

ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DEL LITORAL
Facultad de Ingeniería en Mecánica y Ciencias de la
Producción

"Ahorro de Combustible con la Automatización y Recuperación de
Purgas de Calderas en una Planta Cervecera"

Examen Complexivo

Previo la obtención del Título de:

INGENIERO MECÁNICO

Presentado por:

Galo Fernando Arzube Benítez

GUAYAQUIL - ECUADOR

Año: 2015

AGRADECIMIENTO

A mis Padres quienes hicieron posible mi educación y supieron guiarme y enseñarme el valor que el esfuerzo y la pasión tienen sobre los resultados.

A mis Hijos quienes me inspiran día a día con su continua búsqueda por el aprendizaje.

A la Dra. Cecilia Paredes por su gran ayuda y confianza.

DEDICATORIA

A MIS PADRES

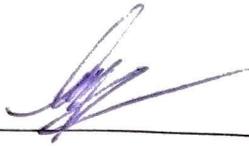
A MIS HERMANAS

A MIS HIJOS

A MI ESPOSA

A MIS AMIGOS

TRIBUNAL DE SUSTENTACIÓN



M. Sc. Jorge Duque R.
DECANO DE LA FIMCP
PRESIDENTE



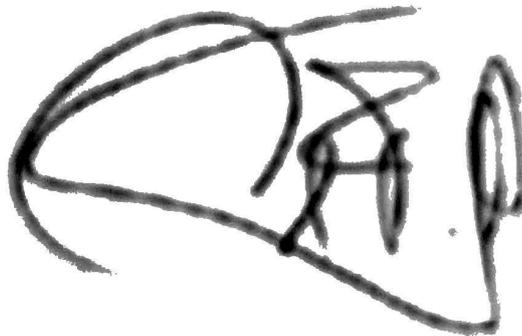
Dra. Cecilia Paredes Verduga
DIRECTOR DEL TFG



Ing. Gonzalo Zabala Ortiz
VOCAL

DECLARACIÓN EXPRESA

'La responsabilidad del contenido desarrollado en el presente trabajo final de graduación me corresponde exclusivamente y el patrimonio intelectual del mismo a la ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DEL LITORAL'

A handwritten signature in black ink, appearing to read 'Galo', written over a large, stylized, scribbled-out shape.

Galo Fernando Arzube Benitez

RESUMEN

En este trabajo se tuvo como objetivo principal el determinar la viabilidad de la implementación de un sistema de automatización y recuperación de energía de purgas de caldera en una planta de producción de cerveza.

Se inició con la recolección de datos de análisis del agua utilizada en sala de calderos, tanto agua fuente como agua de alimentación de caldero, agua al interior del caldero y condensados.

Se calculó la purga requerida en la caldera para evitar arrastre y optimizar la calidad del vapor utilizado en la planta.

Se realizó el análisis de la cantidad de calor que puede aprovecharse de la purga, tanto como revaporizado como en forma de purga líquida remanente.

Finalmente, se evaluó si el calor total obtenido de estas fuentes puede ser utilizado para calentar el agua de alimentación de caldero así como el agua fuente, proveniente del ablandador, resultando más conveniente lo segundo.

Con estos cálculos, se dimensionaron los equipos principales para aprovechar este calor y se determinó con un análisis de payback la viabilidad de esta inversión.

INDICE GENERAL

RESUMEN	ii
INDICE GENERAL.....	iii
ABREVIATURAS	v
SIMBOLOGÍA	vi
ÍNDICE DE FIGURAS.....	vii
ÍNDICE DE TABLAS	viii
INTRODUCCIÓN.....	1
CAPITULO 1	3
1. GENERALIDADES.....	3
1.1 Antecedentes	3
CAPITULO 2.....	9
2. INDICES DE PRODUCTIVIDAD EN EL PROCESO DE FABRICACION DE CERVEZA	9
2.1 Índices de energía utilizados en procesos de fabricación de cerveza internacionalmente.....	9
2.2 Índices de energía encontrados en la planta cervecera en estudio.....	10

CAPITULO 3.....	12
3. METODOLOGIA UTILIZADA.....	12
CAPITULO 4.....	14
4. CÁLCULOS.....	14
4.1 Determinación del régimen de purga de la caldera.....	14
4.2 Cálculo del ahorro de energía.....	21
4.3 Cálculo y dimensionamiento de los equipos a utilizar.....	28
4.4 Costo de Implementación del sistema.....	35
CAPITULO 5.....	39
5. PRUEBAS Y RESULTADOS OBTENIDOS.....	39
CAPITULO 6.....	45
6. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	45
APENDICES.....	48
BIBLIOGRAFIA.....	64

ABREVIATURAS

ABMA American Boilers Manufacturers Asociation

STD Sólidos Totales Disueltos

Ton Toneladas

C.C. Ciclo de concentración

Si Sílice

SIMBOLOGÍA

m	Metro
MJ	Megajoule
hl	Hectolitro
kg	Kilogramo
ppm	Partes por millón
$\mu\text{S/cm}$	Microsiemens por centímetro
BHP	Boiler Horse Power o Caballo Caldera
h	Hora
kJ	Kilojoule
$^{\circ}\text{C}$	Grados centígrados
m^3	Metro cúbico
s	Segundo
m^2	Metro cuadrado

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 4.1 Esquema recomendado para la instalación de la caldera y su sistema de alimentación de agua.	22
Figura 4.2 Esquema gráfico del sistema automático de purga de superficie.	36
Figura 4.3 Esquema gráfico del sistema de recuperación de energía de purga de superficie de caldera	38
Figura 5.1 Sistema de recuperación de energía de purgas de caldera.....	42
Figura 5.2 Tablero del controlador del sistema automático de purga de superficie del caldero.....	43
Figura 5.3 Unidad de detección de conductividad en la línea de purga de superficie, parte del sistema automático de purga de superficie del caldero.....	43
Figura 5.4 Válvula de control neumática del sistema de purga automática de superficie del caldero.....	44

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 4.1 Datos de conductividad del agua en sala de calderas	16
Tabla 4.2 Factor de Evaporación	17
Tabla 4.3 Límites permisibles de STD y Sílice en función de la presión de trabajo.....	19
Tabla 4.4 Tabla de vapor seco saturado.....	24
Tabla 5.1 Resultados del estudio.....	41

INTRODUCCIÓN

En TFG abarca principalmente lo siguiente:

En el capítulo 1 se describe el proceso básico de fabricación y envasado de la cerveza así como las necesidades de energía para desarrollar este proceso de producción.

Con estos antecedentes, en el capítulo 2 se detalla los índices de consumo de energía para la producción de cerveza y su evolución en el tiempo según los fabricantes y el desarrollo de nuevas tecnologías.

El capítulo 3 describe la metodología seguida en este trabajo para determinar la viabilidad del sistema de purgas automáticas y recuperación de energía.

Dentro del capítulo 4 se realizan los cálculos necesarios para determinar el nivel de ahorro de combustible en las calderas al aprovechar el calor remanente en las purgas de superficie y se dimensionarán los equipos principales del sistema.

Finalmente, en el capítulo 5 luego de la demostración de la viabilidad del proyecto, se detalla la implementación de los sistemas y equipos incluidos y

en el capítulo 6 se indican las conclusiones a las que se llegó y recomendaciones a seguir.

CAPÍTULO 1

1. GENERALIDADES

1.1 Antecedentes

La cerveza es una de las bebidas alcohólicas más antiguas y de las más consumidas a través de la historia. Si bien en sus inicios su elaboración era artesanal, durante la revolución industrial su manufactura pasó a la producción en masa y a elaborarse a escala industrial.

El proceso de fabricación, en general, se inicia con la mezcla en la paila de maceración de la cebada con agua tratada de manera apropiada para el proceso. Durante esta fase del proceso, el almidón de la cebada se convierte en azúcar gracias a las enzimas presentes en esta. La mezcla se filtra y se separa el líquido, también llamado

mosto para ser luego bombeado hasta la paila de cocción donde se le añade el lúpulo.

La cocción tiene varios objetivos, siendo el más importante la esterilización del mosto es decir la eliminación de bacterias de este líquido. El lúpulo es la materia prima que da el aroma y el nivel de amargor de la cerveza. Luego el mosto a través de un intercambiador de calor es enfriado y bombeado hasta los tanques de fermentación. En estos tanques se añade levadura al mosto y este reacciona en un tiempo determinado con los azúcares, produciendo alcohol y gas carbónico. Finalmente, al terminar este proceso se obtiene la cerveza como producto resultante.

Aún hay que realizar varias acciones en el proceso como retirar la levadura por sedimentación y bombear la cerveza a los tanques de maduración, donde reposa el tiempo necesario para desarrollar el aroma y sabor característicos de esta. Después de la maduración, la cerveza pasa por distintos procesos de filtrado en frío finalizando en los tanques llamados de gobierno, donde se mantienen hasta el momento del proceso de envasado.

Luego del envasado, realizado tanto en latas como en botellas, estas se someten a un proceso de pasteurización, donde se eliminan bacterias y se garantiza las condiciones óptimas de la cerveza

(manteniendo sus propiedades de color, sabor y aroma) en depósitos y bodegas de almacenaje por un lapso de seis meses.

El tiempo promedio de fabricación de la cerveza es de 15 días. Siendo estos, 7 días para la fermentación, 7 días para la maduración y un día para el filtrado y envasado.

La planta cervecera producto del presente estudio, está ubicada en Lima, Perú, y es parte de una corporación que tiene plantas en diversos países de América Latina como Brasil, Guatemala, Ecuador, República Dominicana, Chile, Uruguay, Paraguay, Bolivia, Argentina y Perú. Esta última está en operación desde el 2005 y actualmente tiene una participación de mercado de 14% en Lima.

Además de tener una fuerte competencia en su rubro y baja participación de mercado, lo cual genera presión hacia la reducción de costos directos e indirectos, la corporación maneja índices objetivos de consumo de energía. Estos índices son una guía para controlar la eficiencia de los diferentes procesos productivos que involucra la producción de cerveza.

Una de las principales fuentes de energía utilizada en el calentamiento en varios de sus procesos, como se explicó anteriormente, es el vapor

saturado, usado entre otros para el cocimiento, lavado de botellas y pasteurización.

Se usa esta fuente de energía porque es un eficiente portador de calor. Se produce en la caldera y se transmite a las instalaciones cerveceras mediante un sistema de distribución compuesto por tuberías, válvulas reguladoras, válvulas de corte y trampas, aislados térmicamente, entre otros componentes. Durante el proceso, el vapor distribuido entre los varios consumidores transfiere su calor, condensándose, para ser luego enviado y reutilizado en el caldero.

Una propiedad muy importante del vapor saturado es que su temperatura está directamente relacionada con su presión. Por lo tanto, la temperatura de los distintos procesos puede ser controlada de forma muy precisa si se controla la presión del vapor.

La gran mayoría de compañías cerveceras distribuyen el vapor en la planta a una presión entre 7 y 10 bar. La presión del vapor se reduce mediante válvulas reguladoras, según la necesidad de cada proceso en planta, hasta llegar a los niveles donde se aproveche de manera óptima el calor que este vapor puede entregar.

Para que las temperaturas puedan ser controladas de forma más precisa es esencial que se suministre vapor saturado y a su correcta presión durante el proceso. Cualquier rastro de humedad o de gases

no condensables en el vapor podría bajar su temperatura o disminuir la transferencia del calor. Esto dificultará un control más exacto y a veces puede no ser posible alcanzar las temperaturas de producción deseadas.

