de caldera; teniendo así que la red de distribución del área técnica 1 al cuarto de caldera es de aproximadamente 105.6 m y del área técnica 2 y 3 es de aproximadamente 62.88 m.

Se debe mencionar que cada Área Técnica se encarga de distribuir el vapor a cada uno de los equipos que forman parte de cada una de ellas; por lo tanto los equipos que conforman el área técnica 1 son: HVAC1-Efervescente, HVAC2-Estándar, Granulador Glatt, línea secadora 1 y la trampa colectora en línea 1 y los equipos que conforman al área técnica 2 y 3 son: HVAC-Fitz, horno de cama fluida Fitz, Coater, línea secadora 2 y las trampas colectoras en línea 2 y 3.

Según los resultados presentados en la sección anterior, se observa a partir de los flujos máxicos de condensado disponible para recuperar mostrados en la tabla No.1 (ver pág.No.24) y los balances de masa y energía para ambas áreas técnicas (figura 8 y 9 ver pág.No.23-24), que la mayor producción de condensado se presenta en los equipos que se encuentran en el área técnica 2 y 3, ya que a este sistema se encuentran conectados tanto los equipos del área técnica 2 como los del área técnica 3; es por esto que el tanque

recolector de condensado del área técnica 2 y 3 es de mayor volumen que el del área técnica 1. Por lo tanto las dimensiones y las especificaciones de ambos tanques y bombas utilizadas para transportar el condensado son las especificadas en la tabla No. 2 y 3 (ver pág.No.24). Debe mencionarse que por cuestiones de diseño y de seguridad se le agregó un 15 % más a los tanques recolectores de condensado, esto para evitar que exista una presurización del sistema, debido a que alguna trampa se quede abierta y un 25 % más a las capacidades determinadas de las bombas mecánicas de condensado utilizadas, por si se da un crecimiento en la planta y se llega a producir mayor cantidad de condensado.

Con la implementación del Sistema Recuperador de Condesado, se aprovechará mejor la energía proporcionada por el vapor generado, ya que se recuperará aproximadamente entre un 80 % y 90 % del condensado formado, el cual se recirculará a una temperatura aproximada de 70 °C, teniendo así que alimentar un porcentaje menor de agua cruda a la caldera; por lo que se tendrá una disminución considerable tanto de combustible (diesel) como de agua cruda alimentada y por ende de los productos químicos utilizados para el tratamiento de la misma; la disminución de los productos químicos utilizados para el tratamiento de agua se debe a que el condensado recuperado no se debe volver a tratar, ya que éste no ha sufrido ninguna modificación en sus propiedades, sólo ha cambiado de fase. Es importante mencionar que para la determinación de la cantidad de condensado producido por los equipos de la planta, se asume que todo el vapor generado por la caldera se condensa y se recupera como líquido saturado, ya que no se consideran pérdidas de energía ni de masa (vapor).

De acuerdo a los balances de masa y energía mostrados en las figura 10 y 11 (ver pág.No.24) y los datos de la tabla No. 5 (ver pág.No.23) se observa claramente las disminuciones mencionadas anteriormente, pudiendo determinar así que la cantidad de dinero ahorrado en la operación de la caldera al año es bien significativa. Además con dicho sistema se logrará disminuir el diámetro de tubería utilizado para la red de distribución de condensado, es decir que de una tubería de 0.051 m de diámetro para ambas áreas técnicas se reducirá a un tubería de 0.032 m de diámetro para el área técnica 1 y de 0.025 m de diámetro para el área técnica 2 y 3. La razón por la cual el diámetro de la tubería del área técnica 1 es mayor que el del área técnica 2 y 3 es porque del área técnica 1 al cuarto de la caldera se tiene una mayor distancia, lo cual produce una caída de presión mayor que hace que se tenga un mayor diámetro que la tubería del área técnica 2 y 3 (la cual se encuentra a una distancia mucho menor del cuarto de caldera). Además, como los Sistemas Recuperadores de Condesado son abiertos a la atmósfera, esto permitirá la eliminación del vapor espontáneo y los gases no condensables, lo cual a su vez justifica la disminución del diámetro de la tubería y la eliminación de los problemas de cavitación presentados en las bombas de la caldera, ya que como se elimina el vapor espontáneo del condensado, esto ya no provoca el calentamiento del agua en el tanque principal de la caldera a más de 95 °C y de esta manera las bombas ya no se queman ni presentan cavitación; además la eliminación del vapor espontáneo y gases no condensables disminuye la corrosión de las tuberías.

A partir del análisis económico realizado se logró determinar que la implementación del Sistema Recuperador de Condensado necesita de un inversión de Q 203,172.31, la cual se determinó a partir de los costos totales de los equipos y accesorios a utilizar, el costo de la instalación del sistema, la obra civil realizada (la cual consistió en la construcción de un nuevo trench). Para fines de seguridad y de imprevistos que pudieran presentarse a la hora del montaje, se le agregó un 25 % más a la inversión inicial.

El análisis económico realizado también incluyó el cálculo del Valor Actual Neto (VAN), la Tasa Interna de Retorno (TIR) y el Período de Recuperación de la inversión (PR).

Se obtuvo un Valor Actual Neto (VAN) de Q 1,606,081.86, lo cual indica que el proyecto es rentable, pues al ser positivo dicho valor indica que el proyecto proporciona tal cantidad de remanente por sobre lo exigido; cabe mencionar que la tasa de descuento utilizada para tal determinación fue de 14 %, ya que se considera que la tasa utilizada por las entidades bancarias se encuentra alrededor de 11 %, pero por motivos de fluctuaciones que pudieran presentarse se utilizó la tasa especificada.

La Tasa Interna de Retorno (TIR) obtenida fue de 115 %; dicha tasa es aceptable para el proyecto propuesto, ya que al recuperación de condensado para una caldera es indispensable, debido a que el ahorro de energía, recursos y dinero es bastante grande en comparación de no contar con tal sistema, pues en este caso se desperdicia una gran cantidad de energía y recursos que prácticamente hacen que se desperdicie el dinero. Además al comparar la Tasa Interna de Retorno con la tasa de descuento utilizada para determinar el Valor Actual Neto, se observa que la primera es mucho mayor que la segunda; mostrando así otro parámetro que afirma la rentabilidad del proyecto.

De acuerdo al cálculo del período de recuperación de la inversión, se determinó que la inversión se recuperará en 0.98 años, es decir, casi al año de haber realizado la inversión. Además la rentabilidad del proyecto se corrobora a partir de los flujos de caja sin el proyecto (ver Tabla No.32, pág.No.54), con el proyecto (ver Tabla No.33, pág.No.54) y del flujo diferencial (ver Tabla No.34, pág.No.54), se reflejan ahorros significativos durante los 10 años de evaluación del proyecto.

Es importante notar que para la construcción del flujo de caja antes de la implementación del proyecto no se toma en cuenta la depreciación, ya que se asume que el equipo que se está utilizando tiene más de 10 años y por ende ya se encuentra depreciado; pero en el caso del flujo de caja con el proyecto si se toma en cuenta la depreciación, pues la inversión que se realizará es un activo y desde el momento en el que se lleva a cabo se deprecia. Además a los egresos de ambos flujos de caja como al mantenimiento del equipo en el flujo de caja con proyecto se les agregó año a año un 6 % debido a la inflación.

IX. CONCLUSIONES

1. Se realizará el diseño de dos sistemas recuperadores de condensado, uno para el área técnica 1 y otro para el área técnica 2 y 3.
2. El tanque recolector de condensado para el Sistema Recuperador de Condensado del área técnica 1 tiene una capacidad de 0.021 m^3 (5.51 galones), 0.16 m de diámetro, 0.99 m de largo y con un diámetro de línea de venteo de 0.05 m.
3. Para el área técnica 2 y 3 el tanque recolector de condensado tiene una capacidad de 0.058 m^3 (15.30 galones), 0.27 m de diámetro, 0.99 m de largo y con un diámetro de línea de venteo de 0.08 m.
4. El Sistema Recuperador de Condensado del área técnica 1 utiliza para bombear el condensado al cuarto de calderas, una bomba mecánica de condensado que opera con vapor, cuya capacidad es de 680.39 kg/h (1,500 lb/h), para vencer una presión de 103.42 kPa (15 psi) al utilizar vapor a 172.37 kPa (25 psi).
5. Para el Sistema Recuperador de Condensados del área técnica 2 y 3, se utiliza una bomba mecánica de condensados que opera con vapor, con una capacidad de 1,451.50 kg/h (3,200 lb/h) para vencer una presión de 103.42 kPa (15 psi) al utilizar vapor a 344.74 kPa (50 psi).
6. Con la implementación del Sistema Recuperador de Condensado propuesto se tendrá un ahorro de diesel de $32.65 \text{ m}^3/\text{año}$ (8,623.33 gal/año), debido al ahorro de $17,085.92 \text{ m}^3/\text{año}$ (4,513,586.80 gal/año) de agua, que a su vez produce un ahorro de 0.66 kg/año (175.44 gal/año) de productos químicos utilizados para el tratamiento del agua cruda alimentada a la caldera.
7. El costo de operación de la caldera al implementar el Sistema Recuperador de Condensado presenta un ahorro de Q269,088.69.
8. La inversión necesaria para llevar a cabo la implementación del Sistema Recuperador de Condensado propuesto es de Q 203,172.31.
9. El tiempo de recuperación de la inversión es de 0.98 años.

