

**MEJORAMIENTO DEL SISTEMA DE VAPOR Y CONDENSADO DE UNA
PLANTA PROCESADORA DE SAL (CLORO-SODA)**

JORGE HERNAN QUIROS JARAMILLO

**UNIVERSIDAD AUTONOMA DE OCCIDENTE
FACULTAD DE INGENIERIA
DEPARTAMENTO DE ENERGÉTICA Y MECÁNICA
PROGRAMA DE INGENIERIA MECÁNICA
SANTIAGO DE CALI
2007**

**MEJORAMIENTO DEL SISTEMA DE VAPOR Y CONDENSADO DE UNA
PLANTA PROCESADORA DE SAL (CLORO-SODA)**

JORGE HERNAN QUIROS JARAMILLO

Pasantía para optar el título de Ingeniero Mecánico

**Director
JORGE ENRIQUE JAQUE
Ingeniero Mecánico**

**UNIVERSIDAD AUTÓNOMA DE OCCIDENTE
FACULTAD DE INGENIERÍA
DEPARTAMENTO DE ENERGÉTICA Y MECÁNICA
PROGRAMA DE INGENIERÍA MECÁNICA
SANTIAGO DE CALI
2007**

Nota de aceptación:

Aprobado por el comité de grado en cumplimiento de los requisitos exigidos por la Universidad Autónoma de Occidente para optar al título de Ingeniero Mecánico.

Ing. JORGE ENRIQUE JAQUE

Director

Santiago de Cali, Noviembre de 2007

A mis padres Jairo Humberto y Maria Lucia y a mi hermano Leonardo.

AGRADECIMIENTOS

Gracias a la vida que me permite disfrutar de este logro y todo lo especial que enmarca esta experiencia, gracias a mis padres porque con su esfuerzo y sacrificio me guiaron en el camino para alcanzar esta meta, gracias a mi hermano por ser la fuente que me inspiró y motivó, gracias a mi familia por acompañarme en cada instante y a mis amigos por compartir conmigo cada momento.

Agradezco profundamente al Ing. Jorge Enrique Jaque y al Ing. Henry Araujo por compartir esta idea, materializarla y permitirme aprender de su experiencia.

CONTENIDO

	Pág.
RESUMEN	14
INTRODUCCIÓN	16
1. ANTECEDENTES	17
2. OBJETIVOS	18
2.1 OBJETIVO GENERAL	18
2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS	18
3. MARCO TEORICO	19
4. RESEÑA PRODESAL S.A. (PRODUCTOS DERIVADOS DE LA SAL S.A.)	21
4.1 PROCESO GENERAL PRODESAL S.A.	22
5. BALANCE ENERGÉTICO PRODESAL S.A.	23
6. GENERADOR DE VAPOR (CALDERA).	25
6.1 FACTOR DE EVAPORACIÓN	25
6.2 COSTO GENERACIÓN DE VAPOR	27
6.3 CANTIDAD DE AGUA A SER PURGADA EN LA CALDERA	30
6.3.1 Condición actual	30
6.3.2 Condición ideal	33
6.3.3 Propuesta de mejoramiento - sistema controlador de purga continua	36

7. SISTEMA DE ALIMENTACION DEL AGUA A LA CALDERA	39
7.1 SISTEMA ON/OFF	39
7.2 SISTEMA MODULANTE	40
7.3 PROPUESTA DE MEJORAMIENTO – INCREMENTO DE LA TEMPERATURA DEL AGUA DE ALIMENTACION A LA CALDERA	40
8. SISTEMA DE DISTRIBUCIÓN PRODESAL S.A.	44
9. EQUIPOS CONSUMIDORES DE VAPOR	48
9.1 INTERCAMBIADOR DE SALMUERA E-155	48
9.2 INTERCAMBIADOR DE SODA E-240	50
9.3 PRECALENTADOR DE CRUDO	51
9.4 TRACING PARA LA LÍNEA DE COMBUSTIBLE	51
9.5 LAVADO DE CILINDROS	53
9.6 CHIMENEA DE HIDROGENO	53
9.7 REHERVIDOR	54
10. TRAMPAS DE VAPOR	55
10.1 TRAMPAS DE VAPOR TIPO MECÁNICO	55
10.2 TRAMPAS DE VAPOR TIPO TERMOSTATICOS	56
10.3 TRAMPAS DE VAPOR TIPO TERMODINÁMICAS.	57
11. RECUPERACIÓN DE CONDENSADO	62
12. CONCLUSIONES	66
BIBLIOGRAFIA	68
ANEXOS	69