La producción de este vapor se obtiene en un caldero utilizando combustibles líquidos o gaseosos calentando agua tratada especialmente para este proceso. En el caso de la planta cervecera del presente estudio, cuenta con gas natural, combustible bastante económico frente a sus similares líquidos.

La óptima eficiencia al producir el vapor se da cuando se logra lo siguiente: El agua es tratada adecuadamente antes de entrar a los calderos, la mayor cantidad de condensado es reutilizada para la producción de vapor, ocurre un mínimo arrastre de humedad a la salida de la unidad de generación, la combustión en el hogar de la caldera sea completa, la transferencia de calor hacia el agua sea la máxima posible y se aisle los equipos de generación de vapor de manera eficaz.

La planta cervecera del estudio, como parte de una gran corporación cervecera, cuenta con índices de productividad que relacionan el consumo de combustible por hectolitro de cerveza producido de forma que se pueda medir y controlar sus niveles de consumo de energía.

Cada planta tiene la obligación de cumplir o superar esos índices brindando mayor rentabilidad a la corporación, siendo ese el principal motivo para realizar las adecuaciones en los equipos de generación de vapor de la planta del presente estudio.

CAPÍTULO 2

2. ÍNDICES DE PRODUCTIVIDAD EN EL PROCESO DE FABRICACION DE CERVEZA

2.1 Índices de energía utilizados en procesos de fabricación de cerveza internacionalmente

La consultora Campden BRI realiza cada cuatro años un estudio comparativo de mercado para la industria mundial de la cerveza, a nombre de la asociación de cervecerías Holandesas. De este estudio se obtuvo que entre 2008 y 2012 el uso promedio de energía en el sector se redujo aproximadamente un 9%, de 229 MJ/hl de cerveza a 207 MJ/hl. En el mismo período, el porcentaje de reducción en las 10 cerveceras más grandes del mundo fue similar, alrededor de un 9%, pero se redujo de 156 MJ/hl a 141 MJ/hl.

El consumo de energía en una cervecería típica tiene dos componentes, el consumo de energía eléctrica y el consumo de

energía térmica. Esta última, por lo general, se genera quemando diversos tipos de combustible en una sala de calderas. La energía eléctrica proviene de la red o de generación propia. Los procesos de enfriamiento o refrigeración en parte del proceso significan gran parte del consumo de energía eléctrica.

2.2 Índices de energía encontrados en la planta cervecera en estudio

Como contraparte a lo indicado en el numeral anterior, la corporación dueña de la planta, producto de nuestro estudio, se fijó metas de 110 MJ/hl para el año 2013 y 105 MJ/hl para el año 2014.

En realidad, en esta planta, no se manejan índices diferenciados de consumo de energía eléctrica y consumo de energía térmica. Peor aún, no existen índices específicos de consumo de vapor por hl de cerveza producida ni MJ de combustible por kg de vapor.

Usando como referencia datos publicados en el reporte de sostenibilidad del año 2012 de la cervecera Heineken, se tiene que la energía térmica representa alrededor del 90% del total de la energía consumida en el proceso cervecero, lo cual hace que cualquier mejora en la eficiencia de generación de vapor sea significativa para el resultado final de producción de cerveza.

Por tanto, la propuesta de optimización en las purgas de caldera con su automatización y recuperación de energía térmica se puede percibir como importante aún cuando no se manejen datos exactos de consumo de combustible por kg de vapor generado.

CAPÍTULO 3

3. METODOLOGÍA UTILIZADA

La metodología utilizada en el presente estudio se inició con la recolección de los datos de análisis del agua utilizada en la sala de calderos, agua fuente, agua de alimentación de caldero, agua al interior del caldero y condensado de las diferentes unidades productivas. La información obtenida es la conductividad del agua con la cual se deduce la concentración de sólidos en el fluido.

Otros datos importantes son la potencia en BHP de la caldera, con la cual podremos obtener un aproximado de la tasa de producción de vapor en ésta, horas de operación de esta unidad por año, presión de operación y porcentaje de retorno de condensado.

Con los datos obtenidos se procedió al cálculo de purga requerida en la caldera para evitar arrastre y optimizar la calidad del vapor utilizado en la planta.

Con esta información se realizó el análisis de la cantidad de calor que puede aprovecharse de esta purga, como revaporizado y como purga líquida remanente.

Posteriormente se evaluó el calor total obtenido de estas fuentes y si este puede ser utilizado para calentar el agua de alimentación de caldero así como el agua fuente, proveniente del ablandador. Luego de estos cálculos, se dimensionó el tanque de revaporizado para aprovechar este calor y se determinó la temperatura a la que se elevaría el agua fuente a usarse en el tanque de agua de alimentación al usar un intercambiador de calor. Finalmente, se determinó con un análisis de tiempo de recuperación de la inversión o payback la viabilidad de este proyecto.

CAPÍTULO 4

4. CÁLCULOS

4.1 Determinación del régimen de purga de la caldera

Con los registros proporcionados por los responsables de la operación de calderos de la planta en estudio, se obtuvo los datos de conductividad tanto del agua fuente como del agua de alimentación y del agua de la caldera.

Para convertir la conductividad eléctrica de una muestra de agua que está en unidades de $\mu\text{S}/\text{cm}$ a concentración en ppm o partes por millón, se utiliza un factor de conversión. Este factor de conversión depende de la composición química de los STD y puede variar entre 0.54 a 0.96. Un valor de 0.7 es usado comúnmente como aproximación si el valor real no es conocido asumiendo una temperatura de 25°C . La ecuación (4.1) es utilizada para el cálculo de los sólidos totales disueltos.

$$\text{STD (ppm)} = \text{Conductividad } (\mu\text{S /cm}) \times 0.7 \quad (4.1)$$

Los resultados promedio de conductividad de las muestras de agua se presenta en la Tabla 1.

A continuación se presenta el resultado de STD, en ppm, de las diferentes muestras.

$$\text{Conductividad del Agua Fuente} = 237.68 \mu\text{S /cm}$$

$$\text{STD del Agua Fuente} = 166.38 \text{ ppm}$$

$$\text{Conductividad del Agua de Alimentación} = 345.62 \mu\text{S /cm}$$

$$\text{STD del Agua de Alimentación} = 241.93 \text{ ppm}$$

Conociendo que la potencia de la caldera utilizada en la planta cervecera, producto del estudio, es de 1000 BHP, y teniendo en cuenta que en Estados Unidos de América y Australia la definición aceptada de BHP (Boiler Horse Power o Caballo Caldera) es la cantidad de energía requerida para evaporar 34.5 lb o 15.65 Kg de agua a una temperatura de 100° C, y que el factor de evaporación es de 1.045 dado por la temperatura del agua de alimentación y la presión de operación, según la Tabla 2, la evaporación real se obtiene a través de la ecuación (4.2).

TABLA 4.1. DATOS DE CONDUCTIVIDAD DEL AGUA EN SALA DE CALDERAS

Datos Acumulados GE																
Fecha	AGUA BLANDA				Agua de Alimentación					CALDERA 1						
	pH	Dureza Total (ppm)	Conductividad (us/cm)	Hierro (ppm)	pH	Dureza Total (ppm)	Conductividad (us/cm)	Hierro (ppm)	Silice (ppm)	pH	Dureza Total (ppm)	Conductividad (us/cm)	Hierro (ppm)	Fosfato (ppm)	Silice (ppm)	Sulfato (ppm)
Jun	7.00	-	253.00	0.01	9.72	-	547.80	0.09	8.35	11.68	-	9,300.00		41.80		24.80
Jul	7.00	-	247.14	0.01	9.43	0.43	461.43	0.09	9.95	11.53	-	7,800.00		89.13		63.77
ago	7.07	-	256.67	0.07	9.96	-	560.77	0.37	7.60	12.05	-	7,012.50	0.05	85.44	54.63	44.90
sep	7.00	-	260.00	0.03	9.60	-	550.00	0.30	8.00	12.00	-	7,030.00	0.04	78.00	50.00	45.00
oct	7.17	9.71	263.57	0.05	9.87	0.79	261.43	0.08	2.80							
nov	7.21	-	247.50	0.02	9.68	-	196.67	0.05	1.00							
dic	7.13	-	239.17	0.04	9.88	-	265.00	0.06	5.70							
2012	7.08	1.39	252.44	0.03	9.73	0.17	406.16	0.15	6.20	11.82	-	7,785.63	0.05	73.59	52.31	44.62
ene-13	7.21	-	246.92	0.06	9.31	-	130.00	0.08	0.19	11.44	-	3,850.00	1.09	76.22	44.10	68.47
feb-13	7.19	-	245.00	0.07	9.83	-	250.00	0.04	1.60	11.90	-	4,500.00	-	65.20	34.70	4.00
mar-13	7.21	-	234.64	0.06	9.98	-	293.33	0.03	20.90	11.69	-	5,500.00		72.30	40.00	21.70
abr-13	7.15	-	224.17	0.02	10.39	-	285.34	0.07	1.80							
may-13	7.10	-		0.01	9.76	-	251.00	0.01	1.90							
Promedio Junio 2012 a Mayo 2013			247.07				345.62	0.11	6.17			6,427.50	0.30		44.69	

TABLA 4.2 FACTOR DE EVAPORACIÓN (5)

Temperatura del agua de alimentación °C	Presión kg/cm ²													
	0.35	0.7	1.41	3.52	4.92	6.53	7.03	7.73	9.14	10.5	12	13.4	14.1	19.8
0.0	1.190	1.190	1.200	1.214	1.819	1.223	1.223	1.226	1.229	1.231	1.233	1.235	1.236	1.237
4.4	1.180	1.180	1.180	1.204	1.211	1.215	1.217	1.218	1.221	1.223	1.225	1.227	1.227	1.229
10.0	1.170	1.170	1.180	1.196	1.201	1.205	1.206	1.208	1.211	1.213	1.215	1.216	1.217	1.219
15.4	1.160	1.160	1.170	1.180	1.190	1.194	1.196	1.198	1.200	1.202	1.204	1.206	1.207	1.209
21.4	1.150	1.150	1.160	1.175	1.180	1.840	1.186	1.187	1.190	1.192	1.194	1.196	1.196	1.198
26.7	1.140	1.140	1.150	1.167	1.170	1.174	1.176	1.177	1.180	1.182	1.184	1.185	1.186	1.188
32.8	1.130	1.130	1.140	1.154	1.160	1.164	1.165	1.167	1.170	1.172	1.173	1.175	1.176	1.178
39.8	1.120	1.120	1.130	1.144	1.149	1.155	1.155	1.156	1.159	1.161	1.163	1.165	1.166	1.167
40.0	1.110	1.110	1.120	1.134	1.135	1.142	1.143	1.144	1.149	1.151	1.153	1.155	1.155	1.157
50.0	1.100	1.100	1.110	1.124	1.129	1.133	1.134	1.136	1.139	1.141	1.143	1.144	1.145	1.147
54.0	1.000	1.000	1.100	1.118	1.118	1.123	1.124	1.126	1.128	1.130	1.132	1.134	1.135	1.137
60.0	1.040	1.080	1.090	1.090	1.108	1.112	1.114	1.115	1.116	1.120	1.122	1.124	1.250	1.126
66.0	1.070	1.080	1.080	1.093	1.098	1.102	1.104	1.105	1.080	1.110	1.112	1.114	1.114	1.116
71.0	1.060	1.070	1.070	1.082	1.088	1.092	1.099	1.099	1.097	1.100	1.102	1.103	1.104	1.056
77.0	1.050	1.050	1.060	1.072	1.077	1.081	1.083	1.084	1.087	1.089	1.091	1.093	1.094	1.095
83.0	1.040	1.040	1.050	1.062	1.067	1.071	1.073	1.074	1.077	1.079	1.081	1.083	1.083	1.085
86.0	1.030	1.030	1.050	1.052	1.057	1.061	1.062	1.064	1.066	1.068	1.071	1.072	1.073	1.075
98.0	1.020	1.020	1.030	1.041	1.047	1.050	1.052	1.053	1.056	1.058	1.060	1.062	1.063	1.064
99.0	1.010	1.010	1.020	1.031	1.036	1.040	1.042	1.043	1.046	1.048	1.050	1.052	1.059	1.061

$$\text{Evaporación Real} = \frac{\text{Evaporación nominal}}{\text{Factor de Evaporación}} \quad (4.2)$$

La tasa promedio de producción de vapor es de 14,976 kg/h.