X. RECOMENDACIONES

1. Con la finalidad de constatar la recuperación aproximada del 90 % de condensado, se recomienda llevar a cabo mediciones periódicas de la cantidad de diesel, agua y productos químicos consumidos por la caldera.
2. Para fines de evaluar el adecuado funcionamiento del Sistema Recuperador de Condensado, se recomienda crear un programa que permita identificar si el sistema de trampeo colocado en los equipos se encuentra funcionando correctamente.
3. Se recomienda evaluar la factibilidad de recuperar la energía del vapor espontáneo eliminado por el Sistema Recuperador de Condensado; lo cual se puede lograr a través de un tanque de vaporización instantánea o “flasheo”.

XI. BIBLIOGRAFÍA

1. Armstrong. 2002. *Solution source for steam, air and water systems*. 1ª ed. Estados Unidos. 528 págs. www.armstrong-intl.com.
2. Perry, R; Green, D. 2001. *Manual del ingeniero Químico*. 7ª ed. Tomo IV. España. págs. 29, 56 – 29,65.
3. Rodríguez, J.2001. *Introducción a la Termodinámica*. 1ª ed. México. págs. 369-425.
4. Sapag,N. 2003. *Preparación y Evaluación de Proyectos*. 4ª ed. México. págs.265-320.
5. Severns, W; Degler, H; Miles, J. 1981. *Energía mediante vapor, aire y gas*. 5ª ed. España. págs. 126-138.
6. Spirax Sarco. 2005. *Electronic catalog an Engineer's guide to steam System Solutions*. 9ª ed. Estados Unidos. 580 págs.

XII. APÉNDICE

A. Tablas de datos y cálculos realizados

1. Datos de operación de los equipos y Temperatura ambiente de trabajo

Tabla No.6- Temperatura ambiente de trabajo considerada

T ambiente
° C
29

Tabla No.7- Datos de operación de los equipos del área técnica 1, tomados a partir de mediciones

Equipo	Flujo volumétrico m ³ /min	P vap entra kPa	T inicial trabajo ° C	T final trabajo ° C
HVAC1-Efervescente	33.98	551.58	----	148.89
HVAC2-Estándar	24.07	551.58	----	137.78
Horno Cama Fluida Glatt	166.67	551.58	----	65
Línea Secadora 1	----	551.58	----	155.58
Trampa colectora en línea 1	----	861.84	----	173.45

Tabla No.8- Datos de operación de los equipos del área técnica 2 y 3, tomados a partir de mediciones

Equipo	Flujo volumétrico m ³ /min	P vap entra kPa	T inicial trabajo ° C	T final trabajo ° C
HVAC-Fitz	184.06	103.42	----	40
Horno Fitz	184.06	620.53	----	90
Coater	28.32	241.32	----	80
Línea secadora 2	----	551.58	----	155.58
Calentador de agua	0.11	827.37	18	45
Planta de agua	0.09	827.37	22	90
Trampa colectora en línea 2*	----	861.84	----	173.45
Trampa colectora en línea 3`	----	861.84	----	173.45

* va del área técnica 2 a la tubería principal

` va del área técnica 3 al área técnica 2

2. Propiedades físicas y químicas necesarias para realizar el Balance de masa y energía en cada equipo, a partir de las condiciones de operación establecidas para los mismos

Tabla No.9- Propiedades para los equipos del área técnica 1

Equipo	a la T final	A la P vap entra		a la P vap	a la Patm			a la P vap	Tamaño tubería m	Área externa tubería m ²	a la P vap
	ρ aire kg/m ³	H vapor kJ/kg	H liquido kJ/kg	Calor sensible kJ/kg	Calor sensible kJ/kg	Calor latente kJ/kg	Calor latente kJ/kg	Calor latente kJ/kg			U kJ/m ² h°K
HVAC1-Efervescente	0.83	2751.91	656.17	655.73	418.85	2256.94	2096.09	----	----	----	
HVAC2-Estándar	1.05	2751.91	656.17	655.73	418.85	2256.94	2096.09	----	----	----	
Horno Cama Fluida Glatt	1.05	2751.91	656.17	655.73	418.85	2256.94	2096.09	----	----	----	
Línea secadora 1	----	2751.91	656.17	655.73	418.85	2256.94	2096.09	0.10	0.11	60.87	
Trampa colectora en línea 1	----	2770.40	734.32	755.12	418.85	2256.94	2019.77	0.10	0.11	65.36	

Tabla No.10- Propiedades para los equipos del área técnica 2 y 3

Equipo	a la T final	a la P vap entra		a la P vap	a la Patm			a la P vap	Tamaño tubería m	Área externa tubería m ²	a la P vap	Cp agua kJ/kg °C	S _G
	ρ aire kg/m ³	H vapor kJ/kg	H liquido kJ/kg	Calor sensible kJ/kg	Calor sensible kJ/kg	Calor latente kJ/kg	Calor latente kJ/kg	Calor latente kJ/kg			U kJ/m ² h°K		
HVAC-Fitz	1.13	2677.01	421.50	421.20	418.85	2256.94	2255.47	----	----	----	----	----	
Horno Fitz	0.97	2757.03	676.17	675.66	418.85	2256.94	2081.21	----	----	----	----	----	
Coater	1.00	2714.35	529.17	530.12	418.85	2256.94	2184.60	----	----	----	----	----	
Línea secadora 2	----	2751.91	656.17	655.73	418.85	2256.94	2096.09	0.10	0.11	60.87	----	----	
Calentador de agua	----	2768.89	727.11	726.51	418.85	2256.94	2041.38	----	----	----	4.19	1.00	
Planta de agua	----	2768.89	727.11	748.19	418.85	2256.94	1955.58	----	----	----	4.19	1.00	
Trampa colectora en línea 2*	----	2771.45	734.32	755.12	418.85	2256.94	2019.77	0.04	0.05	69.45	----	----	
Trampa colectora en línea 3 [†]	----	2771.45	734.32	755.12	418.85	2256.94	2019.77	0.10	0.05	65.36	----	----	

* va del área técnica 2 a la tubería principal

[†] va del área técnica 3 al Área Técnica 2

3. Cálculos realizados para determinar el Balance de masa y energía para ambas áreas técnicas

Tabla No.11- Flujo másico del condensado y la energía requerida en cada equipo del área técnica 1

Equipo	Flujo másico aire entra kg/h	calentar el aire calor (Q) kJ/h	Flujo másico condensado (m) kg/h
HVAC1-Efervescente	1698.20	204579.17	97.62
HVAC2-Estándar	1512.87	165361.63	78.90
Horno Cama Fluida Glatt	10509.41	380167.03	181.40
Línea Secadora 1	----	210.93	0.10
Trampa colectora en línea 1	----	260.61	0.13
Total		750579.37	358.15

Tabla No.12- Flujo másico del condensado y la energía requerida en cada equipo del área técnica 2 y 3

Equipo	Flujo másico aire entra kg/h	calentar el aire calor (Q) kJ/h	Flujo másico condensado kg/h
HVAC-Fitz	12481.78	137962.96	61.17
Horno Fitz	10730.51	657723.69	316.08
Coater	1704.73	87361.45	39.98
Línea secadora 2	----	210.93	0.10
Calentador de agua	----	769290.86	376.77
Planta de agua	----	1617988.59	792.44
Trampa colectora en línea 2*	----	116.89	0.06
Trampa colectora en línea 3`	----	260.75	0.13
Total		3270916.10	1586.73

* va del área técnica 2 a la tubería principal

` va del área técnica 3 al área técnica 2

Tabla No.13- Vapor espontáneo formado en cada equipo del área técnica 1

Equipo	Vapor espontáneo %	Vapor espontáneo kg/h
HVAC1-Efervescente	10.50	10.25
HVAC2-Estándar	10.50	8.28
Horno Cama Fluida Glatt	10.50	19.04
Línea secadora 1	10.50	0.01
Trampa colectora en línea 1	14.90	0.02
TOTAL	56.88	37.60

Tabla No.14- Vapor espontáneo formado en cada equipo del área técnica 2 y 3

Equipo	Vapor espontáneo %	Vapor espontáneo kg/h
HVAC-Fitz	0.10	0.06
Horno Fitz	11.38	35.97
Coater	4.93	1.97
Línea secadora 2	10.50	0.01
Calentador de agua	13.63	51.36
Planta de agua	14.59	115.64
Trampa colectora en línea 2*	14.90	0.01
Trampa colectora en línea 3`	14.90	0.02
TOTAL	84.93	169.01

* va del área técnica 2 a la tubería principal

` va del área técnica 3 al área técnica 2

Tabla No.15- Flujo másico del condensado disponible para recuperar en cada equipo del área técnica 1

Equipo	Flujo másico condensado disponible kg/h
HVAC1-Efervescente	87.37
HVAC2-Estándar	70.62
Horno Cama Fluida Glatt	162.36
Línea secadora 1	0.09
Trampa colectora en línea 1	0.11

Tabla No.16- Flujo másico del condensado disponible para recuperar en cada equipo del área técnica 2 y 3

Equipo	Flujo másico condensado disponible kg/h
HVAC-Fitz	61.10
Horno Fitz	280.12
Coater	38.01
Línea secadora 2	0.09
Calentador de agua	325.41
Planta de agua	676.80
Trampa colectora en línea 2*	0.05
Trampa colectora en línea 3`	0.11

* va del área técnica 2 a la tubería principal

` va del área técnica 3 al área técnica 2

4. Datos requeridos y calculados para determinar el Balance de masa y energía de la caldera antes del proyecto y con el proyecto