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Ficha técnica Caldera	23
Tabla 2. Consumo de vapor	24
Tabla 3. Datos para cálculo capacidad real de la caldera	26
Tabla 4. Resultados del cálculo de la capacidad real de la caldera	27
Tabla 5. Resultado análisis de gases caldera Prodesal S.A. en el mes de enero de 2005	28
Tabla 6. Resultado análisis de gasa caldera Prodesal S.A. en el mes de junio de 2005	28
Tabla 7. Datos para cálculo de consumo de combustible	29
Tabla 8. Resultado consumo de combustible, costo generación de vapor por tonelada	29
Tabla 10. Datos para calculo % vapor flash	31
Tabla 11. Resultado % vapor flash	32
Tabla 12. Datos para cálculo de consumo de combustible	32
Tabla 13. Costo de la energía contenida por 420 kg/h de agua	32
Tabla 14. Costo del agua desmineralizada, purga de superficie	33
Tabla 15. Costo total de la purga de superficie condición actual	33
Tabla 16. Cantidad de agua a ser purgada	34
Tabla 17. Máximo ppm permitido en calderas.	34
Tabla 18. Costo de la energía contenida por 26.72 kg/h de agua	35

Tabla 19. Costo del agua desmineralizada, purga de superficie ideal	35
Tabla 20. Costo total de la purga de superficie condición ideal	35
Tabla 21. Resumen, Condición ideal y actual purga caldera	36
Tabla 22. Resultado consumo de combustible T=90°C	41
Tabla 23. Ahorro de dinero (temp. agua alimentación 70 – 90°C)	41
Tabla 24. Consumo de sulfito de sodio con temperatura de 70 °C.	42
Tabla 25. Costo consumo de sulfito de sodio al año 700C	42
Tabla 26. Consumo de sulfito de sodio con temperatura de 90 °C	42
Tabla 27. Costo consumo de sulfito de sodio al año 900C	43
Tabla 28. Ahorro de dinero total incremento de temperatura agua alimentación, costos consumo de combustible y costos consumo de sulfito	43
Tabla 29. Parámetros para el diseño de la tubería	46
Tabla 30. Equipos consumidores de vapor	48
Tabla 31. Datos para cálculo consumo de vapor E-155	49
Tabla 32. Datos para cálculo consumo de vapor	49
Tabla 33. Consumo de vapor E-155	49
Tabla 34. Datos para cálculo consumo de vapor E-240	50
Tabla 35. Consumo de vapor E-240	50
Tabla 36. Datos para cálculo consumo de vapor precalentador de cru	51
Tabla 37. Consumo de vapor precalentador de crudo	51
Tabla 38. Datos para cálculo consumo de vapor tracing	52
Tabla 39. Energía requerida para tracing línea combustible	52
Tabla 40. Flujo de vapor del Tracing	52

Tabla 41. Datos para cálculo consumo de vapor rehervido	54
Tabla 42. Consumo de vapor rehervidor	54
Tabla 43. Costo de purgadores que pierden vapor por año	60
Tabla 44. Recuperación de condensado por equipo consumidor de vapor	63
Tabla 45. Carga total de condensado por recuperar	64
Tabla 46. Datos para cálculo de consumo de combustible, recuperación de condensado	64
Tabla 47. Costo del condensado asociado al consumo de combustible	65
Tabla 48. Costo del condensado asociado al consumo del agua desmineralizada	65
Tabla 49. Costo total del condensado no recuperado en la planta	65