El promedio de operación por año del caldero es de 8,000 horas y la presión de operación de 8 bar.

La caldera dispone de control de nivel para reponer agua en el tanque desaireador o de condensado, lo cual permite mantener una temperatura estable dentro de este. Debido a que la sala de calderas de la empresa cervecera no dispone de una adecuada instrumentación para la medición de flujos y determinación exacta del porcentaje de

retorno de condensado, se tomó el estimado por los operadores del caldero que es del orden de 76% como dato para los cálculos.

Utilizando los datos recomendados en la Tabla 4.3, se procederá al cálculo de los ciclos de concentración de sílice y STD para determinar cuál es el más crítico y según ese resultado determinar la cantidad de agua a ser purgada de la caldera.

Los ciclos de concentración (C.C.) se determinan mediante la ecuación (4.3).

$$\text{C.C.} = \frac{\text{Concentración Máxima Permitida}}{\text{Concentración de agua de alimentación}} \quad (4.3)$$

$$\text{C.C. STD} = \frac{3,500}{241.93}$$

$$\text{C.C. STD} = 14.467$$

$$\text{C.C. Silice} = \frac{150}{6.17}$$

$$\text{C.C. Silice} = 24.31$$

TABLA 4.3 LÍMITES PERMISIBLES DE STD Y SÍLICE EN FUNCIÓN DE LA PRESIÓN DE TRABAJO (6)

VALORES MAXIMOS DE AGUA DE CALDERAS POR ABMA		
PRESION DE TRABAJO (PSI)	SOLIDOS DISUELTOS TOTALES, SDT (ppm)	SILICE (ppm SiO ₂)
0 - 300	3500	150
301 - 450	3000	90
451 - 600	2500	40
601 - 750	2000	30
751 - 900	1500	20
901 - 1000	1250	8
1001 - 1500	1000	2
1501 - 2000	750	1

El ciclo crítico está definido por el valor de Sólidos Totales Disueltos al llegar al valor máximo en un menor número de ciclos. La cantidad de agua purgada por ciclo se determina utilizando la ecuación (4.4).

$$\text{Cantidad de agua a ser purgada} = \frac{\text{Flujo de vapor en caldera}}{\text{C.C. Crítico} - 1} \quad (4.4)$$

$$\text{Cantidad de agua a ser purgada} = \frac{14,976.00}{14.467 - 1}$$

$$\text{Cantidad de agua a ser purgada} = 1,112.05 \text{ kg/h}$$

Alternativamente, la cantidad de agua a ser purgada se calcula por medio de la ecuación (4.5).

$$\text{Cantidad de agua a ser purgada} = \frac{F \times V}{B - F} \quad (4.5)$$

Donde:

$$F = \text{STD del agua de alimentación} = 241.93 \text{ ppm}$$

$$B = \text{STD requerido en la Caldera} = 3,500 \text{ ppm}$$

$$V = \text{Tasa de prod. de vapor, caldera} = 14,976 \text{ kg/h}$$

$$\text{Cantidad de agua a ser purgada} = \frac{241.93 \times 14,976}{3500 - 241.93}$$

$$\text{Cantidad de agua a ser purgada} = \frac{3,623,143.68}{3,258.07}$$

$$= 1,112.05 \text{ kg/h}$$

Conociendo el flujo másico de agua a ser purgada y la tasa de producción de vapor del caldero, se obtiene el porcentaje de purga aplicando la ecuación (4.6).

$$\text{Porcentaje de purga} = \frac{\text{Cantidad de agua a ser purgada}}{\text{Tasa de producción de vapor de la caldera}} \quad (4.6)$$

$$\text{Porcentaje de purga} = 7.42\%$$

4.2 Cálculo del ahorro de energía

Para el cálculo de ahorro de energía se asumió que la alternativa más apropiada para el uso de revaporizado de la purga sea la inyección de vapor vivo al tanque desaireador, según la Figura 4.1, de forma que se eleve la temperatura del agua de alimentación del caldero. Este tanque se encuentra a 0.7 bar de presión manométrica, que fue la presión de revaporización utilizada para los cálculos del presente estudio. El porcentaje de revaporizado generado se calcula a través de la ecuación (4.7).

$$\text{Porcentaje de revaporizado generado} = \frac{h_f \text{ alta presión} - h_f \text{ baja presión}}{h_{fg} \text{ baja presión}} \times 100 \quad (4.7)$$

Donde:

h_f es la entalpía específica del agua saturada, y

h_{fg} es la entalpía específica de evaporación

De la Tabla 4 se obtiene el dato de entalpía específica del agua saturada a 8 bar que es la presión a la que sale la purga del caldero. Esta es de 743.24 kJ/kg.

También se obtiene el dato de entalpía específica del agua saturada a 0.7 bar, la cual es de 484.34 kJ/kg, y finalmente el dato de entalpía específica de evaporación a 0.7 bar que es de 2,215.13 kJ/kg.

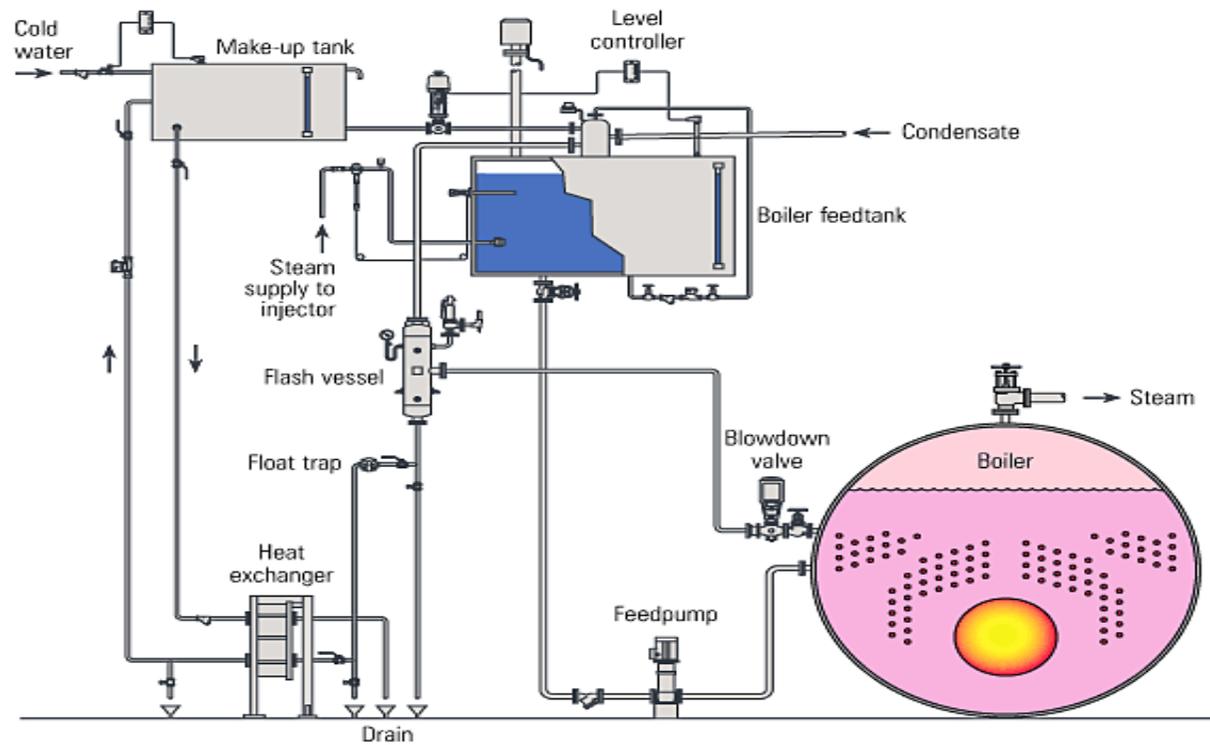


FIGURA 4.1 ESQUEMA RECOMENDADO PARA LA INSTALACIÓN DE LA CALDERA Y SU SISTEMA DE ALIMENTACIÓN DE AGUA. (3)

$$\text{Porcentaje de revaporizado generado} = \frac{(743.24 - 484.34) \times 100}{2,215.13 \text{ KJ/kg}}$$

$$= 11.69\%$$

De acuerdo a este cálculo aproximadamente 11.7% del agua de purga se convertiría en vapor al bajar su presión de 8 bar a 0.7 bar, es decir, 129.97 kg/h de vapor.

TABLA 4.4 TABLA DE VAPOR SECO SATURADO (4)