Tabla No.17- Condiciones de operación de la caldera

Eficiencia %	Presión de trabajo psi	Presión de trabajo kPa	T entra agua °C	a la P_{trabajo} T vaporización °C	T retorno condensado a la caldera °C
80	120	827.37	25	171.82	70

Tabla No.18- Cantidad de diesel, agua y productos químicos de tratamiento consumidos por la caldera al no contar con Sistema Recuperador de Condensado

Consumo diesel gal/año	Consumo diesel m³/ año	Producción vapor kg/ año	Consumo agua m³/ año	Químicos utilizados para tratar agua gal/año	Químicos utilizados para tratar agua m³/ año
56000	211.98	19867345.81	19867.35	204	0.77

Tabla No.19- Energía dada por el diesel consumido y la obtenida del vapor generado por la caldera al no contar con Sistema Recuperador de Condensado

Energía diesel consumido kJ/año	Energía vapor generado kJ/año
8389837120	6711869696

Tabla No.20- Cantidad de diesel, agua y productos químicos de tratamiento consumidos por la caldera al contar con Sistema Recuperador de Condensado

Consumo diesel gal/año	Consumo diesel m³/ año	Producción vapor kg/ año	Consumo agua m³/ año	Químicos utilizados para tratar agua gal/año	Químicos utilizados para tratar agua m³/ año
47373.67	179.33	19867345.81	2781.43	28.56	0.11

Tabla No.21- Energía dada por el diesel consumido y la obtenida de la cantidad de agua alimentada por la caldera al contar con Sistema Recuperador de Condensado

Energía diesel consumido kJ/año	Energía agua alimentada kJ/año
7097453319	5677962655

5. Datos requeridos y calculados para determinar la capacidad de las bombas a utilizar en cada área técnica

Tabla No.22- Coeficientes de pérdidas (K_f) por fricción para los accesorios utilizados en cada área técnica

área técnica 1			área técnica 2 y 3		
Cantidad	Accesorio	K_f	Cantidad	Accesorio	K_f
4	Codo 90°	0.75	5	Codo 90°	0.75
1	Tee (normal)	0.4	2	Tee (normal)	0.4
1	Unión universal	1	2	Unión universal	1

Tabla No.23- Datos requeridos para determinar las pérdidas por fricción en tubería y por accesorios en cada área técnica

área técnica	Diámetro tubería acero carbón m	Flujo volumétrico m^3/h	Densidad agua a 70 °C kg/m^3	Viscosidad agua a 70 °C $kg/m h$	Área interna tubería m^2	NRE	Factor Fanning f	Velocidad m/h	Largo (L) tubería m
1	0.027	0.33	977.70	0.0396	0.00056	215.68	0.30	588.18	75.00
2 y 3	0.027	1.41	977.70	0.0396	0.00056	929.66	0.07	2535.27	23.00

Tabla No.24- Datos requeridos para especificar las bombas de las áreas técnicas

área técnica	Flujo másico condensado a bombear kg/h	Flujo másico condensado a bombear lh/h	Altura elevación m	Altura elevación psi	Altura elevación kPa	Pérdida por fricción en tubería y accesorios m	Pérdida por fricción en tubería y accesorios kPa	Presión vencer kPa	Presión vencer + 15 % kPa	Presión vencer + 15 % psi
1	320.55	706.70	4.13	6.13	42.27	3.36	34.47	76.75	88.26	13
2 y 3	1381.69	3046.11	4.13	6.13	42.27	2.02	20.68	62.96	72.40	11

6. Datos requeridos para determinar el tamaño de los tanques de almacenamiento de condensado en cada área técnica

Tabla No.25- Datos requeridos para dimensionar los tanques recolectores de condensado en cada área técnica

área técnica	Vapor espontáneo generado lh/h	Vapor espontáneo generado kg/h
1	82.88	37.60
2 y 3	372.60	169.01

B. Muestra de los cálculos realizados para el Balance de masa y energía

1. Determinación del condensado y el calor requerido en los equipos considerados como Serpentes. Estos cálculos se aplican a los siguientes equipos: HVAC1-Efervescente, HVAC2-Estándar, HVAC-Fitz, Horno Fitz, Coater (manejadora de aire vertical), Horno Cama fluida Glatt. La razón por la cual se aplican dichos cálculos, es porque se considera que todo el vapor generado se condensa y se recupera como líquido saturado; por lo que las pérdidas de calor no se toman en cuenta, esto debido a la aplicación de la Ley de Conservación de Energía.

A continuación se ejemplifica el cálculo para el equipo HVAC1-Efervescente, el mismo procedimiento se lleva a cabo para el cálculo en los demás equipos.

Primero se determina el flujo másico de aire que entra en el serpentín, a partir de la siguiente ecuación:

$$\begin{aligned} \dot{m}_{\text{aire entra}} &= \rho_{\text{aire } T_{\text{trabajo}}} \times \text{flujo volumetrico} \\ \dot{m}_{\text{aire entra}} &= 0.83 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 33.98 \frac{\text{m}^3}{\text{min}} \times 60 \frac{\text{min}}{\text{h}} = 1,698.20 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \end{aligned}$$

Una vez determinada el flujo másico de aire que está entrando al equipo, se procede a calcular la energía requerida para calentar el aire en el equipo; para lo cual se utiliza la siguiente ecuación:

$$\begin{aligned} Q &= \dot{m}_{\text{aire entra}} \times C_{p_{\text{aire } T_{\text{ambiente}}}} \times (T_{f \text{ trabajo}} - T_{\text{ambiente } \text{trabajo}}) \\ Q &= 1,698.20 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 1 \frac{\text{kJ}}{\text{kg } ^\circ\text{C}} \times (148.89^\circ\text{C} - 29^\circ\text{C}) = 204,579.17 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \end{aligned}$$

Aplicando el principio de conservación de energía ($Q_{\text{entra}} = Q_{\text{sale}}$), se determina cuál es la cantidad de condensado a partir de la ecuación:

$$Q = \dot{m} \times \Delta H = \dot{m} \times (H_{\text{vapor}} - H_{\text{liquido}})$$

las entalpías del vapor y del líquido, se sacan de las tablas de vapor saturado a la presión de entra del vapor; por lo tanto al despejar la masa de la ecuación anterior, se obtiene la cantidad de condensado formado en el equipo.

$$m_{condensado} = \frac{Q}{\Delta H} = \frac{204,579.17 \frac{kJ}{h}}{2,751.91 \frac{kJ}{kg} - 656.17 \frac{kJ}{kg}} = 97.62 \frac{kg}{h}$$

Para determinar el flujo másico real de condensado formado en el equipo, se debe de restar al flujo másico de condensado calculado anteriormente el flujo másico del vapor espontáneo que se produce; por lo que es necesario determinar primero el porcentaje de vapor espontáneo a partir de la siguiente ecuación:

$$\%Vapor\ espont\ tan\ eo = \frac{SA - SB}{LL} \times 100$$

donde:

SA= Calor sensible del condensado a la presión mayor antes de ser descargado o liberado (kJ/kg)

SB= Calor sensible del condensado a la presión menor a la cual es descargado o liberado (kJ/kg)

LL= Calor latente del vapor a baja presión, a la cual es descargado o liberado el condensado (kJ/kg)

$$\%Vapor\ espont\ tan\ eo = \frac{655.73 \frac{kJ}{kg} - 418.85 \frac{kJ}{kg}}{2,256.44 \frac{kJ}{kg}} \times 100 = 10.50\%$$

Para determinar el flujo másico del vapor espontáneo, se debe multiplicar el porcentaje de vapor espontáneo por el flujo másico del condensado formado en el equipo.

$$m_{vapor\ espont\ tan\ eo} = m_{condensado} \times \left(\frac{\%vapor\ espont\ tan\ eo}{100} \right)$$

$$m_{vapor\ espont\ tan\ eo} = 97.62 \frac{kg}{h} \times \frac{10.50}{100} = 10.25 \frac{kg}{h}$$

Por último se determina el flujo másico real de condensado formado en el equipo a partir de la siguiente ecuación:

$$m_{real\ condensado} = m_{condensado} - m_{vapor\ espont\ tan\ eo}$$

$$m_{real\ condensado} = 97.62 \frac{kg}{h} - 10.25 \frac{kg}{h} = 87.37 \frac{kg}{h}$$

El flujo másico total de condensado para cada área técnica se determina al sumar los flujos másicos reales de condensado de los equipos que forman parte de cada área técnica.

Para determinar el Balance de energía se utilizan el calor latente y el calor sensible a la presión de entrada del vapor en el equipo, ya que se está realizando un cambio de fase; es decir, que el calor de entrada va a ser igual al calor latente y el calor de salida es igual al calor sensible. Para este caso el calor de entrada es 2,096.09 kJ/kg y el calor de salida es 655.73 kJ/kg; de igual manera se determina dicho balance en los demás equipos.

2. Determinación del condensado y el calor requerido en los equipos considerados como intercambiadores de calor de concha y tubo. Estos cálculos se aplican a los siguientes equipos: Calentador de agua y la planta de agua. Aquí también se considera que todo el vapor generado se condensa y se recupera como líquido saturado; por lo que se aplica la Ley de Conservación de Energía y no se consideran las pérdidas de calor que puedan tener lugar.

A continuación se ejemplifica el cálculo para el calentador de agua, el mismo procedimiento se lleva a cabo para el cálculo de la planta de agua.