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Caldera Piro-tubular	25
Figura 2. Distribución de los puntos para el análisis de gases de combustión de la caldera.	27
Figura 3. Esquema condiciones de operación de la caldera	29
Figura 4. Esquema purga de superficie actual Prodesal S.A.	31
Figura 5. Esquema control de purga automático.	37
Figura 6. Sistema on/off para suministro de agua a la caldera	39
Figura 7. Sistema modulante para suministro de agua a la caldera	40
Figura 8. Temp. Agua alimentación vs contenido de oxígeno	42
Figura 9. ΔP Para tuberías Schedule 40	47
Figura 10. Datos calculo E-155	49
Figura 11. Datos calculo E-240	50
Figura 12. Trampa tipo flotador	55
Figura 13. Trampa tipo balde invertido	56
Figura 14. Trampa tipo Bimetalico	56
Figura 15. Trampa tipo expansión líquida	56
Figura 16. Trampa tipo flujo simple	57
Figura 17. Trampa tipo flujo distribuido	57
Figura 18. Estación de trampeo recomendada	57

LISTA DE GRÁFICAS

	Pág.
Gráfica 1. Distribución de trampas en Prodesal S.A.	58
Gráfica 2. Purgadores en la planta según su modelo	58
Gráfica 3. Purgadores con fallo: fallo por estado para Prodesal S.A.	59

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
Anexo 1. Esquema sistema de distribución Prodesal S.A.	69

RESUMEN

El mejoramiento del sistema de vapor y recolección de condensado en Prodesal S.A. se llevó a cabo con una estadía de seis meses en la planta y se hizo de la siguiente manera:

- Entrevistas con el personal técnico e ingenieros de Prodesal S.A., indagando la operación y funcionamiento de todo el sistema, logrando así conocer toda la operación de la planta.
- Recolección de datos en planta como presión y temperatura de operación de los equipos consumidores de vapor, operación de la caldera, tipo de combustible para la generación de vapor, entre otros. Esta información fue almacenada para un posterior análisis.
- Investigación en manuales la de operación de los equipos instalados en la planta.
- Estudio permanente sistemas de distribución y ahorro energético en sistemas de vapor.

Finalmente se realizó un análisis de toda la información recolectada para así concluir con las siguientes recomendaciones enfocadas al ahorro energético para Prodesal S.A.

- La purga de superficie es excesiva para la excelente calidad del agua alimentación a la caldera la cual es agua desmineralizada.
- Desperdicio de la energía contenida en el condensado de las trampas de vapor, la cual no es recuperada. Cualquier cantidad de condensado vale la pena que sea recuperado al tanque del agua de alimentación, logrando ahorros en la generación de vapor.

- Las fugas de vapor en las trampas por falta de mantenimiento preventivo presenta pérdidas considerables con tan solo tres trampas del sistema.

INTRODUCCIÓN

El uso racional y eficiente de la energía, permite a las empresas alcanzar mayor productividad; es por ello que la empresa PRODESAL S.A. está interesada en implementar programas de eficiencia energética, logrando así, tener claro cómo produce su energía, como la consume en sus procesos y cuánto repercute en sus costos.

Uno de los principales factores que afecta la rentabilidad de una empresa son los costos que implican su operación. En PRODESAL S.A., el vapor es utilizado principalmente en el calentamiento de la salmuera el cual es el inicio del proceso de generación de la totalidad de sus productos y del control de calidad de dicha empresa. Un ahorro de energía o reacondicionamiento de la forma como se utiliza la energía, podría significar, a corto plazo, un aumento de utilidades, precios más competitivos de sus productos, mayor disponibilidad de sus productos etc.

Mediante el mejoramiento del sistema de vapor y condensado, PRODESAL S.A. podrá identificar los desperdicios de energía y reducir sus costos, identificando las áreas en las cuáles se pueden estar presentando los desperdicios de energía y determinar donde es posible hacer mejoras.

1. ANTECEDENTES

En Colombia y en el mundo entero se realizan mejoramientos continuos en los sistemas de vapor y condensado debido a la gran demanda y consumo de este, como medio para generar energía en los diferentes procesos industriales como (generación de potencia, calentamiento de productos, etc...).

Por medio del aseguramiento de la calidad, la cual se rige por la norma ISO, o los diferentes entes regidores de la norma en el mundo, las empresas se ven en la necesidad de tener mejoras continuas, optimización de la generación y el consumo de la energía e incluso asegurar el cuidado del medio ambiente; esto, con el fin de tener producciones más eficientes y eficaces, sin afectar el entorno que lo rodea, garantizando la competitividad en el mercado.