Presión		Temperatura °C	Entalpía Específica			Volumen específico vapor m ³ /kg
bar	kPa		Agua (hf) kJ/kg	Evaporación (hfg) kJ/kg	Vapor (hg) kJ/kg	
0,30	30	69,113	289,331	2 336,28	2 624,61	5,229 76
0,50	50	81,338	340,578	2 304,77	2 645,35	3,240 85
0,75	75	91,782	384,469	2 278,10	2 662,57	2,217 51
0,95	95	98,204	411,524	2 261,38	2 672,91	1,777 59
1,00	100	99,632	417,547	2 257,63	2 675,18	1,694 32
1,013 25	101,325	100,001	419,101	2 256,66	2 675,76	1,673 59
0	0	100,001	419,101	2 256,66	2 675,76	1,673 59
0,1	10	102,660	430,327	2 249,62	2 679,95	1,532 56
0,2	20	105,128	440,758	2 243,05	2 683,81	1,414 08
0,3	30	107,434	450,510	2 236,86	2 687,37	1,313 11
0,4	40	109,600	459,676	2 231,02	2 690,69	1,225 99
0,5	50	111,642	468,331	2 225,47	2 693,80	1,150 03
0,6	60	113,577	476,534	2 220,19	2 696,72	1,083 20
0,7	70	115,416	484,336	2 215,13	2 699,47	1,023 92
0,8	80	117,169	491,779	2 210,29	2 702,07	0,970 98
0,9	90	118,844	498,898	2 205,64	2 704,54	0,923 40
1,0	100	120,449	505,725	2 201,16	2 706,88	0,880 39
1,1	110	121,991	512,284	2 196,83	2 709,12	0,841 33
1,2	120	123,474	518,599	2 192,65	2 711,25	0,805 68
1,3	130	124,903	524,690	2 188,60	2 713,29	0,773 01
1,4	140	126,283	530,574	2 184,67	2 715,25	0,742 97
1,5	150	127,617	536,266	2 180,86	2 717,13	0,715 23
1,6	160	128,909	541,781	2 177,15	2 718,93	0,689 55
1,7	170	130,161	547,130	2 173,54	2 720,67	0,665 71
1,8	180	131,376	552,324	2 170,02	2 722,34	0,643 50
1,9	190	132,557	557,374	2 166,68	2 723,95	0,622 75
2,0	200	133,705	562,289	2 163,23	2 725,52	0,603 35
2,2	220	135,913	571,742	2 156,74	2 728,48	0,568 06
2,4	240	138,011	580,741	2 150,53	2 731,27	0,536 76
2,6	260	140,013	589,333	2 144,55	2 733,89	0,508 82
2,8	280	141,927	597,559	2 138,80	2 736,36	0,483 71
3,0	300	143,762	605,453	2 133,24	2 738,70	0,461 02
3,2	320	145,525	613,044	2 127,87	2 740,92	0,440 41
3,4	340	147,221	620,357	2 122,67	2 743,02	0,421 61
3,6	360	148,858	627,417	2 117,61	2 745,03	0,404 38
3,8	380	150,438	634,242	2 112,70	2 746,94	0,388 54
4,0	400	151,966	640,849	2 107,92	2 748,77	0,373 92
4,5	450	155,584	656,515	2 096,49	2 753,00	0,341 86
5,0	500	158,949	671,117	2 085,70	2 756,82	0,314 96
5,5	550	162,098	684,811	2 075,47	2 760,28	0,292 06
6,0	600	165,059	697,720	2 065,72	2 763,44	0,272 32
6,5	650	167,858	709,944	2 056,39	2 766,33	0,255 12
7,0	700	170,513	721,561	2 047,43	2 768,99	0,239 99
7,5	750	173,039	732,641	2 038,81	2 771,45	0,226 58
8,0	800	175,451	743,238	2 030,49	2 773,72	0,214 61
8,5	850	177,759	753,400	2 022,43	2 775,83	0,203 85
9,0	900	179,974	763,168	2 014,63	2 777,80	0,194 13
9,5	950	182,103	772,576	2 007,05	2 779,62	0,185 31
10,0	1000	184,154	781,656	1 999,67	2 781,33	0,177 26
10,5	1050	186,133	790,433	1 992,49	2 782,92	0,169 98
11,0	1100	188,045	798,931	1 985,48	2 784,41	0,163 10
11,5	1150	189,897	807,171	1 978,63	2 785,80	0,156 84
12,0	1200	191,691	815,171	1 971,94	2 787,11	0,151 05
12,5	1250	193,432	822,948	1 965,38	2 788,33	0,145 67
13,0	1300	195,123	830,515	1 958,96	2 789,48	0,140 65
13,5	1350	196,767	837,888	1 952,67	2 790,56	0,135 98
14,0	1400	198,368	845,077	1 946,49	2 791,57	0,131 60
14,5	1450	199,928	852,093	1 940,42	2 792,51	0,127 50
15,0	1500	201,450	858,947	1 934,46	2 793,40	0,123 64
15,5	1550	202,934	865,648	1 928,59	2 794,24	0,120 01
16,0	1600	204,384	872,203	1 922,82	2 795,02	0,116 59
17,0	1700	207,188	884,907	1 911,53	2 796,44	0,110 29
18,0	1800	209,873	897,116	1 900,57	2 797,68	0,104 63
19,0	1900	212,450	908,873	1 889,89	2 798,77	0,099 52
20,0	2000	214,930	920,220	1 879,49	2 799,71	0,094 85
21,0	2100	217,319	931,192	1 869,32	2 800,51	0,090 64
22,0	2200	219,626	941,818	1 859,38	2 801,20	0,086 75
23,0	2300	221,857	952,125	1 849,65	2 801,77	0,083 19

Considerando que el costo aproximado de generación de una tonelada de vapor utilizando gas natural en el equipo generador de vapor, objeto del estudio, el año 2013 fue de US\$ 18, según información suministrada

por los ingenieros de la planta, incluyendo el costo de agua y químicos añadidos para evitar la corrosión e incrustaciones, además del combustible utilizado, el ahorro promedio de vapor vivo al utilizar el revaporizado se calculó a través de la ecuación (4.8).

Ahorro vapor (ton/año) = Vapor procedente del revaporizado (kg/h) x número de horas al año x 1 ton/1000 kg (4.8)

$$\text{Ahorro de vapor (ton/año)} = \frac{129.97 \text{ kg/h} \times 8,000 \text{ h}}{1000}$$

$$\text{Ahorro de vapor (ton/año)} = 1,039$$

Por lo tanto, se podría ahorrar US\$ 18,715.68 solamente aprovechando el revaporizado al inyectarlo en el tanque desaireador.

Por otro lado, el remanente de agua de purga puede ser aprovechado como fuente de energía para calentar el agua fuente previo a su ingreso al tanque desaireador.

El remanente de agua de purga, PR se calcula mediante la ecuación (4.9).

$$\text{PR (kg/h)} = \text{Purga total (kg/h)} - \text{Revaporizado (kg/h)} \quad (4.9)$$

$$\text{PR (kg/h)} = 1,112.05 \text{ kg/h} - 129.97 \text{ kg/h}$$

$$\text{PR (kg/h)} = 982.08$$

La energía disponible en la purga remanente se utiliza para calentar el agua fuente que proviene del ablandador. Para el cálculo de la energía disponible para calentar ésta se utiliza la ecuación (4.10).

$$ED \text{ (kJ/kg)} = h_{f \text{ (0.7 bar)}} - h_{f \text{ (30°C)}} \quad (4.10)$$

Donde:

ED = Energía específica disponible

$h_{f \text{ (0.7 bar)}}$ = Entalpía específica del agua saturada a 0.7 bar

$h_{f \text{ (30°C)}}$ = Entalpía específica del agua a 30°C

De la Tabla 4 se obtiene que la entalpía del agua saturada a 0.7 bar (presión a la salida del tanque de revaporizado) es 484.34 kJ/kg

La entalpía del agua a 30°C es 125.7 kJ/kg teniendo en cuenta que para el agua a esa temperatura el calor específico es de 4.19 kJ/kg x °C

Con esta información se procede a calcular la energía disponible para calentar el agua fuente.

$$ED \text{ (kJ/kg)} = 484.34 - 125.86$$

$$ED \text{ (kJ/kg)} = 358.48$$

La energía total disponible (ETD) se determina mediante la ecuación (4.11).

$$ETD = ED \times \text{Flujo másico de purga remanente} \quad (4.11)$$

Donde ED es la energía disponible en la purga remanente

$$ETD = 358.48 \text{ kJ/kg} \times 982.08 \text{ kg/h}$$

$$ETD = 352,056.04 \text{ kJ/h}$$

Si en lugar de esta energía remanente se utilizara gas natural para elevar la temperatura del agua fuente, el costo por uso del combustible se puede calcular de la siguiente manera:

Energía Térmica = Energía química del gas natural x eficiencia de la caldera

Despejando la energía química se obtiene la ecuación (4.12).

$$\text{Energía química necesaria de gas natural} = \frac{\text{Energía Térmica}}{\text{Eficiencia Caldera}} \quad (4.12)$$

Asumiendo una eficiencia térmica de la caldera de 0.78, se obtiene que la energía química necesaria requerida es la siguiente:

$$\text{Energía Química Necesaria de gas natural} = \frac{352,056.04 \text{ kJ/h}}{0.78}$$

$$\text{Energía Química Necesaria de gas natural} = 451,353.9 \text{ kJ/h}$$

El precio del gas natural en la zona donde está ubicada la planta, producto de este estudio es de US\$ 6 por millón de BTU es decir US\$ 5.69×10^{-6} por kJ, según información suministrada por los responsables de la planta del estudio. De esta forma el costo final de la energía necesaria para calentar el agua fuente es obtenido mediante la ecuación (4.13).

Costo final = Energía Química Necesaria (kJ/h) x Costo (US\$/Kj) (13)

Costo final = 451,353.9 kJ/h x US\$ 5.69 x 10⁻⁶ / kJ

Costo final = US\$ 2.57 / h

Si se toma como referencia 8,000 horas de trabajo anual de la caldera, se obtiene US\$ 20,534 de gasto anual.

Sumando ambos valores (ahorro por calentamiento del tanque desaireador con el revaporizado de la purga de superficie de la caldera y ahorro por calentamiento del agua de reposición o agua fuente que va hacia el tanque desaireador) se alcanza un ahorro total de US\$ 39,249.78 por año.

4.3 Cálculo y dimensionamiento de los equipos a utilizar

Tanque flash

Para dimensionar el tanque flash o de revaporizado se requiere lo siguiente:

- El flujo total de purga o condensado que ingresa al tanque flash.
- La presión de revaporizado dentro del tanque.

Se debe tomar en consideración que el volumen del tanque flash debe ser suficientemente amplio para que permita una adecuada expansión del vapor y ocurra un revaporizado instantáneo.

Teniendo en cuenta que la presión de vapor flash o revaporizado dentro del tanque es de 0.7 bar, según la Tabla 4.4, se obtiene que 1 kg de vapor a 0.7 bar ocupa un volumen de 1.024 m³. Con esta información se obtiene el flujo volumétrico de vapor usando la ecuación (4.14).

$$FVV = \text{Flujo másico de vapor} \times \text{Volumen específico} \quad (4.14)$$

Donde FVV es igual al flujo volumétrico de vapor

$$FVV = 129.97 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 1.024 \frac{\text{m}^3}{\text{kg}} = 133.09 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

$$FVV = 0.03697 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

Así mismo, según la Tabla 4.4, la densidad del agua a 0.7 bar es igual a

$$946.80 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Con esto se calcula el flujo volumétrico del agua en el tanque flash utilizando la ecuación (4.15).

$$\text{Flujo volumétrico de agua} = 982 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 0.00106 \frac{\text{m}^3}{\text{kg}} = 0.03697 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \quad (4.15)$$

$$\text{Flujo volumétrico de agua} = 0.000288 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

El volumen total del tanque de revaporizado es el resultado de la suma del volumen ocupado por el vapor y el volumen ocupado por el agua en un segundo. El volumen del tanque flash o de revaporizado se calcula usando la ecuación (4.16).

$$\text{Volumen del tanque} = 0.03697 \text{ m}^3 + 0.00029 \text{ m}^3 = 0.03726 \text{ m}^3 \quad (4.16)$$

La velocidad recomendada dentro del tanque de revaporizado para que exista una apropiada separación de vapor del condensado es menor a 3 m/s. Para los cálculos se usa 1 m/s, velocidad típicamente recomendada en calderos de vapor para obtener vapor seco.

La velocidad recomendada en líneas de vapor y conexiones de entrada y salida para evitar caídas de presión considerables, además de erosión y ruidos molestos, es de 15 a 20 m/s. Para el cálculo efectuado a continuación se utilizó una velocidad de 10 m/s otorgando un mayor factor de seguridad.

Considerando que:

Flujo Volumétrico = Velocidad x Área

$$\text{Área} = \frac{Q}{V} = \frac{1,112.05}{10} \times \frac{\text{lt}}{\text{h}} \times \frac{\text{s}}{\text{m}} \times \frac{1 \text{ hr}}{3,600 \text{ s}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1,000 \text{ lt}}$$

$$\text{Área} = 3.089 \times 10^{-5} \text{ m}^2$$

De esta forma, utilizando la ecuación $d = \sqrt{4A/\pi}$ se obtiene que el diámetro requerido de la conexión de entrada al tanque de revaporizado es igual a 35.4 mm o 1.4”

Por fines prácticos, teniendo en cuenta que se requiere un diámetro de conexión de 1.4 pulgadas, con la finalidad de obtener un mayor factor de seguridad, se decidió optar por una conexión con diámetro de 2 pulgadas.