Para determinar el flujo másico de condensado, se utiliza la siguiente ecuación:

$$m_{condensado} = \frac{L \times \Delta T \times C_p \times S_g}{H}$$

donde:

L= Flujo volumétrico del líquido (agua) (m^3/min)

ΔT = Diferencia entre la temperatura final y la inicial ($T_f - T_i$) ($^{\circ}\text{C}$)

C_p = Calor específico del líquido ($\text{kJ}/\text{kg } ^{\circ}\text{C}$)

S_g = Gravedad específica del líquido (agua)

H= Calor latente del vapor de agua (kJ/kg)

$$m_{condensado} = \frac{\left(0.11 \frac{m^3}{\text{min}} \times 1000 \frac{\text{kg}}{m^3} \times 60 \frac{\text{min}}{h}\right) \times (45^{\circ}\text{C} - 18^{\circ}\text{C}) \times 4.187 \frac{\text{kJ}}{\text{kg } ^{\circ}\text{C}} \times 1}{2,041.38 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}} = 376.77 \frac{\text{kg}}{h}$$

La determinación de la energía requerido por el equipo para calentar el agua, se realiza por medio de la siguiente ecuación:

$$Q = \dot{m}_{condensado} \times \Delta H = \dot{m}_{condensado} \times (H_{vapor} - H_{liquido})$$

las entalpías del vapor y del líquido, se sacan de las tablas de vapor saturado a la presión de entra del vapor.

$$Q = 376.77 \frac{kg}{h} \times \left(2,768.69 \frac{kJ}{kg} - 727.11 \frac{kJ}{kg} \right) = 769,290.86 \frac{kJ}{h}$$

La determinación del flujo másico del vapor espontáneo, el flujo másico real del condensado y el Balance de energía de se lleva a cabo de la forma explicada en el ítem 1 del apartado B.

3. Determinación del condensado y el calor requerido en los equipos considerados como Trampas colectoras de condensado. Estos cálculos se aplican a los siguientes equipos: Líneas secadoras 1 y 2, Trampas recolectoras en línea 1,2 y 3. Al igual que los demás ítem, aquí también se considera que todo el vapor generado se condensa y se recupera como líquido saturado; por lo tanto se aplica la Ley de Conservación de Energía, y no se consideran las pérdidas de calor que puedan tener lugar.

A continuación se ejemplifica el cálculo para Línea secadora 1, el mismo procedimiento se lleva a cabo para realizar los cálculos en los demás equipos.

Para determinar el flujo másico de condensado se utiliza la siguiente ecuación:

$$\dot{m}_{condensado} = \frac{A \times U \times (T_1 - T_2) \times E}{H}$$

donde:

A= Área exterior de la tubería (m²)

U= Coeficiente de transferencia de calor (kJ/m² h °K)

T₁= Temperatura del vapor (°K)

T₂= Temperatura del aire (°K)

E= 1 menos la eficiencia del aislamiento térmico (por lo general se considera que la eficiencia es del 75 %, entonces 1-0.75=0.25)

H= Calor latente del vapor de agua (kJ/kg)

$$m_{\text{condensado}} = \frac{0.109 \text{ m}^2 \times 60.87 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \text{ h}^\circ \text{K}} \times [(155.58 + 273) - (29 + 273)]^\circ \text{K} \times 0.25}{2,096.09 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}} = 0.10 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

La determinación del flujo másico del vapor espontáneo, el flujo másico real del condensado y el Balance de energía se lleva a cabo de la forma explicada en el ítem 1 del apartado B. El cálculo de la energía requerida por el equipo se realiza de la forma explicada en el ítem 2 del apartado B.

4. Determinación de la cantidad de energía dada por el diesel consumido y la cantidad de agua alimentada. Para determinar la cantidad de energía dada por el diesel consumido se parte de la cantidad de agua alimentada a la caldera, en este caso como se está evaluando la cantidad de agua que deberá alimentarse al tener una recuperación del 86 % de condensado; entonces se parte de la cantidad de vapor generado anualmente por la caldera (19867345.81 kg/año) y se multiplica por el 14 % que será lo que se debe de agregar para tener tal producción de vapor.

$$\text{Cantidad agua alimentada} = 19,867,345.81 \frac{\text{kg}}{\text{año}} \times 0.14 = 2,781,428.41 \frac{\text{kg}}{\text{año}}$$

La energía del vapor generado al alimentar la cantidad de agua anteriormente calculada, se determina al multiplicar la masa del agua calculada por el calor latente a la presión de trabajo de la caldera, la cual es de 827.37 kPa (120 psi).

$$\text{Energía vapor generado} = 2,781,428.41 \frac{\text{kg}}{\text{año}} \times 2,041.38 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = 5,677 \times 10^9 \frac{\text{kJ}}{\text{año}}$$

A partir de la ecuación para la eficiencia de la caldera, se estima la cantidad de energía transmitida por la cantidad de diesel consumida, para este efecto se asume una eficiencia de caldera del 80 %:

$$\eta_{\text{caldera}} = \frac{\text{Energía vapor generado}}{\text{Energía diesel consumido}} \times 100$$

$$\text{Energía diesel consumido} = \frac{\text{Energía vapor generado}}{\frac{\eta_{\text{caldera}}}{100}} = \frac{5,677 \times 10^9 \frac{\text{kJ}}{\text{año}}}{\frac{80}{100}} = 7.097 \times 10^9 \frac{\text{kJ}}{\text{año}}$$

Para determinar la cantidad de diesel consumida la energía determinada anteriormente se convierte a la medida de volumen, de la siguiente manera:

$$\text{Diesel consumido} = 7.097 \times 10^9 \frac{\text{kJ}}{\text{año}} \times 1,000 \frac{\text{J}}{\text{kJ}} \times \frac{1}{1,055.06} \frac{\text{BTU}}{\text{J}} \times \frac{1}{142,000} \frac{\text{gal}}{\text{BTU}} = 47,373.61 \frac{\text{gal}}{\text{año}}$$

$$\text{Diesel consumido} = 47,373.61 \frac{\text{gal}}{\text{año}} \times 3.78 \times 10^{-3} \frac{\text{m}^3}{\text{gal}} = 179.33 \frac{\text{m}^3}{\text{año}}$$

C. Cálculo de bombas

En el presente apartado se ejemplifican los cálculos necesarios para determinar las bomba térmica a utilizar en cada sistema recolector de condensado.

A continuación se ejemplifica el cálculo de la bomba a utilizar en el área técnica 1. El mismo procedimiento se lleva a cabo para determinar la bomba a utilizar en el área técnica 2 y 3.

Primero se debe de determinar el flujo total de condensado a bombear, este flujo corresponde al flujo másico total de condensado ya determinado con anterioridad; por lo tanto el flujo másico total de condensado para el área técnica 1 es de 320.55 kg/h .

Una vez conocido dicho flujo, se debe determinar la presión total que debe de vencer la bomba para transportar el condensado al tanque principal de almacenamiento (el cual se encuentra ubicado en el cuarto de calderas). La presión a vencer se determina por lo pies (ft) de cabeza traducidos a psi que va a tener la subida de la tubería hacia la sala de calderas y las pérdidas de fricción que pueda tener el trayecto de la tubería hacia este punto (incluyendo los accesorios).

La altura de elevación de los condensados en el punto en cuestión es de 4.13 m, por lo que utilizando la regla general que 1 psi de presión puede elevar el condensado aproximadamente 2.21 ft (ICAITI,1990,p 192), entonces se obtiene que la presión a vencer es:

$$P_{\text{vencer}} = 4.13 \text{ m} \times 3.280840 \frac{\text{ft}}{\text{m}} \times \frac{1}{2.21} \frac{\text{psi}}{\text{ft}} = 6.13 \text{ psi} \times \frac{1}{14.696} \frac{\text{atm}}{\text{psi}} \times 101.325 \frac{\text{kPa}}{\text{atm}} = 88.26 \text{ kPa}$$

Para determinar las pérdidas por fricción debidas a la tubería y accesorios, primero se debe de conocer el Número de Reynolds:

$$R_e = \frac{DV\rho}{\mu}$$

donde:

D= Diámetro interno de la tubería (Acero al carbón 1in cédula 40) (m)

\dot{V} = Flujo volumétrico del condensado a bombear (m³/h)

ρ = Densidad del agua a 70 °C (kg/m³)

μ = Viscosidad del agua a 70 °C (kg/m h)

$$R_e = \frac{0.027 \text{ m} \times 0.33 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times 977.70 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0.0396 \frac{\text{kg}}{\text{m h}}} = 215.68$$

A partir del Número de Reynolds se determina que el flujo es laminar, ya que dicho valor es inferior a 2,100. Por lo tanto el coeficiente de fricción fanning (f) para flujo laminar está dado por la siguiente ecuación:

$$f = \frac{64}{R_e}$$

$$f = \frac{64}{215.68} = 0.30$$

Una vez conocidos el Número de Reynolds y el coeficiente de fricción fanning, se determinan las pérdidas por fricción debido a la tubería y accesorios de la siguiente manera:

$$\text{Pérdidas por fricción} = \left(4f \frac{L}{D} + \sum_1^n mK_{F_n} \right) \times \frac{V^2}{2g}$$

donde:

f = Coeficiente de fricción fanning

L = longitud de la tubería (largo de tubería desde el sistema recolector hasta el cuarto de calderas) (m)

D = Diámetro interno de la tubería (Acero al carbón de 1 in cédula 40) (m)

V = Velocidad del flujo (m/h)

g = gravedad (9.81 m/s^2) (m/h^2)