2. OBJETIVOS

2.1 OBJETIVO GENERAL

Optimizar el sistema de distribución de vapor y recuperación de condensado, planteando soluciones alternativas de mejoramiento que permitan obtener ahorros energéticos y disminuir los costos de producción.

2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

Disminuir el consumo de combustible en la generación de vapor.

Evaluar las purgas de la caldera.

Mejorar el sistema de distribución, haciendo énfasis en el trampeo de vapor.

Evaluar los tamaños de tuberías de vapor primario y secundario.

Recuperar la mayor cantidad de condensado de los equipos de consumo y tuberías de vapor.

Evaluar el tamaño de la tubería de retorno de condensado.

3. MARCO TEORICO

Para competir en la actualidad, las empresas necesitan productos de la más alta calidad; para ello, es indispensable contar con tecnología de punta y personal capacitado para afrontar todos los compromisos.

En la operación de toda empresa u organización se presentan una serie de obstáculos que impiden o retrasan la obtención de sus objetivos. Uno de los tantos problemas que origina lo anterior, es la falta de un control que permita a los ingenieros detectar las fallas, así como establecer los mecanismos para su corrección.

Los conceptos conservación, uso racional, uso eficiente y ahorro, relacionados con la energía, reflejan la preocupación de los gobiernos al respecto, estableciendo lineamientos o programas que tengan un impacto en la reducción de los consumos energéticos en la conservación de los recursos naturales, así como en la protección del ambiente.

Mediante el control y la optimización del sistema de vapor las empresas logran conseguir:

- Minimizar el impacto del incremento en el precio de la energía sobre los costos de producción.
- Asegurar la disponibilidad de los equipos energéticos e impulsar que hallan mejores precios a futuro.
- Contribuir a mejorar las márgenes de operación y posición competitiva de las empresas ante la apertura comercial.
- Mejorar el ambiente al reducir los consumos energéticos y las emisiones contaminantes.

La evaluación sistémica, desde el punto de vista energético, de los procesos de generación y distribución de vapor, constituye un paso importante en el logro de altas eficiencias.

4. RESEÑA PRODESAL S.A. (PRODUCTOS DERIVADOS DE LA SAL S.A.)

PRODESAL S.A. se constituyó en septiembre de 1.986 cuando se firmaron los contratos para adquisición de tecnología e ingeniería de proceso con IMPERIAL CHEMICAL INDUSTRIES (I.C.I.) de Inglaterra y CHEMETICS INTL Co. de Canadá. En Mayo de 1987 se empezaron los trabajos de adecuación de terreno, para iniciar la operación de la planta en 1989.

Respondiendo a la demanda creciente del mercado papelerero, en septiembre de 1991 se instalaron seis electrolizadores adicionales, incrementando la capacidad de producción en un 33%. En el mes de julio de 1993 se instalaron cuatro electrolizadores, los cuales incrementaron en un 16% la capacidad instalada, suficiente para proveer de cloro a todos los acueductos del país y participar activamente en los mercados externos especialmente del Caribe, Centro América y países del Pacto Andino.

Para cubrir las necesidades adicionales de soda de las papeleras y la industria en general, PRODESAL S.A. inicio a partir de abril de 1991, la importación directa, y desde febrero de 1997 maneja su propia operación en el puerto de buenaventura.

Entre los productos que fabrica PRODESAL S.A. se tienen los siguientes:

- Cloro líquido: Se obtiene a través de la electrolisis de Salmuera de cloro de sodio empleando membranas poliméricas. Entre sus aplicaciones se encuentra desinfección para aguas de consumo humano, piscinas, tratamiento de agua residuales etc.
- Soda Cáustica: Se obtiene como solución a través de la electrólisis de salmuera de cloro de sodio, empleando membranas poliméricas. Entre sus aplicaciones se encuentra la fabricación de sulfitos, fosfatos e hipoclorito de sodio y en la descarbonatación de gases etc.
- Acido Clorhídrico: Se obtiene a través de la reacción de hidrógeno y cloro a elevadas temperaturas y su absorción en agua desmineralizada. Entre sus

- aplicaciones se encuentra la neutralización de aguas residuales, obtención de sílice activada, producción de cloruros metálicos y cloruro de amonio etc.
- Hipoclorito de Sodio: Se obtiene a través de la reacción absorción, a temperatura controlada del cloro gas con una solución de soda cáustica. Entre sus aplicaciones se encuentra la fabricación de blanqueadores, desinfectantes, esterilizantes y alguicidas etc.
- Cloruro Férrico: Se obtiene por reacción del cloro sobre el cloruro ferroso en equipos de alta tecnología. Entre sus aplicaciones se encuentra el tratamiento de aguas residuales, como agente de grabado en litografías, catalizador etc.