Para una velocidad de $1 \frac{\text{m}}{\text{s}}$ en el tanque Flash, el área transversal de este se calculó utilizando la ecuación (4.17).

$$\text{Área (m}^2\text{)} = \frac{\text{Flujo másico (kg/h)} \times \text{Volumen específico (m}^3\text{/kg)}}{\text{Velocidad (m/h)}} \quad (4.17)$$

Donde según la Tabla 4.4, el Volumen específico del vapor a 0.7 bar es de 1.024 m³/kg.

$$\text{Área} = 129.97 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 1.024 \frac{\text{m}^3}{\text{kg}} \times \frac{\text{s}}{\text{m}} \times \frac{1 \text{ h}}{3,600 \text{ s}}$$

$$\text{Área} = 0.03697 \text{ m}^2$$

El diámetro mínimo requerido para el tanque flash es $\sqrt{4A/\pi}$ e igual a 0.0217 m.

Considerando que el volumen mínimo necesario en el tanque de revaporizado es de 0.03726 m³, entonces con un diámetro de 0.22 m y

longitud de 1 m se obtiene un tanque de un volumen de 0.038 m³ cumpliendo el requerimiento mínimo.

Las dimensiones finales del tanque de revaporizado se establecieron como se indica a continuación:

Largo = 1 m

Diámetro = 0.22 m

Entradas y salidas = 2"

Intercambiador de Calor

El intercambiador de calor se utiliza para aprovechar el calor del agua de purga que sale a 115° C y calentar el agua de reposición para el caldero, que de otra forma entraría al tanque de agua de alimentación a 20° C. A esa temperatura, el agua del tanque de reposición requeriría mayor cantidad de vapor vivo a fin de evitar cambios bruscos de temperatura en el caldero y reducir los niveles de oxígeno del agua previniendo la corrosión excesiva.

Para determinar la temperatura final a la que puede llegar el agua fuente con el aporte de calor del agua de purga se utilizó la ecuación (4.18).

$$Q = \dot{m} \times C_p \times (T_{ar_{salida}} - T_{ar_{entrada}}) \quad (4.18)$$

Donde:

Q , es la cantidad de energía o calor suministrado (kJ)

M , es la masa de la sustancia a calentar, agua de reposición (kg)

C_p , es el calor específico del agua de reposición (kJ/kg°C)

$T_{ar\text{salida}}$, es la temperatura de agua de reposición a la salida del intercambiador (°C); y

$T_{ar\text{entrada}}$, es la temperatura de agua de reposición a la entrada del intercambiador (°C).

Por lo que:

$$Q = \dot{m} \times 4.186 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \times (T_{ar\text{salida}} - 20^\circ\text{C})$$

Donde $T_{ar\text{salida}}$ es la variable a determinar.

La energía o calor total se puede obtener de la ecuación (4.19).

$$Q = \text{Flujo másico de condensado de purga} \times \text{Diferencia entre entalpías de agua saturada a } 115^\circ\text{C} \text{ y a } 30^\circ\text{C} \quad (4.19)$$

La descarga del agua de purga de la empresa cervecera a la red de aguas servidas debe realizarse a temperaturas menores a 30°C según las regulaciones locales.

Para obtener la energía total entregada por el agua de purga se aplica la ecuación (4.20).

$$Q = \dot{m} (h_{f\text{ purga a } 115^\circ\text{C}} - h_{f\text{ purga a } 30^\circ\text{C}}) \quad (4.20)$$

Donde:

Q , es la energía total entregada por el agua de purga.

\dot{m} , es el flujo másico de condensado de purga a través del intercambiador de calor. $\dot{m} = 982.08 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$

$h_{f \text{ purga a } 115^\circ\text{C}}$, es la entalpía de agua saturada a 115°C , la cual se obtiene de la Tabla 4. $h_{f \text{ purga a } 115^\circ\text{C}} = 482.57 \text{ KJ/kg}$

$h_{f \text{ purga a } 30^\circ\text{C}}$, es la entalpía del agua a 30°C . $h_{f \text{ purga a } 30^\circ\text{C}} = 125.7 \text{ kJ/kg}$ teniendo en cuenta que para el agua entre 0°C y 100°C el calor específico es de $4.19 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$.

Despejando en la ecuación (4.20) se tiene:

$$Q = 982.08 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 356.87 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

$$Q = 350,474.89 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

Conociendo que el flujo másico total del agua de reposición es igual al 24% del total generado (solo 76% de retorno de condensado aproximado), más el flujo perdido en la purga, se obtiene:

$$\dot{m} = 0.24 (14,976 \frac{\text{kg}}{\text{h}}) + 1,112.05 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\dot{m} = 3,594.20 \frac{\text{kg}}{\text{h}} + 1,112.05 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\dot{m} = 4,706.29 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Reemplazando en la ecuación (4.18) se obtiene que:

$$Q = \dot{m} \times C_p \times (T_{ar \text{ salida}} - T_{ar \text{ entrada}})$$

$$Q = 350,474.89 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = 4,706.29 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 4,186 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \times (T_{ar \text{ salida}} - 20^\circ\text{C})$$

$$T_{ar \text{ salida}} = 37.79^\circ\text{C}$$

Teniendo en cuenta que la mejor opción de intercambiador de calor para esta aplicación es uno de placas, por el espacio mínimo que ocupa y la alta eficiencia que maneja en fluidos y condiciones como las mostradas, se acudió a los proveedores de intercambiadores de calor Sondex quienes determinaron dimensiones y modelo de la unidad, cuyas características se presentan en el Apéndice A.

4.4 Costo de Implementación del sistema

El costo total de implementación del sistema de automatización y recuperación de energía de purga para la empresa cervecera es de US\$ 37,921.99 sin incluir el impuesto a las ventas. En el Apéndice B se presenta el presupuesto del proveedor del sistema paquetizado, el cual incluye, el sistema de recuperación de energía utilizando vapor flash, purga de superficie automática, inyección de vapor y repuestos.

El sistema de automatización de purgas de superficie a ser instalado incluye los siguientes componentes como se presenta en la Figura 4.2.

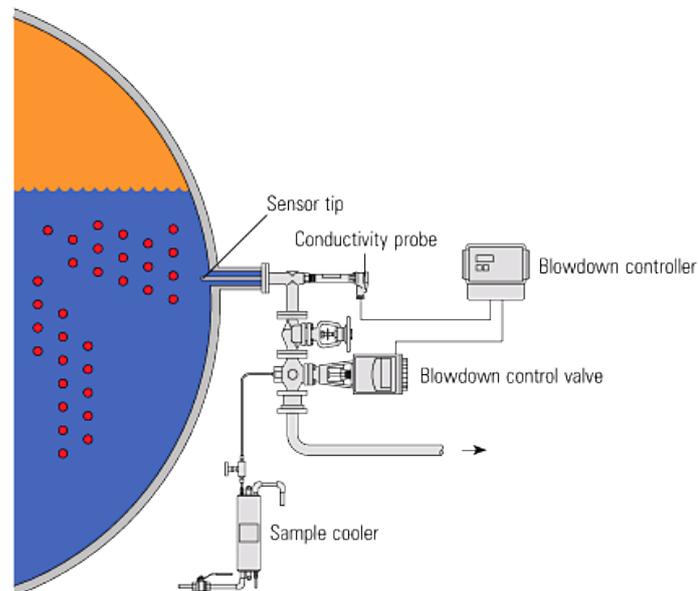


FIGURA 4.2 ESQUEMA GRÁFICO DEL SISTEMA AUTOMÁTICO DE PURGA DE SUPERFICIE (3).

Sensor de conductividad,
 Controlador de purga,
 Válvula de control,
 Válvulas de esfera de corte,
 Válvula de retención,
 Manómetros,
 Tablero.

El sistema de recuperación de energía a ser instalado incluye los siguientes componentes como puede verse en la Figura 4.3:

Tanque de revaporizado con sus accesorios como:

Válvula de Seguridad,

Manómetros,

Válvulas esferas de corte,

Válvulas de globo para regulación,

Válvulas de retención,

Trampas de vapor,

Filtros y Visores,

Válvulas y columna de nivel.

Intercambiador de calor con sus accesorios como:

Válvulas de esfera de corte,

Válvulas de retención,

Trampas de vapor,

Filtros y Visores.

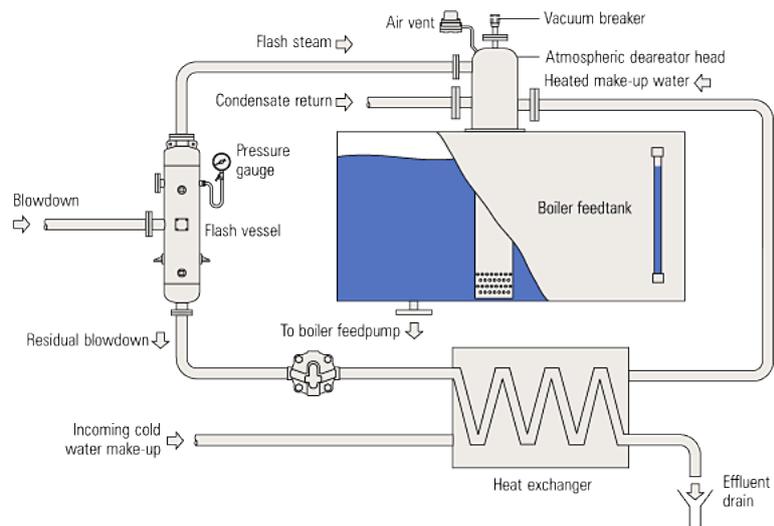


FIGURA 4.3 ESQUEMA GRÁFICO DEL SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE ENERGÍA DE PURGA DE SUPERFICIE DE CALDERA

CAPÍTULO 5

5. PRUEBAS Y RESULTADOS OBTENIDOS

En la Tabla 5 se presentan los resultados de todos los cálculos del análisis realizado.

El tiempo de retorno de la inversión o payback se calcula dividiendo el costo total de la inversión para implementar el sistema de recuperación de energía de las purgas que es US\$ 37,921.99 para el valor total que se ahorraría en combustible al implementar el sistema que es US\$ 39,249.78.

Con este cálculo, el tiempo de retorno de la inversión es de 0.966 años. Con este resultado, la empresa decidió realizar la inversión, con lo cual se procedió a la instalación y puesta en marcha del sistema. En

las Figuras 5.1, 5.2, 5.3 y 5.4 se muestran fotos de la instalación realizada.

Para que la empresa cuente con un sistema de registro de consumo de combustible, se propuso la instalación de un medidor de flujo.

TABLA 5.1 RESULTADOS DEL ESTUDIO.

Cálculo de purga necesaria	
Tasa de producción de vapor en caldero:	14,976 kg/h
Cantidad de agua a ser purgada:	1,112.05 kg/h
Porcentaje de purga:	7.42%
Cálculo ahorro por uso de revaporizado de purga de superficie	
Total revaporizado generado en el tanque flash:	129.97 kg/h
Porcentaje de revaporizado generado (del total de la purga):	11.69%
Ahorro de vapor:	1,039 ton/año
Ahorro en US\$:	18,715 / año
Cálculo de ahorro por uso de energía remanente en líquido de purga de superficie	
Remanente de agua de purga:	982.08 kg/h
Energía específica disponible para calentar el agua fuente:	358.48 kJ/kg
Energía total disponible para calentar el agua fuente por unidad de tiempo:	352,056.04 kJ/h
Energía química necesaria de gas natural por unidad de tiempo	451,353.9 kJ/h
Ahorro en US\$:	20,534 / año
Cálculo de tiempo de retorno de la inversión	
Tiempo de retorno de la inversión (payback):	0.97 años

Con la implementación de este sistema se espera obtener datos de reducción anual en la factura de combustible o reducción del índice de consumo de combustible por hectolitro de cerveza producido.