K_f = Coeficiente de pérdidas por fricción para cada accesorio

m = Cantidad de cada accesorios

$$Pérdidas \text{ por fricción} = \left[\left(4 \times 0.30 \times \frac{75 \text{ m}}{0.027 \text{ m}} \right) + (4 \times 0.75 + 1 \times 0.4 + 1 \times 1) \right] \times \frac{\left(588.18 \frac{\text{m}}{\text{h}} \right)^2}{2 \times 9.81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times (3,600)^2 \frac{\text{s}^2}{\text{h}^2}}$$

$$Pérdidas \text{ por fricción} = 3.36 \text{ m} = 5 \text{ psi} = 34.47 \text{ kPa}$$

Por lo tanto la presión total que debe vencer la bomba, se determina de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$P_{T_{vencer}} = P_{vencer \text{ debido altura elevación}} + P_{vencer \text{ debido perdidas friccion}}$$

por razones de diseño y seguridad a la presión total a vencer se le da un 15 % más

$$P_{T_{vencer}} = 6.13 \text{ psi} + 5 \text{ psi} = 11.13 \text{ psi} \cong 11 \text{ psi} \times 1.15 = 13 \text{ psi} = 88.26 \text{ kPa}$$

Una vez conocida la presión total a vencer y el flujo total de condensado a bombear se determina la capacidad de la bomba a utilizar por medio de la Tabla No.26 (ver página 49), la cual es proporcionada por el fabricante (Armstrong).

Tabla No.26- Especificaciones de bombas Armstrong

PT-200 Capacidad bomba de Condensado											
Presion Movimiento		Presion Total a Vencer		PT-204 (6" cabeza de carga) 1" x 1"				PT-206 (6" cabeza de carga) 1-1/2" x 1-1/2"			
				Flujo de Vapor		Flujo de Aire		Flujo de Vapor		Flujo de Aire	
psig	bar	psig	bar	lb/hr	kg/hr	lb/hr	kg/hr	lb/hr	kg/hr	lb/hr	kg/hr
15	1.0			1,800	816	2,100	953	2,700	1,225	3,000	1,361
25	1.7			2,025	919	2,300	1,043	3,200	1,451	3,500	1,588
50	3.5	5	0.34	2,100	953	2,500	1,134	3,400	1,542	3,600	1,633
75	5			2,200	998	2,700	1,225	3,500	1,588	3,700	1,678
100	7			2,300	1,043	*	*	3,600	1,633	*	*
125	8.5			2,400	1,089	*	*	3,700	1,678	*	*
25	1.7					1,500	680	2,000	907	2,400	1,088
50	3.5	15	1	2,000	907	2,250	1,021	3,200	1,451	3,400	1,542
75	5			2,100	953	2,500	1,134	3,300	1,497	3,500	1,588
100	7			2,110	957	*	*	3,350	1,520	*	*
125	8.5			2,125	964	*	*	3,400	1,542	*	*
35	2.5			25	1.5	1,500	680	1,700	771	2,100	953
50	3.5	1,700	771			2,000	907	2,400	1,088	2,600	1,179
75	5	1,500	862			2,300	1,043	2,700	1,225	2,900	1,315
100	7	2,000	907			*	*	2,800	1,270	*	*
125	8.5	2,100	953			*	*	2,900	1,315	*	*
50	3.5	40	3	1,400	635	1,700	771	1,500	680	2,000	907
60	4			1,500	680	2,000	907	2,000	907	2,300	1,043
75	5			1,700	771	2,200	998	2,300	1,043	2,500	1,134
100	7			1,800	816	*	*	2,400	1,088	*	*
125	8.5			1,920	871	*	*	2,500	1,134	*	*
70	4.5	60	4	1,100	496	2,000	907	1,150	522	2,000	907
75	5			1,300	590	2,300	1,043	1,325	601	2,300	1,043
100	7			1,600	726	*	*	1,900	862	*	*
125	8.5			1,720	780	*	*	2,000	907	*	*

Para determinar la bomba a utilizar a partir de la tabla anterior, primero se busca la presión a vencer (total lift or back pressure), en este caso como la presión a vencer es de 88.26 kPa (13 psi) se utiliza el dato más próximo que para este fin es 103.42 kPa (15 psi); luego se busca el flujo a bombear (steam motive), el cual es de 320.55 kg/h (706.70 lb/h), en este caso se utiliza el flujo próximo que es de 680.39 kg/h (1,500 lb/h) y se desplaza hacia la izquierda, para conocer de esta manera la presión de movimiento (motive pressure) que debe tener el vapor, que para este caso es de 172.37 kPa (25 psi).

Con esta información queda especificada que la bomba requerida es de 680.39 kg/h (1,500 lb/h) para vencer una contra presión de 103.42 kPa (15 psi), utilizando vapor a 172.37 kPa (25 psi); la serie de la bomba es PT-204 (0.1524 m cabeza de carga) 0.0254 m x 0.0254 m.

D. Cálculo de tanques recolectores de condensado

En el presente apartado se ejemplifican los cálculos necesarios para determinar los tanques recolectores de condensado a utilizar en cada sistema recolector de condensado.

A continuación se ejemplifica el cálculo del tanque recolector de condensado a utilizar en el área técnica 1. El mismo procedimiento se lleva a cabo para determinar el tanque recolector de condensado a utilizar en el área técnica 2 y 3.

Primero se debe determinar el flujo de vapor espontáneo que se tiene, dicho flujo se obtiene al sumar los flujos de vapor espontáneo generados en cada equipo del área técnica 1, el cual es de 37.60 kg/h (82.88 lb/h); a partir del flujo de vapor espontáneo se determinan las dimensiones del tanque con la ayuda de la siguiente tabla.

Tabla No.27- Dimensiones de tanques recolectores de condensado para un sistema abierto

Dimensiones para tanques recolectores de condensado para sistemas abiertos							
Flujo de vapor espontáneo		Diámetro de tanque		Largo del tanque		Diámetro línea de venteo	
lb/hr	kg/hr	in	mm	in	mm	in	mm
up to							
75	34	4	102			1-1/2	40
150	68	6	152			2	50
300	136	9	229	36	914	2-1/2	65
600	272	10	254			3	75
900	408	12	300			4	100
1,200	544	16	405			6	150
2,000	907	20	508			8	200

Para determinar el tanque a utilizar a partir de la tabla anterior, primero se busca el flujo de vapor espontáneo en la tabla, en e caso se tiene un flujo de 37.60 kg/h (82.88 lb/h), se utiliza el flujo inmediato superior, que en este caso sería 68 kg/h (150 lb/h) y de esta manera se determina que el tanque deberá tener un diámetro de 0.15 m (6 in), un largo de 0.91 m (36 in) y un diámetro de la línea de venteo de 0.05m (2 in)

Por último para determinar el volumen del tanque calculado, se utiliza la ecuación del volumen de un cilindro circular recto:

$$V = \pi r^2 h$$

$$V = \pi \times \left(\frac{0.15m}{2} \right)^2 \times 0.91m = 0.017m^3 = 4.42gal$$

Por cuestiones de diseño y seguridad al volumen del tanque se le agrega un 25%, obteniendo de esta manera:

$$V = 0.017 m^3 \times 1.25 = 0.021 m^3 = 5.51 gal$$

A partir de dicho volumen se vuelve a dimensionar el tanque, para lo cual se determina la relación largo/radio (L/r) con los datos determinados de la Tabla No.19

$$\frac{L}{r} = \frac{0.91 m}{0.075 m} = 12 \Rightarrow L = 12r$$

Sustituyendo L y el volumen obtenido al incrementar un 25 % en la ecuación de de volumen, se obtiene un diámetro de:

$$r = \sqrt[3]{\frac{V}{12\pi}} = \sqrt[3]{\frac{0.021 m^3}{12 \times \pi}} = 0.08 m \Rightarrow D = 2r = 2 \times 0.08 m = 0.16 m$$

A continuación se sustituye el radio obtenido en la relación largo/radio (L/r), obteniendo así:

$$L = 12 \times 0.08 m = 0.99 m$$

Por lo tanque el tanque a utilizar en el Área Técnica 1 debe tener un diámetro de 0.16 m, largo de 0.99 m y un diámetro de la línea de venteo de 0.05 m.

E. Análisis económico

Se realizó un análisis económico para evaluar la rentabilidad del proyecto propuesto; para lo cual se calculó la inversión, a partir del costo total del equipo utilizado para el diseño del Sistema Recuperador de Condensado, obra civil, instalación; además también se determinó el Valor Actual Neto (VAN), la Tasa Interna de Retorno (TIR) para 10 años, el Tiempo de Recuperación de la Inversión (PR); para lo cual se utilizaron las fórmulas financieras de Excel.

Cabe mencionar que se realizó el flujo de caja sin el proyecto y con el proyecto, para este último la depreciación se determinó por medio del Sistema Modificado Acelerado de Recuperación de Costos (SMARC).