4.1 PROCESO GENERAL PRODESAL S.A.

En la planta de Prodesal S.A. la salmuera de cloruro de sodio se electroliza para formar hidróxido de sodio, cloro e hidrogeno.

En esta planta la salmuera de cloruro de sodio, se prepara de sal solar y todas las impurezas de la sal se remueven de la salmuera antes de la electrólisis. La salmuera agotada, que sale de la sección de electrolisis, se desclora y resatura con sal solar.

El proceso de electrólisis toma lugar en los electrolizadores en donde se utiliza corriente eléctrica directa para convertir el cloruro de sodio y agua en hidróxido de sodio, cloro e hidrógeno. Estos productos se preparan dentro de cada electrolizador y se conducen por tubería al equipo de procesamiento.

El gas de cloro de los electrolizadores se seca y se licua para ser embarcado. El hidrogeno se enfría y se combina con cloro en la unidad de ácido clorhídrico para producir una solución de ácido clorhídrico. El gas de hidrogeno excedente se esparce en la atmósfera.

Las corrientes de desperdicio de cloro se reaccionan con soda cáustica para formar hipoclorito de sodio en la sección de hipoclorito de sodio en la planta. Este sistema también permite, en condiciones de emergencia, la absorción de cloro.

5. BALANCE ENERGÉTICO PRODESAL S.A.

PRODESAL S.A. para realizar sus procesos químicos de fabricación de productos cuenta con equipos los cuales requieren del vapor generado en una caldera con las siguientes características técnicas.

Tabla 1. Ficha técnica Caldera

Caldera Prodesal S.A.	
Equipo	Caldera Piro-tubular
Marca	Continental
Potencia	250 BHP
Presión Diseño	10 barg
Fluido	Crudo de Rubiales
T Agua aliment	70 °C
Presión Operación	6 barg
Flujo Vapor Prom.	1300 Kg/h
T combustible	82 °C
T vapor	165,04 °C

La carga nominal de la caldera es de $250 \text{ BHP} \times 34.5 = \text{lb/h}$ (34.5 lb/h por cada BHP a la presión atmosférica al nivel del mar y con una temperatura de agua de alimentación a 212°F). La planta de Prodesal S.A. opera 24 horas al día teniendo un consumo de vapor real de 1526.5 Kg/h. Esta información se obtuvo de un medidor placa orificio instalada a la salida de vapor de la caldera.

A continuación se plantean los equipos consumidores de vapor en consumo real, teórico, carga de condensado real y su aplicación de vapor, esto último permite determinar que equipos pueden recuperar condensado.

Tabla 2. Consumo de vapor

Equipo	Consumo Real	Consumo Teórico	Aplicación Vapor	Carga de condensado real
Pre calentador de crudo	95.5 kg/h	98.86 Kg/h	Consumo Indirecto	95.5 kg/h
E-155	1270 kg/h	1293.63 Kg/h	Consumo Indirecto	1270 kg/h
E-240	1400 Kg/h	1350 kg/h	Consumo Indirecto	*
Tracing	7 Kg/h	8.36 Kg/h	Consumo Indirecto	7kg/h
Lavado de cilindros	140 kg/h	150 kg/h	Consumo directo	140 kg/h
Chimenea	845 kg/h	845kg/h	Consumo directo	**
Rehervidor	14 Kg/h	15kg/h	Consumo Indirecto	14 kg/h
TOTAL CONSUMO	3772 kg/h	3761 kg/h		1526.5 kg/h

* E-240: No se considera para carga en régimen debido que este equipo solamente se utiliza para el arranque de la planta cuando se ha programado una parada por mantenimiento o alguna otra eventualidad.