FIGURA 5.1 SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE ENERGÍA DE PURGAS DE CALDERA.



FIGURA 5.2 TABLERO DEL CONTROLADOR DEL SISTEMA AUTOMÁTICO DE PURGA DE SUPERFICIE DE CALDERO



FIGURA 5.3 UNIDAD DE DETAECCIÓN DE CONDUCTIVIDAD EN LA LÍNEA DE PURGA DE SUPERFICIE, PARTE DEL SISTEMA AUTOMÁTICO DE PURGA DE SUPERFICIE DEL CALDERO.



**FIGURA 5.4 VÁLVULA DE CONTROL NEUMÁTICA DEL SISTEMA
DE PURGA AUTOMÁTICA DE PURGA DE SUPERFICIE DEL
CALDERO.**

CAPÍTULO 6

6. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

A partir del análisis del sistema, consumos de combustible y tecnologías disponibles, se propone la instalación de un sistema automático de purga de superficie y aprovechamiento de la energía de esta que contempla no solo ahorro económico sino también mejoras medioambientales.

El resultado del tiempo de retorno de la inversión o payback, que fue menor a un año, da una referencia importante para la viabilidad del proyecto, puesto que se desconoce de la existencia de otras propuestas o proyectos de mejora y sus necesidades de inversión. En caso de existir otras alternativas de proyecto y escasos recursos

para invertir, se deberá utilizar otros métodos para la evaluación financiera del proyecto como la tasa interna de retorno, por ejemplo. El análisis no ha tomado en cuenta el ahorro de combustible al evitar el exceso de purga de caldero que podría estar dándose al realizarla manualmente (operador asegurándose de reducir los STD sin pensar en la pérdida de energía).

Luego de aprovechar el calor remanente en el agua o condensado de purga se llega hasta una temperatura menor a 40°C con lo cual queda aún posibilidad de calentar más el agua de reposición aprovechando fuentes de energía que pueden estar desperdiciándose. Una de estas fuentes es el economizador, el cual aprovecha los gases calientes de escape para calentar el agua de alimentación del caldero. Conviene evaluar así mismo el tiempo de recuperación de la inversión de este sistema y determinar la viabilidad de su implementación.

Se recomienda la instalación de un sistema de medición de flujo de gas natural, y otro para la medición del flujo de vapor, además de equipos para el registro y análisis en línea tanto del consumo de combustible como la producción de vapor para posteriores análisis, detección de problemas y evaluación de opciones de mejora en el sistema de generación y distribución de vapor.

Es recomendable también la medición de flujo y registro del condensado proveniente de cada uno de los consumidores de la planta para tener datos más exactos de retorno de condensado.

Se recomienda también la implementación de un sistema de detección de contaminación en el condensado el cual se ha instalado solo parcialmente. Estos sistemas eliminan el argumento de que no se retorna el condensado al tanque de reposición por la posibilidad de contaminación de este, prefiriendo desaprovechar la energía contenida en dicho condensado así como el tratamiento químico ya realizado al agua. Se recomienda instalar los sistemas de detección para todos los procesos donde ocurre intercambio de calor con el vapor.

APÉNDICES

APÉNDICE A



LA
LLAVE

18/08/2013

053

AMBEV

Item: 1

PHE-Type	S8A-IT10-16-TL-LIQUID	Hot
side Cold side		
Flowrate	(l/h)	
1500 4767		
Inlet temperature	(°C)	
115.00 20.00		
Outlet temperature	(°C)	
30.00 46.32		
Pressure drop	(mWG)	
1.32 6.76		
Heat exchanged	(Kcal/h)	
124591		

Thermodynamic properties:

Water	Water	
Density		(kg/l)
0.98 0.99		
Specific heat		(Kcal/kg*K)
1.00 1.00		
Thermal conductivity		(Kcal/h*m*K)
0.57 0.53		
Mean viscosity		(cP)
0.42 0.75		
Wall viscosity		(cP)
0.75 0.42		
Fouling factors		(m ² *h*K/Kcal)
0.05 0.05		
Dimensioning factor		†
46.77		
Inlet branch		
F1 F3		
Outlet branch		
F4 F2		

Design of Frame / Plates:

Plate arrangement (passes*channel)	1	x 7
+ 0 x 0		
Plate arrangement (passes*channel)	1	x 8
+ 0 x 0		
Number of plates		16
Effective heat surface	(m ²)	1.18
Overall K-value Duty/Clean	(Kcal/m ² *h*K)	3,478.80

5,106.00
Plate material 0.5 mm AISI
316
Gasket material / Max. temp. NITRIL HT
RANG CN (H) / 140
Max. design temperature (°C) 150.00
Max. Working/test pressure (Kp/cm²) 8.00
10.40
Max. Differential pressure (Kp/cm²) 8.00
Approval None
Liquid volume (dm³) 3
Frame length (mm) 112 Max.
No. of Plates 20
Net weight (kg) 38
Frame type IT
Connections HOT side : 1.25 INCH Threaded pipe BSP, AISI
316
Connections COLD side: 1.25 INCH Threaded pipe BSP, AISI
316

□



SONDEX

S4A + S8A

Plate Heat Exchanger



Recommended Applications:

The **S4A & S8A** range of **Sondex** plate heat exchangers is specially designed for the HVAC area, heat recovery, the food, industrial and chemical market.

Design Principle:

The **Sondex** type **S4A** and **S8A** plate range with lengths up to 0.75 m and a "long" thermal pattern will cover many duties up to 8 m³/h in a single pass solution, meaning that all the connections are on the head side. This will ensure easy pipe- and service work, and by dismantling the exchanger for service, no pipes need to be removed.

The heat transfer is obtained, when the warm medium transfers energy through the thin, strong flow plates between the channels and delivers it to the cold opposing medium without mixing the two media.

Counter-current flow creates the optimal efficiency.

Technical Information

Frame:
Painted frame and stainless steel frame, with the clamping bolts placed around the frame edge.
Standard colour by painted frame: Blue RAL 5010.
Available in other colours.

Working pressure:
The frames are designed for a working pressure of MPa/1.0/1.6 MPa.

Intermediate Frames:
Intermediate frames and corner blocks for IS and FS frames in stainless steel.

Construction Standard:
According to PED 97/23/EC:
A-D "Merblätter"
According to ASME CODE:
ASME VIII, DIV. 1

The plate- and inlet design allows effective, easy CIP (Cleaning in Place) of all "flow" surfaces.

Flow plates:

The corrugated "herringbone" pattern ensures turbulent flow in the whole effective area. Furthermore, this pattern brings "metallic" contact between the plates, and together with locking devices on the gaskets, the plate pack is easily assembled.

The plate pack is held firm and safely between the fixed head and movable follower of the frame.

Data Required for Correct Quotation:

Duty, flow rate, type of media, temperatures, working pressure/temperature, pressure losses and thermodynamic properties determine the exchanger type, size of heat surface and plate pattern.

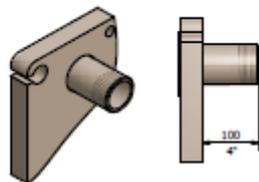
Connections:
1½" pipe or threaded pipe ISO7 BSP/ NPT in stainless steel or titanium.
1"/DN25 dairy pipe or union.
According to all known standards.

Plates:
Standard material:
AISI 316 and titanium.
Also 2 x 0.4 mm "Sonder Safe" plates, for food and industry.
Not standard: 254 SMO, hastelloy C 276 and other pressable materials.

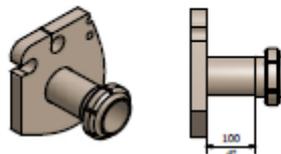
Gaskets:
The gasket is the unique "hang-on", non-glued type.
Standard material: Nitrile, EPDM and Viton.

Extra Equipment:
Safety cover in stainless steel.
Insulating jacket.
Assembling spanner.
Foundation feet for the IS frame.

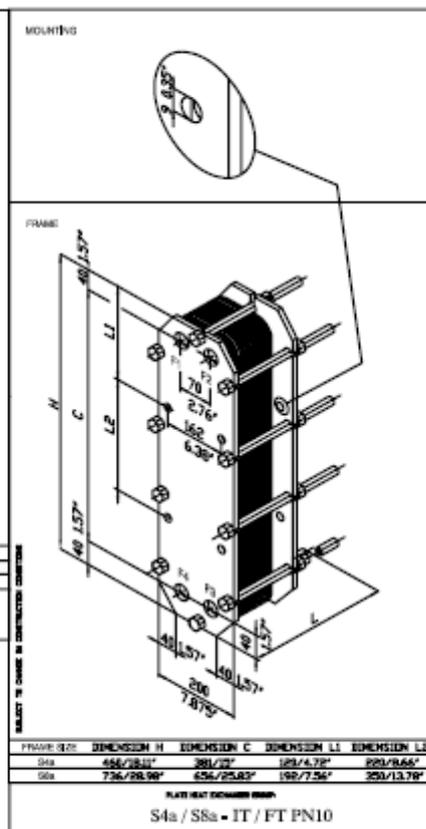
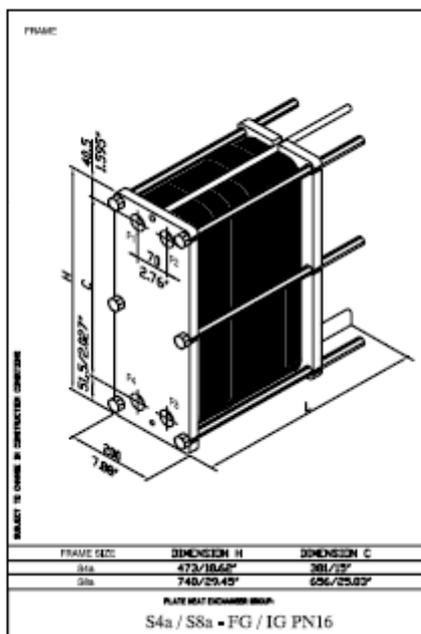
CONNECTIONS:



THREADED PIPE



DAIRY UNION



SONDEX A/S · JERNET 9 · DK-6000 KOLDING · DENMARK

SONDEX

Phone +45 76 30 61 00 • Telefax +45 75 53 89 68 / +45 75 50 50 19 • E-mail: info@sondex.dk

03122010 The manufacturer reserves the right to change the specifications in force at any time.

APÉNDICE B



TERMODINAMICA S.A.