Tabla No.28- Equipos y accesorios tomados en cuenta para determinar la Inversión

Cantidad	Equipos y accesorios	Costo unitario (Q)	Costo total (Q)
1	Equipo de bombeo 1	22405.50	22405.50
1	Equipo de bombeo 2	24895.00	24895.00
1	Tanque de condensados 1 (con montaje)	4845.00	4845.00
1	Tanque de condensados 2 (con montaje)	5845.00	5845.00
3	Trampa de vapor ¾"	906.25	2718.75
1	Trampa de vapor ½"	906.25	906.25
2	Válvula reguladora de presión de ½"	1350.00	2700.00
1	Tubo 2½" X 6 mts	822.24	822.24
3	Tubo 1½" X 6 mts	397.50	1192.50
1	Tubo 1¼" X 6 mts	375.00	375.00
35	Tubo 1" X 6 mts	210.00	7350.00
6	Tubo ¾" X 6 mts	150.00	900.00
3	Tubo ½" X 6 mts	149.45	448.35
2	Válvula de cheque de 1½"	295.00	590.00
2	Válvula de cheque de 1"	277.00	554.00
2	Válvula de cheque de ¾"	395.00	790.00
3	Válvula de cheque de ½"	145.00	435.00
1	Válvula de cheque de ¼"	130.00	130.00
2	Válvula de bola de 1½"	145.00	290.00
4	Válvula de bola de 1"	85.95	343.80
2	Válvula de bola de ¾"	25.20	50.40
1	Codo 90° de 2½"	35.20	35.20
4	Codo 90° de 1½"	11.55	46.20
6	Codo 90° de 1¼"	10.11	60.66
27	Codo 90° de 1"	5.77	155.79
21	Codo 90° de ¾"	3.26	68.46
12	Codo 90° de ½"	2.25	27.00
3	Codo 45° de 1"	7.58	22.74
1	Tee 2"	27.10	27.10
1	Tee 1½"	13.80	13.80
3	Tee 1"	7.08	21.24
1	Tee ¾"	3.51	3.51
3	Tee ½"	2.81	8.43
2	Unión universal 2"	40.03	80.06
2	Unión universal 1½"	47.50	95.00
2	Unión universal 1¼"	21.83	43.66
12	Unión universal 1"	27.50	330.00
12	Unión universal ¾"	17.45	209.40
12	Unión universal ½"	15.45	185.40
1	Reducidor Bushing 2" X ½"	12.49	12.49
1	Reducidor Bushing 1" X ¾"	3.33	3.33
2	Reducidor Bushing ½" X ¼"	1.96	3.92
2	Reducidor campana 1½" X 1"	14.00	28.00
30	Coplas 1"	4.63	138.90

2	Coplas ¼"	2.63	5.26
2	Sifón o "cola de marrano" de ¼"	95.00	190.00
2	Visor de nivel	346.25	692.50
2	Manómetro	180.00	360.00
2	Manómetro	180.00	360.00
2	Filtro "Y" ½"	57.96	115.92
20	Cañuelas de aislamiento de 1½"	55.90	1118.00
7	Cañuelas de aislamiento de 1¼"	53.87	377.09
220	Cañuelas de aislamiento de 1"	48.50	10670.00
36	Cañuelas de aislamiento de ¾"	45.25	1629.00
15	Cañuelas de aislamiento de ½"	40.80	612.00
300	Forro de aluminio	50.67	15201.00
	Instalación del Sistema		47500.00
	Obra civil (construcción de nuevo trench)		3500.00
	TOTAL+ 25% seguridad		203,172.31

Tabla No.29- Depreciación determinada por el Método SMARC para el flujo de caja con proyecto

Tasa depreciación a 10 años (%)	10	18	14.4	11.52	9.22	7.37	6.55	6.55	6.55	9.83
Año	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Depreciación	17879.16	32182.49	25746.00	20596.80	16484.59	13176.94	11710.85	11710.85	11710.85	17575.22

Tabla No.30- Costos variables para el flujo de caja sin proyecto

Costos variables	Cantidad	Costo (Q)	Unidad costo	Costo total (Q)
Diesel	56,000.00	18.85	gal/año	1,055,600.00
Agua	19,867.35	5.00	m ³ /año	99,336.73
Químicos	204.00	120.00	gal/año	24,480.00
TOTAL				1,179,416.73

Tabla No. 31- Costos variables para el flujo de caja con proyecto

Costos variables	Cantidad	Costo (Q)	Unidad costo	Costo total (Q)
Diesel	47,373.67	18.85	gal/año	892,993.70
Agua	2,781.43	5.00	m ³ /año	13,907.14
Químicos	28.56	120.00	gal/año	3,427.20
TOTAL				910,328.05

Tabla No.32- Flujo de caja sin proyecto

Año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
En Quetzales											
Egresos (-)	-1,179,416.73	-1,250,181.73	-1,323,192.64	-1,404,704.19	-1,488,986.45	-1,578,325.63	-1,673,025.17	-1,773,406.68	-1,879,811.08	-1,992,599.75	
Sustitución equipo (-)	0	-121,600.00	-121,600.00	-121,600.00	-121,600.00	-121,600.00	-121,600.00	-121,600.00	-121,600.00	-121,600.00	-121,600.00
Utilidad antes impuesto	-1,179,416.73	-1,371,781.73	-1,446,792.64	-1,526,304.19	-1,610,586.45	-1,699,925.63	-1,794,625.17	-1,893,006.68	-2,001,411.08	-2,114,199.75	
Impuesto (ISR) 5 % (+)	58,970.84	68,589.09	72,339.63	76,315.21	80,529.32	84,996.28	89,731.26	94,750.33	100,070.55	105,709.99	
Utilidad Neta	-1,120,445.89	-1,303,192.65	-1,374,453.00	-1,449,988.99	-1,530,057.12	-1,614,929.35	-1,704,893.91	-1,800,256.35	-1,901,340.53	-2,008,489.76	
Flujo de caja	-1,120,445.89	-1,303,192.65	-1,374,453.00	-1,449,988.99	-1,530,057.12	-1,614,929.35	-1,704,893.91	-1,800,256.35	-1,901,340.53	-2,008,489.76	

Tabla No.33- Flujo de caja con proyecto

Año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
En Quetzales											
Egresos (-)	-910,328.05	-964,947.73	-1,022,844.59	-1,084,215.27	-1,149,268.18	-1,218,224.27	-1,291,317.73	-1,368,796.80	-1,450,924.60	-1,537,980.08	
Depreciación (-)	-20,317.23	-36,571.02	-29,256.81	-23,405.45	-18,732.49	-14,973.80	-13,307.79	-13,307.79	-13,307.79	-13,307.79	-19,971.84
Mantenimiento equipo (-)	-20317.23	-21536.27	-22828.44	-24198.15	-25650.04	-27189.04	-28820.38	-30549.60	-32382.58	-34325.53	
Utilidad antes impuesto	-950,962.51	-1,023,055.01	-1,074,929.85	-1,131,818.87	-1,193,650.71	-1,260,387.11	-1,333,445.90	-1,412,654.19	-1,496,614.97	-1,592,277.45	
Impuesto (ISR) 5 % (I)	47,548.13	51,152.75	53,746.49	56,590.94	59,682.54	63,019.36	66,672.29	70,632.71	74,830.75	79,613.87	
Utilidad Neta	-903,414.38	-971,902.26	-1,021,183.35	-1,075,227.92	-1,133,968.17	-1,197,367.76	-1,266,773.60	-1,342,021.48	-1,421,784.22	-1,512,663.58	
Depreciación (+)	20,317.23	36,571.02	29,256.81	23,405.45	18,732.49	14,973.80	13,307.79	13,307.79	13,307.79	19,971.84	
Inversión (-)	-203,172.31										
Flujo de caja	-203,172.31	-883,097.15	-991,926.54	-1,051,822.47	-1,115,235.68	-1,182,393.96	-1,253,465.82	-1,328,713.69	-1,408,476.43	-1,492,691.74	

Tabla No.34- Flujo diferencial del proyecto

Año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Quetzales											
Con proyecto	-203,172.31	-883,097.15	-991,926.54	-1,051,822.47	-1,115,235.68	-1,182,393.96	-1,253,465.82	-1,328,713.69	-1,408,476.43	-1,492,691.74	
Sin proyecto	0	-1,120,445.89	-1,303,192.65	-1,374,453.00	-1,449,988.99	-1,530,057.12	-1,614,929.35	-1,704,893.91	-1,800,256.35	-1,901,340.53	-2,008,489.76
Diferencial	-203,172.31	237,348.74	367,861.4	382,526.46	398,166.51	414,821.44	432,535.39	451,428.1	471,542.66	492,864.09	515,798.02
Valor descontado	-203,172.31	208,200.65	283,057.40	258,194.47	235,746.54	215,445.26	197,057.31	180,407.52	165,303.55	151,559.62	139,133.32



MAQUINSA

MAQUINARIA E INSUMOS INDUSTRIALES, S.A

19 Avenida
Centro Empleo
Bodega No. 01
Guatemala, Centro
Pbx: (502) 2367
Fax: (502) 2367-44 / 3 (2:03-1300)
E-mail: maquina@elnet.net.gt

24 de octubre de 2006
Oferta No. # JO6OA305

F. Cotizaciones

Señores

01057, Mixco Guatemala

Attn. Sr. Armando Del Cid

Estimado Sr. Del Cid:

De acuerdo a su amable solicitud según el listado enviado tenemos el gusto de cotizarle los materiales de los cuales somos distribuidores:

Item	Cantidad	Descripción	Precio Unitario	Precio Total
C.8.1	01	Bomba Mecánica de Condensados marca Armstrong modelo PT – 206 operada por vapor ó aire comprimido, libre de mantenimiento. Cuerpo de la bomba de hierro fundido, mecanismo en acero inoxidable fabricado, resortes de Inconel X –750, válvulas de entrada de vapor y venteo con asiento de acero inoxidable. Conexiones roscadas de 1½" NPT X 1½" NPT (entrada X salida). Diseñada para bombear hasta 3,200 lbs/hr de condensado venciendo una contrapresión de 15 psi, utilizando para ello vapor a 50 psi. Incluye válvulas de cheque de bronce tipo bisagra de 1½" NPT a la entrada y tipo pistón de 1½" NPT a la salida. Incluye válvulas de mirilla de nivel para observar operación y descarga de la bomba.	Q 24,895.00	Q 24,895.00
C.8.2	01	Bomba Mecánica de Condensados marca Armstrong modelo PT – 206 operada por vapor ó aire comprimido, libre de mantenimiento. Cuerpo de la bomba de hierro fundido, mecanismo en acero inoxidable fabricado, resortes de Inconel X –750, válvulas de entrada de vapor y venteo con asiento de acero inoxidable. Conexiones roscadas de 1½" NPT X 1½" NPT (entrada X salida). Diseñada para bombear hasta 3,200 lbs/hr de condensado venciendo una contrapresión de 15 psi, utilizando para ello vapor a 50 psi. Incluye válvulas de cheque de bronce tipo bisagra de 1½" NPT a la entrada y tipo pistón de 1½" NPT a la salida. Incluye válvulas de mirilla de nivel para observar operación y descarga de la bomba.	Q 24,895.00	Q 24,895.00



Soluciones Inteligentes.