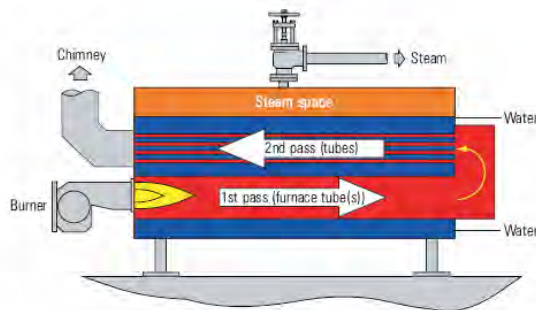
** Chimenea: No se considera para carga en régimen ya que es un equipo el cual utiliza vapor solamente en caso que la chimenea se incendie (chimenea de Hidrogeno, tormenta eléctrica), por seguridad industrial.

6. GENERADOR DE VAPOR (CALDERA).

PRODESAL S.A. cuenta con una caldera Piro-tubular de dos pasos, para la generación de vapor.

Caldera Piro-tubular: En las calderas piro-tubulares el fuego y los productos de la combustión pasan a través de tubos. El agua calentada u otro medio rodea el hogar interno y los haces de los tubos. Este tipo de calderas se utiliza principalmente para sistemas de calefacción de procesos industriales, se utilizan generalmente donde la demanda de vapor es moderada y es relativamente reducida (comparada con la demanda de las grandes centrales termoeléctricas). El costo de una caldera piro-tubular instalada es relativamente bajo, su diseño es mas simple comparado con las acuotubulares y se utilizan para quemar combustibles gaseosos, líquidos y sólidos, figura #1.

Figura 1. Caldera Piro-tubular



6.1 FACTOR DE EVAPORACIÓN

El factor de evaporación es la relación que existe entre la evaporación nominal ó equivalente desde y a 100^o C (desde y a 212^o F) y la evaporación real bajo las condiciones efectivas de trabajo de la caldera.

$$F_{\text{evaporacion}} = \frac{\text{evaporacion real}}{\text{evaporacion equivalente}}$$

$$F_{\text{evaporacion}} = \frac{h_g @ 6 \text{ barg} - h_f (\text{agua de alimentacion})}{(h_g - h_f)_{\text{ideal}}}$$

Condiciones ideales a P= 0 barg o presión atmosférica a nivel del mar alimentando agua a 100 °C y generando vapor a la misma temperatura.

Evaporación equivalente = $h_{g(\text{presion atmosferica})} - h_{f(\text{temperatura punto de ebullicion del agua})}$

Tabla 3. Datos para cálculo capacidad real de la caldera

$h_g @ 0 \text{ bar}_g$ (entalpía específica)	$h_f @ 100^\circ\text{C}$ (calor sensible)	$h_g @ 6 \text{ bar}_g$ (entalpía específica)	$h_f @ 70^\circ\text{C}$ (calor sensible)
2676 KJ / kg	419 KJ / kg	2763.5 KJ / kg	293.3 KJ / k g

$$F_{\text{evaporacion}} = \frac{2470.2 \text{ KJ} / \text{kg}}{2257 \text{ KJ} / \text{kg}} = 1.09$$

Este factor de evaporación permite hallar la capacidad real teorica de la caldera. Teniendo en cuenta el consumo total de la planta se realiza un balance energético para determinar si la caldera esta sobrecargada o subutilizada. Para determinar la capacidad de la caldera se utiliza la siguiente ecuación:

$$F_{\text{evaporacion}} = \frac{\text{capacidad equivalente}}{\text{capacidad real}} \Rightarrow \text{capacidad real} = \frac{\text{capacidad equivalente}(\text{no min al})}{F_{\text{evaporacion}}}$$

Teniendo en cuenta las condiciones reales de operación de la caldera, se obtienen los resultados de la Tabla 4 a partir de la ecuación anterior.

Tabla 4. Resultados del cálculo de la capacidad real de la caldera

Capacidad nominal caldera	Capacidad real teórica de la caldera
250 BHP – 3910 Kg/h	3587.15 Kg/h

Con los datos obtenidos de la capacidad real de la caldera (3587.15 Kg/h) y el consumo real de vapor (1526.5 Kg/h), se concluye que la caldera de esta planta esta siendo utilizada en un 43% de su capacidad total y tiene 57% de reserva para futuras ampliaciones o consumos eventuales.