RUC 20504638422

Av. Víctor Reynel 1045 Teléfono 3366700 Fax 3366801

P-TE-13/CAL 110B

SEÑORES: COMPAÑIA CERVECERA AMBEV PERU S.A.C.
ATENCION: CAROLINA QUISEP VILCAPUMA
REFERENCIA: EDT - T31002 - HU MEJORA DE PERFORMANCE DEL SISTEMA DE GENERACION DE VAPOR
FECHA: 12 de Septiembre de 2013

Estimados Señores:

Tenemos el agrado de presentarle nuestra propuesta para "Mejora de performance del sistema de generación de vapor"

En la presente propuesta económica se muestran las características y ventajas de lo ofrecido:

INSTALACION DEL SISTEMA DE RECUPERACION DE PURGAS DE AGUA DE SUPERFICIE

SISTEMA DE DETECCION DE CONDENSADO CONTAMINADO

Se recomienda la instalación de un Sistema de Detección de Condensado Contaminado, para detectar los cambios en la conductividad producidos por la presencia de contaminantes en el condensado. Si el condensado está contaminado y se permite su regreso a la caldera, estos contaminantes pueden producir espumas, incrustaciones, corrosión u otros problemas, según su composición química.

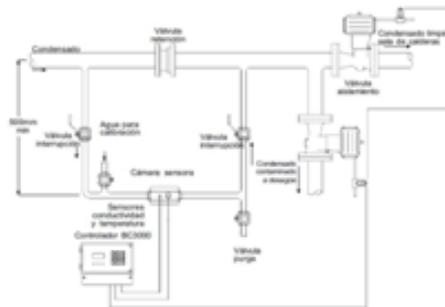
Si el nivel de conductividad se eleva por encima del punto preseleccionado, la línea de retorno de condensado es cerrada y una válvula de descarga en la línea principal es abierta, permitiendo al condensado fluir al drenaje, preferiblemente a través de un tanque de purga. Cuando la conductividad cae, la válvula de descarga es cerrada y el condensado puede retornar al sistema de caldera, de esta forma se minimizan las pérdidas de calor y agua y se evita la posibilidad de contaminación del agua de alimentación



TERMODINAMICA S.A.

RUC 20504638422

Av. Victor Reynel 1045 Teléfono 3366700 Fax 3366801



Sistema de detección de condensado contaminado - Packing

ITEM	CANT.	DESCRIPCIÓN	UNIDAD	PRECIO UNITARIO	PRECIO TOTAL
01	1	<p>SISTEMA DE DETECCIÓN DE CONDENSADO CONTAMINADO - PACKING</p> <p>Se incluye lo siguiente:</p> <ul style="list-style-type: none"> - CONTROLADOR DE SÓLIDOS TOTALES BC3250, PARA MONTAJE EN PARED, SARGO - SENSOR DE CONDUCTIVIDAD CP10, SARGO - CÁMARA SENSORA S11 P/SISTEMA BCV31 DE 3/4", ANSI 300, SARGO - SENSOR PT100 A1316 ØX100mm, DE 1/2, 0-300°C, CABEZAL DE ALUMINIO, NOVUS - FT0396/CONECTOR PT2 C/CABLE, SARGO - VALV. ESPERA, ACERO AL CARBONO, BOLA 316SS, AST. PTFE REF., 3/4" ROSC., M1052 SARGO (4 UNID) - VALV. CHECK, ACERO INOX., 3P WAFER ANSI, DCV4 SARGO - VALV. ESPERA M4052 3P C/ ACTUADOR DOBLE EFECTO (02 UNID) - Incluye: VALV. ESPERA, ACERO AL CARBONO, 3P BRIDADA ANSI 150, M4052 SARGO ACTUADOR DOBLE EFECTO EVA 3300, SARGO KIT DE MONTAJE SVL, SARGO - INDICADOR DE POSICIÓN MODELO 525T 02, MARCA GENSERS - 0.221.012.522.20 V/ ELECTROVALV. 5N1 GC NAMUR 5/2, 1/4 RBAC RES. 220V-240V, MICRO (02 UNID) - 0.101.002.232 / FR/CMANOM. 081 DE 1/4P 40, 0 - 10 BAR, MICRO - 0.481.220.813 / CONECTOR A 90° ORIENT. DE 1/4P 25PT - TUBO X 8 MM, MICRO (02 UNID) - 1001ND 00 14 / TUBO DE POLIURETANO DE 8MM ø DI 5.5MM ø, CAJA/100MT, LEGRIS - MICRO (15 m) - 0.481.180.800 / PASACHAPA INST.TUBO X 8 MM, MICRO (2 UNID) - 0.481.220.813 / CONECTOR T ORIENT. DE 1/4P 25PT - TUBO X 8 MM, MICRO - TABLERO METALICO 		USD 19.815,00	USD 19.815,00





TERMODINAMICA S.A.

RUC 20504638422

Av. Víctor Reynel 1045 Teléfono 3366700 Fax 3366801



(TIEMPO DE ENTREGA: INMEDIATO)

INSTALACIÓN DE SISTEMA DE DETECCIÓN DE CONDENSADO CONTAMINADO - PACKING

- > Instalación de controlador de sólidos SC3250 sensor de conductividad y accesorios respectivos Marca Sisco Sisco.
- > Instalación de dos Electro válvulas de 3" para sistema.
- > Suministro e instalación de tubería condut para cableado eléctrico desde el tablero hasta el actuador neumático.
- > Instalación de manguera neumática y conexiones para conexión al actuador.
- > Si necesario contar con un punto de aire comprimido en la sala de calderas y un punto de control, este no deberá estar a una distancia mayor a 03 metros de caldera.
- > Pruebas de operatividad y puesta en marcha del sistema.

(TIEMPO DE EJECUCIÓN: 05 DÍAS)

Sistema de detección de condensado contaminado – Proceso

ITEM	CANT.	DESCRIPCIÓN	PRECIO UNITARIO	PRECIO TOTAL
02	1	<p>SISTEMA DE DETECCIÓN DE CONDENSADO CONTAMINADO</p> <p>Se incluye lo siguiente:</p> <ul style="list-style-type: none"> > CONTROLADOR DE SÓLIDOS TOTALES SC3250, PARA MONTAJE EN PARED,SARCO > SENSOR DE CONDUCTIVIDAD CP10, SARCO > CÁMARA SENSORA S11 RISISTEMA SC121 DE 3/4", ANSI 300, SARCO > SENSOR PT100 A1216 6X100mm, DE 1/2", 0-300°C, CABEZAL DE ALUMINIO, NOVUS > ST0296/CONECTOR PT2 C/CABLE, SARCO 	<u>USD 10.500,00</u>	<u>USD 10.500,00</u>



TERMODINAMICA S.A.

RUC 20504638422

Av. Víctor Raynel 1045 Teléfono 3366700 Fax 3366801

- > VALV. ESFERA, ACERO AL CARBONO, BOLA 316SS, AST. PTFE REP., 3/4" ROSC., M1052 SARGO (4 UNO)
- > VALV. CHECK, ACERO INOX., 2 1/2" WAFER DIN. DCV3 SARGO
- > VALV. ESFERA M1052 2 1/2" CI ACTUADOR DOBLE EFECTO (02 UNO)
- > Incluye:
 - VALV. ESFERA, ACERO AL CARBONO, 2 1/2" P BRIDADA ANSI 150, M1052 SARGO
 - ACTUADOR DOBLE EFECTO SVA 3300, SARGO
 - KIT DE MONTAJE SVL, SARGO
- INDICADOR DE POSICIÓN MODELO 9987 02 MARCA GENESEE
- > 0.221.012.532 20 V ELECTROVALV. SMI GC NAMUR 5/2, 1/4 REAC RES. 220V-240V/MICRO (02 unid)
- > 0.101.002.332 / PRC MANOM. C81 DE 1/4" 40, 0 - 10 BAR, MICRO
- > 0.481.990.813 / CONECTOR A 90° ORIENT. DE 1/4" BSPT -TUBO X 8 MM, MICRO (5 unid)
- > 1001ND 00 14 / TUBO DE POLIURETANO DE 8MM e DI 8.5MM e.
- CAJA/100VLT, LGRS5 - MICRO (15 m)
- > 0.481.180.800 / PASACHAPA INST.TUBO X 8 MM, MICRO (3 unid)
- > 0.481.990.813 / CONECTOR T ORIENT. DE 1/4" BSPT - TUBO X 8 MM, MICRO
- > TABLERO METALICO



(TIEMPO DE ENTREGA: INMEDIATO)

INSTALACIÓN DE SISTEMA DE DETECCIÓN DE CONDENSADO CONTAMINADO - PROCESOS

- > Instalación de controlador de sólidos QCC220 sensor de conductividad y accesorios respectivos (Marca Sgno: Sargo)
- > Instalación de dos Electro válvulas de 2" para sistema.
- > Suministro e instalación de tubería conduit para cableado eléctrico desde el tablero hasta el actuador neumático.
- > Instalación de manguera neumática y conexiones para conexión al actuador.
- > Si necesario contar con un punto de aire comprimido en la sala de calderas y un punto de control, este no deberá estar a una distancia mayor a 02 metros del caldero.
- > Pruebas de operatividad y puesta en marcha del sistema.

(TIEMPO DE EJECUCIÓN: 06 DÍAS)



TERMODINAMICA S.A.

RUC 20504638422

Av. Victor Reynel 1045 Teléfono 3366700 Fax 3366801

SISTEMA DE APROVECHAMIENTO DE VAPOR FLASH PARA CALENTAMIENTO DE AGUA DE ALIMENTACION DE CALDERO

Se recomienda utilizar el vapor Flash generado de la purga de superficie de su caldera, para elevar la temperatura del agua de reposición, recuperando la energía de la purga de superficie en forma de vapor flash se generaría aproximadamente 1152 kg/h de vapor, considerando el costo del kg de vapor actual se obtendría un ahorro significativo haciendo factible dicha implementación.

Purga de superficie de Caldera:

Las dimensiones se realizaron tomando en cuenta el caudal de la purga de superficie

Total 1,152.00 kg/hr a 6 bar

En este caso Generaremos vapor flash a 0.7 Bar con condensado (1,152 Kg/h) de 6 Bar

Flash a 1 m/s @ 0.7 Bar: 11.75% de 1,152 Kg/hr

Flash: 135.2 Kg/hr @ 0.7 Bar

Dimensiones recomendadas:

Altura (HT): 0.7 m

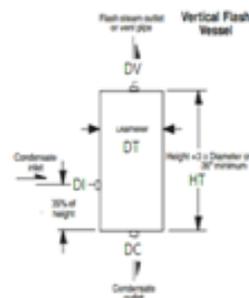
Diámetro (D): 0.25 m

Diámetro de Venteo (DV): 2.5"

Diámetro de Ingreso (DI): 3"

Diámetro de Condensado (DC): 1"

Altura de Ingreso (HI): 0.25 m





TERMODINAMICA S.A.