MAQUINSA

MAQUINARIA E INSUMOS INDUSTRIALES, S.A.

19 Avenida 16-56
Centro Empresarial
Bodega No. 04
Guatemala,
Pbx: (502) 2367-4483 al 52
Fax: (502) 2367-4483 / 2363-1300
E-mail: maquina@inetnet.net.gt

Continuación..... JG80A305 2 / 3

Item	Cantidad	Descripción	Precio Unitario	Precio Total
C.8.5	03	Trampa de vapor de cubeta invertida marca Armstrong modelo TVS811 conexiones roscadas de 1/4" NPT, con elemento de filtración de acero inoxidable a la entrada y 2 válvulas tipo pistón para aislar la trampa, todo esto integradas en un solo cuerpo. Cuerpo de hierro fundido; asiento, válvula, pines guía, brazo actuador y cubeta de acero inoxidable. Incluye instalada válvula bola de 1/4" para prueba con su respectivo cuello de ganso para observar operación de la misma a la atmósfera.	Q 2,371.70	Q 7,115.10
C.8.6	01	Trampa de vapor de cubeta invertida marca Armstrong modelo TVS811 conexiones roscadas de 1/2" NPT, con elemento de filtración de acero inoxidable a la entrada y 2 válvulas tipo pistón para aislar la trampa, todo esto integradas en un solo cuerpo. Cuerpo de hierro fundido; asiento, válvula, pines guía, brazo actuador y cubeta de acero inoxidable. Incluye instalada válvula bola de 1/4" para prueba con su respectivo cuello de ganso para observar operación de la misma a la atmósfera.	Q 2,371.70	Q 2,371.70
C.8.7	02	Válvula Reguladora de Presión marca Armstrong modelo GD - 45 tipo fuelle. Cuerpo de hierro fundido, asiento de acero inoxidable 304, fuelle de bronce fosforado. Conexiones roscadas de 1/2" NPT, diseñada para una presión máxima de 300 psi, y una temperatura de 450 °F. Diseñada para reducir presión de ajuste en el rango de 7 - 80 psi.	Q 1,350.00	Q 2,700.00
C.10.35	02	Manómetro marca WIKA modelo 212.53, caja de 2 1/2" sin glicerina (pero llenable). Caja de acero inoxidable, conexión de bronce de 1/4" NPT parte inferior (LM), carátula de ABS blanco, aguja de aluminio negro, visor policarbonato. Rango dual de medida de 0 - 100 psi (0 - 7 BAR), precisión de ± 1.5% del span total.	Q 235.00	Q 470.00
C.10.36	02	Manómetro marca WIKA modelo 212.53, caja de 2 1/2" sin glicerina (pero llenable). Caja de acero inoxidable, conexión de bronce de 1/4" NPT parte inferior (LM), carátula de ABS blanco, aguja de aluminio negro, visor policarbonato. Rango dual de medida de 0 - 60 psi (0 - 4 BAR), precisión de ± 1.5% del span total.	Q 235.00	Q 470.00
C.10.37	02	Filtros tipo "Y" para vapor marca Armstrong modelo 1/2"CASC250, cuerpo de hierro fundido, elemento de filtración de lámina perforada de acero inoxidable con agujeros de 0.045". Conexiones roscadas de 1/2" NPT, diseñados para una presión máxima de 250 psi.	Q 175.00	Q 350.00



Soluciones Inteligentes

10/25/2006 14:30 +23267917

XVALTUBGUAX

VALVULAS Y TUBERIAS DE ALTA PRESION PARA SISTEMAS DE AGUA CALIENTE Y FRIA
 10a. Cal. 1324, Zona 15, C.A. Tub. y Accesorios, Ciudad de Guatemala, Guatemala, G.A.
 Tel-Fax: (502) 2326 7917 E-mail: xvaltubguax@colusa.com

COTIZACION No. 28,008

Fecha: 25 de Octubre de 2006

Cliente: 1268
 N.I.T.: 32544-9
 Nombre: [REDACTED]
 Direccion: [REDACTED]
 Fax: 2436-9848
 Atencion a: Sr Armando Del Cid/ 5512-0556
 Referencia: Fax 2006-10-23 12:24 Ing NC P 4/4

Sometemos a su consideracion nuestra cotizacion por lo siguiente:

Codigo	Cantidad	Descripcion del articulo	Precio Un.	Valor Total
C.8 LISTADO GENERAL DE EQUIPO				
30AR-80007	3	TRAMPA CUBETA-INV H.F. 1255WP DR 1/2" NPT ARMSTRONG 800 3/4"	906.25	3,218.25
30AR-80005	1	TRAMPA CUBETA-INV H.F. 1255WP DR 1/2" NPT ARMSTRONG 800 1/2"	906.25	906.25
Y	2	VALVULA REGULADORA PRESION H.F. 30 A 140 PSI MARCA.WATTS DE 1/2"	1,850.00	3,700.00
C.9 LISTADO GENERAL DE TUBERIA				
20P284802520	1	TUBO AC.CARBON SCH-40 ASTM-A106 GRADO-B SIN-COST 2-1/2" X 20-pies	822.24	822.24
20P284801520	3	TUBO AC.CARBON SCH-40 ASTM-A106 GRADO-B SIN-COST 1-1/2" X 20-PIE	397.50	1,192.50
20P284801220	1	TUBO AC.CARBON SCH-40 ASTM-A106 GRADO-B SIN-COST 1-1/4" X 20-PIE	375.00	375.00
20P284801020	35	TUBO AC.CARBON SCH-40 ASTM-A106 GRADO-B SIN-COST 1" X 20-PIES	310.00	7,350.00
20P284800720	6	TUBO AC.CARBON SCH-40 ASTM-A106 GRADO-B SIN-COST 3/4" X 6.02-MTS	180.00	900.00
20P284800520	3	TUBO AC.CARBON SCH-40 ASTM-A106 GRADO-B SIN-COST 1/2" X 6.02-MTS	149.45	448.35

Sub-Total: 18,413.09

TOTAL: 18,413.09

Observaciones: PRECIO UNITARIO NETO- DESCUENTO ESPECIAL INCLUIDO

Condición de pago: PAGO CONTADO
 Condición de entrega: INMEDIATA
 Forma de precios: SUJETO A VENTA DE EXISTENCIAS
 Gastos de transporte: NUESTRO TRANSPORTE
 Dirección de entrega: Cx 14,9 Calz.Roosevelt, 7.5, Mico.

ROSANA MARGARITA JUAREZ
 DEPARTAMENTO DE VENTAS
ALTUBGUA
 VALVULAS Y TUBOS
 GUATEMALA 9 /

10/25/2006 11:43 +23267917

VALTUBGUA

VALTUBGUA Y TUBOS DE GUATEMALA, S.A. VALTUBGUA
 10a. Av. 4-83, Zona 15, Col. Lado Contreras, Ciudad de Guatemala, Guatemala, G.A.
 Tel-Fax-PRX: 2326-7900 e-mail: valtubgua@telgua.com

COTIZACION No. 28,456

Fecha: 25 de Octubre de 2006

Cliente: 1268
 N.I.T.: 32544-9
 Nombre:
 Direccion:
 Fono: 2436-9848
 Atencion a: Sr Armando Del Cid/ 5512-0556
 Referencia: Fax 2006-10-23 12:23 Ing HC P 2/4

Sometemos a su consideracion nuestra cotizacion por lo siguiente:

Codigo	Cantidad	Descripcion del articulo	Precio Uni.	Valor Lines
C.10 LISTADO GENERAL DE ACCESORIOS				
30NB-T413Y15	2	VALV CHEQUE YEE BRONCE 125swp 200wog NPT NIBCO T-413-Y 1-1/2"	295.00	590.00
30IT-KH1W1215-P	2	VALV CHEQUE WGR BRONCE 125-WOB ROSCA-NPT T.PISTON ITALY 1-1/2"	277.00	554.00
30NB-T413Y10	2	VALV CHEQUE YEE BRONCE 125swp 200wog NPT NIBCO T-413-Y 1"	395.00	790.00
30NB-T413Y07	2	VALV CHEQUE YEE BRONCE 125swp 200wog NPT NIBCO T-413-Y 3/4"	145.00	290.00
30NB-T413Y05	2	VALV CHEQUE YEE BRONCE 125swp 200wog NPT NIBCO T-413-Y 1/2"	130.00	260.00
30VF-B1W1515	2	VALV BOLA BRONCE 150swp 600wog rosca-NPT VALFORTE 1-1/2"	145.00	290.00
30NB-B1W1210	4	VALV BOLA BRONCE 125SWP 400WOB ROSCA-NPT NIBCO T-580-Y 1"	85.95	343.80
30VF-B1W1905	2	VALV BOLA BRONCE 150swp 600wog rosca-NPT VALFORTE 1/2"	25.20	50.40
10C96N1523	1	CODO HIERRO-NEGRO 150SWP 300WOB ROSCA-NPT 2-1/2" x 90°	35.20	35.20
10C96N1513	4	CODO HIERRO-NEGRO 150SWP 300WOB ROSCA-NPT 1-1/2" x 90°	11.55	46.20
10C96N1512	6	CODO HIERRO-NEGRO 150SWP 300WOB ROSCA-NPT 1-1/4" x 90°	10.11	60.66
10C96N1510	27	CODO HIERRO-NEGRO 150SWP 300WOB ROSCA-NPT 1" x 90°	5.77	155.79
10C96N1507	21	CODO HIERRO-NEGRO 150SWP 300WOB ROSCA-NPT 3/4" x 90°	3.26	68.46
10C96N1505	12	CODO HIERRO-NEGRO 150SWP 300WOB ROSCA-NPT 1/2" x 90°	2.25	27.00
10C96N1510	3	CODO HIERRO-NEGRO 150SWP 300WOB ROSCA-NPT 1" x 45°	7.58	22.74
10C96N1507	1	TEE HIERRO-NEGRO 150SWP 300WOB ROSCA-NPT 2"	27.10	27.10
10C96N1507	1	TEE HIERRO-NEGRO 150SWP 300WOB ROSCA-NPT 1-1/2"	13.80	13.80
10C96N1507	3	TEE HIERRO-NEGRO 150SWP 300WOB ROSCA-NPT 1"	7.08	21.24
10C96N1507	1	TEE HIERRO-NEGRO 150SWP 300WOB ROSCA-NPT 3/4"	3.51	3.51
10C96N1507	3	TEE HIERRO-NEGRO 150SWP 300WOB ROSCA-NPT 1/2"	2.81	8.43
10U6N1520	2	UNION UNIVERSAL HIERRO-NEGRO 150SWP 300WOB ROSCA-NPT 2"	40.03	80.06
10U6N1513	2	UNION UNIVERSAL HIERRO-NEGRO 150SWP 300WOB ROSCA-NPT 1-1/2"	47.50	95.00
10U6N1512	2	UNION UNIVERSAL HIERRO-NEGRO 150SWP 300WOB ROSCA-NPT 1-1/4"	21.83	43.66
10U6N1510	12	UNION UNIVERSAL HIERRO-NEGRO 150SWP 300WOB ROSCA-NPT 1"	27.50	330.00
10U6N1507	12	UNION UNIVERSAL HIERRO-NEGRO 150SWP 300WOB ROSCA-NPT 3/4"	17.45	209.40
10U6N1505	12	UNION UNIVERSAL HIERRO-NEGRO 150SWP 300WOB ROSCA-NPT 1/2"	15.45	185.40

Sub-Total: 4,601.85

TOTAL: 4,601.85

PRECIO UNITARIO NETO- DESCUENTO ESPECIAL INCLUIDO

PAGO CONTADO
 INMEDIATA
 SUJETO A VENTA DE EXISTENCIAS
 NUESTRO TRANSPORTE
 Tel 14-5 Calz. Roosevelt, 7-3. Mixco.

(Handwritten signature)
 VALTUBGUA
 VALTUBGUA Y TUBOS DE GUATEMALA S.A.
 10a. AV. 4-83 ZONA 15 COL. LADO CONTRERAS C.A. GUATEMALA

VALTUBQUA S.A. DE CV. CALZADA DE LOS RIOS, 23, COL. ROSARIO, CIUDAD DE GUADALAJARA, GUANAJUATO, GTO. C.P. 36000
 10a. Av. 483, Torre 19, Calle Lugo, Colonia, Ciudad de Guadalupe, Sonora, México
 Tel. Fax: 52-54-275-9900 e-mail: valtubqua@comcast.net

Fecha: 25 de Octubre de 2006

A cliente: 1268
 N.I.T.: 32544-9
 Nombre:
 Dirección:
 Fax: 2436-9848
 Atención a: Sr. Armando Del Cid/ 5512-0550
 Referencia: Fax: 2006-10-23 12:23 Ing HC 2.2/A

Sometemos a su consideración nuestra cotización por lo siguientes:

Código	Cantidad	Descripción del artículo	Precio Uni.	Valor lin
10RB6N152005	1	RED BUSHING HIERRO-NEGRO 150SWP 300WOB ROSCA-NPT 2" A 1/2"	12.49	12.49
10RB6N151007	1	RED BUSHING HIERRO-NEGRO 150SWP 300WOB ROSCA-NPT 1" A 3/4"	3.33	3.33
10RB6N150802	2	RED BUSHING HIERRO-NEGRO 150SWP 300WOB ROSCA-NPT 1/2" A 1/4"	1.96	3.92
10RC6N151510	2	RED CAMPANA HIERRO-NEGRO 150SWP 300WOB ROSCA-NPT 1-1/2" A 1"	14.00	28.00
10X6N1510	30	COPLA HIERRO-NEGRO 150SWP 300WOB ROSCA-NPT 1"	4.63	138.90
10X6N1502	2	COPLA HIERRO-NEGRO 150SWP 300WOB ROSCA-NPT 1/4"	2.63	5.26
10S2B402	2	SIFON AC. CARBON SCH-40 150SWP ASTM-A106 BB S/C ROSCA-NPT 1/4"	95.00	190.00
V	2	JUEGO VALVULAS NIVEL BRONCE 1/2" NPT C/TUBO VIDRIO 12" LARGO	346.25	692.50
50NV21C0225	2	MANOMETRO VER AC 0-100psi CONEX-NPT 1/4" CAR.2-1/2"	180.00	360.00
50NV2600225	2	MANOMETRO VER AC 0-60psi CONEX-NPT 1/4" CAR.2-1/2"	180.00	360.00
10AP-FY6N2508	2	FILTRO YEE HIERRO-NEGRO 250SWP ROSCA-NPT APOLLO 1/2"	57.96	115.92

Sub-Total: 1,910.32

TOTAL: 1,910.32

PRECIO UNITARIO NETO: DESCUENTO ESPECIAL INCLUIDO

PAGO CONTADO

Entrega: INMEDIATA

Preços: SUJETO A VENTA DE EXISTENCIAS

Transporte por: NUESTRO TRANSPORTE

Entrega: En 14.5 Calz. Roosevelt, 7.3, Mtyco.

ROSANA MARICRITA JUAREZ
 DEPARTAMENTO DE VENTAS

VALTUBQUA S.A.
 VALVULAS Y ACCESORIOS
 DE GUADALAJARA, GTO.

19/10/2006 13:10 +222/317

AVALEUBOQUA

VALUBOQUA S.A. DE C.V. CALZADA DE LOS RIOS, 14.5, COL. ROSALES, CIUDAD DE GUATEMALA, GUATEMALA. TEL: 2436-9848 FAX: 2436-9848 E-MAIL: VALUBOQUA@VALUBOQUA.GU

COTIZACION No. 2436

Fecha: 25 de Octubre de 2006

Cliente: 1266
 N.I.T.: 32544-9
 Nombre:
 Dirección:
 Fax: 2436-9848
 Atención a: Sr. Armando Del Cid/ 5512-0556
 Referencia: Fax 2006-10-23 12:24 Ing HC P 3/4

Sometemos a su consideración nuestra cotización por lo siguiente:

Código	Cantidad	Descripción del artículo	Precio uni.	Valor
V	20	CARUELA AISLAMIENTO FIBRA DE VIDRIO DE 1-1/2" X 3-PIES	55.90	1,118
V	7	CARUELA AISLAMIENTO FIBRA DE VIDRIO DE 1-1/4" X 3-PIES	53.87	377
V	220	CARUELA AISLAMIENTO FIBRA DE VIDRIO DE 1" X 3-PIES	48.50	10,670
V	36	CARUELA AISLAMIENTO FIBRA DE VIDRIO DE 3/4" X 3-PIES	45.25	1,629
V	15	CARUELA AISLAMIENTO FIBRA DE VIDRIO DE 1/2" X 3-PIES	40.80	612
V	300	PIES FORRO DE ALUMINIO DE 0.020" ESPESOR X 3-PIES ANCHO EL FORRO VIENE EN ROLLOS DE 100-PIES C/U	50.67	15,201

Sub-Total: 29,607

TOTAL 29,607

PRECIO UNITARIO NETO: DESCUENTO ESPECIAL INCLUIDO

Forma de pago: PAGO CONTADO
 Entrega: INMEDIATA
 Precio: SUJETO A VENTA DE EXISTENCIAS
 Impuesto: MONEDERO TRANSPORTE
 Entrega: Av 14.5 Calz. Roosevelt, I.3, Mixco.

[Firma]
 ROSANA MARGARITA JUAREZ
 DEPARTAMENTO DE VENTAS

VALUBOQUA S.A. DE C.V.
 VALUBOQUA S.A. DE C.V.
 GUATEMALA