6.2 COSTO GENERACIÓN DE VAPOR

Los costos para la generación de vapor están asociados a factores como la eficiencia de combustión de la caldera, parámetros de operación como la temperatura del agua de alimentación y la presión de operación y al tipo de combustible. Prodesal S.A. en sus manuales de calidad establece la ejecución de análisis de gases de combustión una vez cada seis meses por medio del equipo BACHARAT.

Para llevar a cabo este análisis se realizaron dos muestreos, uno el mes de Enero de 2005 y otro en el mes de Junio de 2005; se realizó la medición en 8 puntos diferentes de la chimenea de la caldera, distribuidos como lo muestra la Figura 2.

Figura 2. Distribución de los puntos para el análisis de gases de combustión de la caldera.



De dicho análisis se obtuvo la información de la Tabla 5 y Tabla 6, con lo que se determinó la eficiencia promedio del año 2005 igual a 81.23%. Este resultado se toma como parámetro para calcular el consumo de combustible y el costo por tonelada de vapor.

Tabla 5. Resultado análisis de gases caldera Prodesal S.A. en el mes de enero de 2005

PUNTO DE FUNCIONAMIENTO	%O2	%CO2	CO (PPM)	%EF	TA(0F)	TS(0F)	%EA
1	5,2	11,3	1254	87,5	87,8	309	30
2	10,7	7,4	219	84,2	90,5	336	97
3	12,2	6,3	77	82,4	91	350	129
4	12,6	6	74	81	91,5	369	140
5	13,8	5,1	238	78	92	386	179
6	13,8	5,1	395	77,2	94,5	405	179
7	13,9	5,1	514	78,2	99	386	183
8	13,6	5,3	292	78,1	98	400	172
PROM				80,80			

Tabla 6. Resultado análisis de gasa caldera Prodesal S.A. en el mes de junio de 2005

PUNTO DE FUNCIONAMIENTO	%O2	%CO2	CO (PPM)	%EF	TA(0F)	TS(0F)	%EA
1	5,2	11,3	1254	87,5	87,8	309	30
2	10,7	7,4	219	84,2	90,5	336	97
3	12,2	6,3	77	82,4	91	350	129
4	12,6	6	90	82,2	99,5	351	140
5	12,9	5,8	186	80,9	106,5	377	149
6	13,6	5,3	249	78,5	101,5	396	172
7	12,9	5,8	167	79,4	98	400	149
8	13,6	5,3	292	78,1	98	400	172
PROM				81,66			

PRODESAL S.A. Utiliza como combustible crudo de rubiales, con un poder calorífico de $P_{c_{crudo}} = 160888. \frac{KJ}{galon}$, y su costo es de 1.729 \$/ gal.

Para determinar el consumo de combustible en la planta de Prodesal S.A. se utiliza la siguiente ecuación y los datos para ello están descritos en la Tabla 7:

$C_{comb} = \text{Consumo, combustible};$

$$C_{comb} = w * \frac{(h_{g @ 6barg} - h_{f @ 70^{\circ}C})}{Pc * \eta}$$

Tabla 7. Datos para cálculo de consumo de combustible

$P_{operacion}$	$T_{A.A}$	η	$h_{g @ 6barg}$	$h_{f @ 70^{\circ}C}$	W	Pc	Costo Combustible crudo de rubiales
6 barg	$70^{\circ}C$	81.23 %	2763.5KJ/Kg	293.3 KJ/Kg	1000 kg/ton	160888 Kj/Kg	1729 \$/gl

En la Figura 3 se presenta un esquema de las condiciones de operación de la caldera y a continuación en la tabla # 8 se muestra el consumo de combustible por tonelada de vapor en la planta, con esta información y el costo del combustible crudo de rubiales, se determina el costo del vapor por tonelada para Prodesal S.A.