RUC 20504638422

Av. Victor Reynel 1045 Teléfono 3366700 Fax 3366801

ITEM	CANT.	DESCRIPCIÓN	UNIDAD	PRECIO UNITARIO
03	1	<p>SISTEMA DE RECUPERACION DE ENERGIA UTILIZANDO VAPOR FLASH</p> <p>El equipo tendrá las siguientes características:</p> <p>Dámetro : 0.25 m Altura : 0.7 m Posición : vertical Material : plancha de acero al carbono ASTM A36</p> <p>Se incluye lo siguiente:</p> <p>Accesorios Tanque Flash:</p> <ul style="list-style-type: none"> - VALV. SEGURIDAD, BRONCE 1P X 1/4P X 30 PSIG, MOD. 8010, KUNKLE, SETEADA A 15 PSIG - MANOMETRO MGS182 DE 4P, 0-60 PSI, 1/4P INF., NUOVA FIMA. - TUBO SIFON DE 1/4" MANOMETRO CON COPLA. - VALV. ESPERA, ACERO AL CARBONO, BOLA 316SS, AST. PTFE REF., 1/4P ROSC., M1052 SARGO. - VALV. GLOBO, ACERO AL CARBONO, CLASE 150, 2 1/2", BRIDADA, ANSI 150, NEWAY - VALV. CHECK, 2 1/2P, ACERO AL CARBONO, CLASE 150, BRIDADA ANSI 150, NEWAY - BOMBITRAMPA FLOTADOR FTI-125 DE 1P, SARGO - VALV. ESPERA, ACERO AL CARBONO, BOLA 316SS, AST. PTFE REF., 1P ROSC., M1052 SARGO (2 unid.) - FILTRO Y MOD. IT DE 1P NPT, SARGO. - VISOR DE CONDENSADO SGL DE 1P NPT, SARGO <div data-bbox="523 1261 986 1525" style="text-align: center;"> </div> <ul style="list-style-type: none"> - VALVULA PARA NIVEL COD. 2010200 COLUMNA DE NIVEL 1/2X150 PERILLA METAL CHECK / TUBO PIREX RAYA ROJA DE 5/8 <p>Intercambiador de calor:</p> <ul style="list-style-type: none"> - INTERCAMBIADOR DE CALOR SONDEX - DINAMARCA <p>CONEXIÓN VAPOR-LIQUIDO: 1,1/4 BSP CONEXIÓN LIQUIDO-LIQUIDO: 1,1/4 BSP</p>	USD 17,950.00	USD 17,950.00



TERMODINAMICA S.A.

RUC 20504638422

Av. Victor Reynel 1045 Teléfono 3366700 Fax 3366801

	<ul style="list-style-type: none"> - VALV. ESFERA M10X2 DE 1/4" SARGO (06 UNID) <p>Purga del Intercambiador:</p> <ul style="list-style-type: none"> - TRAMPA FLOTADOR FT14HC-10 DE 1", SARGO - VALV. ESFERA, ACERO AL CARBONO, BOLA 316SS, AST. PTFE REF., 1" ROSC., M10X2 SARGO (2 UNID) - FILTRO Y MICRO IT DE 1" NPT, SARGO - VALV. CHECK, ACERO INOX., 1" WAFER ANSI, DN14 SARGO - VISOR DE CONDENSADO SGL DE 1" NPT, SARGO <p>(TIEMPO DE ENTREGA: 08 SEMANA S)</p> <p>INSTALACION DE SISTEMA DE RECUPERACION DE ENERGIA UTILIZANDO VAPOR FLASH</p> <ul style="list-style-type: none"> > Fabricación de tanque flash e instalación con accesorios. > Montaje de intercambiadores y accesorios para sistema de calentamiento de agua de alimentación al tanque de condensado. > Tendido de líneas de purga de superficie de caldera ATA 2 al Tanque Flash y líneas de vapor flash a intercambiadores. > Pruebas y puesta en servicio. <p>(TIEMPO DE EJECUCION: 08 DÍAS)</p>		
--	---	--	--

SISTEMA DE PURGA DE SUPERFICIE AUTOMÁTICA PARA CALDERA ATA 2

ITEM	CANT.	DESCRIPCIÓN	TIPO DE MATERIAL	TIPO DE LOG. AL.
04	01	<p>PURGA DE SUPERFICIE AUTOMÁTICA</p> <p>Se incluye lo siguiente:</p> <ul style="list-style-type: none"> - CONTROLADOR DE SÓLIDOS TOTALES RCS250, PARA MONTAJE EN PARED, SARGO - VALVULA DE CONTROL DE PURGA RCV31 DE 1/2", ANSI 300, SARGO - SENSOR DE CONDUCTIVIDAD CP10, SARGO - CÁMARA SENSORA S20 P/SISTEMA RCS1 DE 1", SARGO - ST0396 CONECTOR PT2 C/CABLE, SARGO - VALV. ESFERA, ACERO AL CARBONO, BOLA 316SS, AST. PTFE REF., 1" ROSC., M10X2 SARGO (4 UNID) - VALV. CHECK, ACERO INOX., 1 1/2" WAFER ANSI, DN14 SARGO - 0.250.032.522.201 / ELECTROVALV. CHI GC 3/2, 1/4", REAC. RES., 220V-240V, MICRO - 0.101.002.332 / FR OMANOM. Q81 DE 1/4" AG, 0 - 10 BAR, MICRO - VALV. COMPUERTA, ACERO FORJADO, CLASS 800, 1 1/2" ROSCADA, NEWAY - SENSOR PT100 A1218 6X100mm, DE 1/2, 0-300°C, CARBIZAL DE ALUMINO, NOVUS - TABLERO DE CONTROL, QUE INCLUYE: FILTRO PARA ARMONICOS Y SUPRESOR DE PICO S. - 1001ND 00 14 / TUBO DE POLIURETANO DE 5MM e DI 5.5MM e, CAJA/100MT, LGRIS - MICRO (15 m) - 0.451.292.513 / CONECTOR A 90° ORIENT. DE 1/4" BSPT -TUBO X 5 MM, 	USD 15,250.00	USD 15,250.00



TERMODINAMICA S.A.

RUC 20504638422

Av. Víctor Reynel 1045 Teléfono 3366700 Fax 3366301

		<p>MICRO (3 UNO)</p> <ul style="list-style-type: none">- 0.451.160.500 / PASACHAPA INST.TUBO X 3 MM , MICRO (2 UNO)- 31.360.513 / PASAMURO 1/4" X 5MM, LEGRIS- 0.400.001.332/ SILENCIADOR DE BRONCE SINT DE 1/4 52R 0-10BAR, MICRO <p>(TIEMPO DE ENTREGA: INMEDIATO)</p> <p>INSTALACIÓN DE SISTEMA DE PURGA DE SUPERFICIE AUTOMÁTICA</p> <p>Instalación de sistema de Purga automática de Superficie para control de sólidos totales modelo QCV31 marca SPIRAX SARCO, la cual comprende lo siguiente:</p> <ul style="list-style-type: none">> Instalación de Controlador QCC250.> Instalación de Cámara Senzora de 1", conexión brida ANSI 300> Instalación de sensor de conductividad CP10.> Instalación de válvula de control QCV31 de 1 1/2", conexión brida ANSI 300.> Suministro e instalación de Tanque para toma de muestras de soldas con conexiones.> Fabricación e instalación de tanque enfriador de muestras e instalación de accesorios.> Si necesario contar con un punto de aire comprimido en la sala de calderas y un punto de control, este no deberá estar a una distancia no mayor a 02 metros del caldero.> Pruebas de operatividad y puesta en marcha del sistema. <p>(TIEMPO DE ENTREGA: 07 DÍAS)</p>	
--	--	--	--



ITEM	CANT	DESCRIPCIÓN	PRECIO UNITARIO	PRECIO TOTAL
05	1	<p>INYECCION DE VAPOR</p> <p>Se Incluye:</p> <p>INYECTOR DE VAPOR DE 1 1/2 MOD. 1140, SARCO VALV. ESFERA DE 2 1/2" BRID. C/ ACTUADOR DOBLE EFECTO (02 UNO) la cual incluye:</p> <ul style="list-style-type: none">- VALV. ESFERA, ACERO AL CARBONO, 2 1/2" BRIDADA ANSI 150, 114052 SARCO- ACTUADOR NEUMATICO DOBLE EFECTO 2VA 3200, SARCO- KIT DE MONTAJE 2VL 305X, SARCO- 0.221.012.522.201/ ELECTROVALV. 2V1 GC NAMUR 5/2, 1/4 REAC RES. 220V-240V/MICRO <p>(TIEMPO DE ENTREGA : INMEDIATO)</p> <p>INSTALACION DE SISTEMA INYECCION DE VAPOR</p> <p>Los trabajos a realizar comprenden:</p> <ul style="list-style-type: none">> Trabajo de alura para trazo y corte en la tubería existente.> Trabajo de montaje electromecánico de válvula de control y tuberías> Trabajo de pruebas mecánicas – eléctricas del funcionamiento de las válvulas	USD 5,200.00	USD 5,200.00





TERMODINAMICA S.A.

RUC 20504638422

Av. Victor Reynel 1045 Teléfono 3366700 Fax 3366801

		de control.		
--	--	-------------	--	--

UNID	CANT	DESCRIPCIÓN	PRECIO UNITARIO	PRECIO TOTAL
02	1	REPUESTOS PARA TRAMPA8 - SARCO Se Incluye: TRAMPA TERMODINAMICA T052 DE 1/2P, SARCO (02 UNID) DISCO PARA TRAMPA T0-52 DE 24P, SARCO (02 UNID) MECANISMO COMPLETO PARA FT14-10 HC DE 1P, SARCO MECANISMO PARA FT14-10 DE 1 1/2P, SARCO 1440180MECANISMO COMPLETO PARA FT14-10 DE 1/2P Y 24P, SARCO (TIEMPO DE ENTREGA : INMEDIATO)	USD 1,715.00	USD 1,715.00



TERMODINAMICA S.A.

RUC 20504638422

Av. Victor Reynel 1045 Teléfono 3366700 Fax 3366801



Item	Descripción Entregable	Total (USD)
	INSTALACION DEL SISTEMA DE RECUPERACION DE PURGAS DE AGUA DE SUPERFICIE	
1	SISTEMA DE DETECCION DE CONDENSADO CONTAMINADO - PADING	10,815.00
2	SISTEMA DE DETECCION DE CONDENSADO CONTAMINADO - PROCESOS	10,530.00
3	SISTEMA DE RECUPERACION DE ENERGIA UTILIZANDO VAPOR FLASH	17,550.00
4	SISTEMA DE PURGA DE SUPERFICIE AUTOMATICA	15,850.00
5	SUMINISTRO DE SISTEMA DE INYECCION DE VAPOR	5,200.00
6	SUMINISTRO DE REPUESTOS DE TRAMPAS	1,715.00
	TOTAL PROYECTO	61,660.00

COSTO TOTAL : U \$\$ 61,660.00
DESCUENTO : U \$\$ 3,660.00
COSTO TOTAL FINAL : U \$\$ 58,000.00 + IGV

DOLARES AMERICANOS

Forma de pago : 50% De adelanto.
50% Al finalizar los trabajos.

Validez de la oferta : 15 Días.

Garantía : 01 año Con buenas practicas de mantenimiento y operación.

Sin otro particular y en espera de sus gratas órdenes, quedamos de ustedes.

Atentamente,

TERMODINAMICA S.A.

CESAR VILLA IQUIRA

Senior Project Manager | Energy Thermal

C.I.P. 60716

Telf. (511) 336 - 6850 Anexo: 103

RPM. #998302956, MOVIL: 998302956, NEXTEL: 41*342*4697

Email: cvilla@termodinamica.com.pe

BIBLIOGRAFÍA

1. Global Brewery Survey (2012), leído el 5 de Febrero de 2014 de <http://www.campdenbri.co.uk/global-brewery-survey.php>
2. Heineken Sustainability Report (2012), leído el 5 de Febrero de 2014 de <http://www.theheinekencompany.com>
3. Spirax Sarco Limited. (2011). The steam and condensate loop: effective steam engineering for today. Inglaterra
4. Spirax Sarco. Tablas de vapor seco saturado, Boletín TI-GCM-01, Edición 5
5. Vargas Zúñiga, Angel. (1984). Calderas industriales y marinas. Guayaquil, Ecuador
6. Vargas Zúñiga, Angel. (1990). Mantenimiento de calderas industriales y marinas. Guayaquil, Ecuador