Figura 3. Esquema condiciones de operación de la caldera

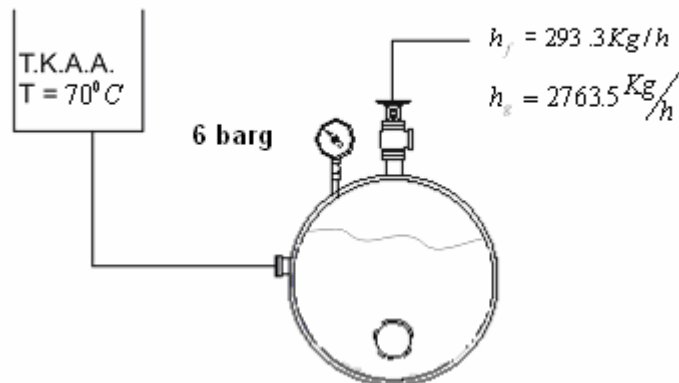


Tabla 8. Resultado consumo de combustible, costo generación de vapor por tonelada

Consumo de combustible/ton	Costo del combustible crudo de rubiales	Costo generación de vapor/ton
18,80 gl/ton	1729 \$/gl	32505 \$/ton

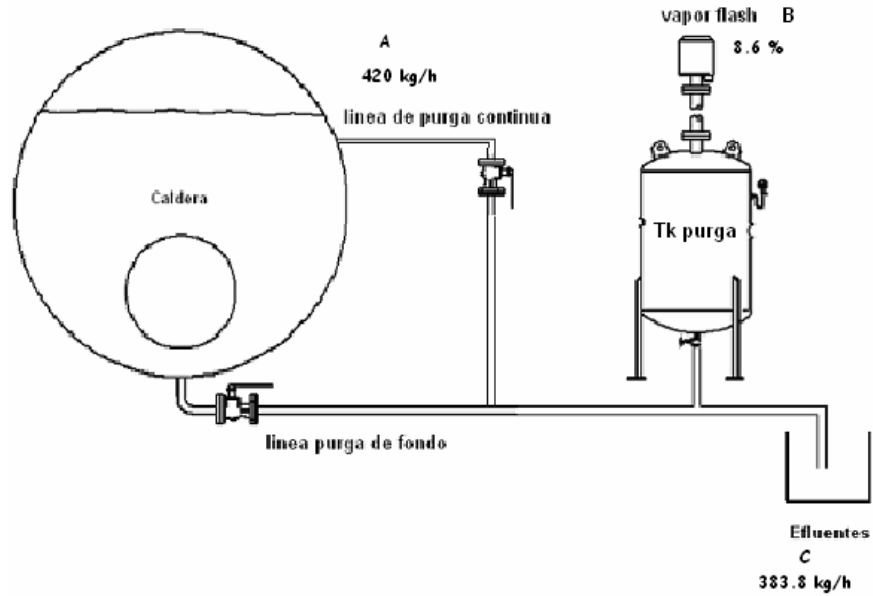
Lo que indica que cada tonelada de vapor cuesta \$32.505, con base a la cantidad de combustible consumido. Este costo será el valor con el cual se basa los costos de la generación de vapor y esta referido a costo por tonelada de vapor, esto se debe a que el sistema presenta una variación del consumo de vapor como es normal en cualquier planta, ya sea por que abecés se para algún equipo o se programa alguna parada de planta por mantenimiento, por lo tanto la generación de vapor es un parámetro variable.

El anterior costo solo involucra el rublo de combustible que aporta aproximadamente el 85% del costo total del vapor, para dicha generación no se tienen en cuenta costos, como el tratamiento del agua, mantenimiento, mano de obra, energía, administración etc, que sumarian el otro 15% del costo.

6.3 CANTIDAD DE AGUA A SER PURGADA EN LA CALDERA

6.3.1 Condición actual. Para determinar la cantidad de purga superficial que se esta realizando en la caldera, se procedió a realizar un aforamiento del condensado a la salida de la caldera en el punto A de la figura #5, con un balde con agua para evitar el revaporizado. En el momento de realizar el aforamiento la cantidad de purga de superficie en el punto A es 420 Kg/h @95°C.

Figura 4. Esquema purga de superficie actual Prodesal S.A.



Para llevar a cabo el cálculo del porcentaje de vapor flash, se tiene los siguiente datos: entalpía específica del agua a 6barg, entalpía específica del agua a presión atmosférica 0 barg y la entalpía específica de evaporación a presión atmosférica a 0 barg, con estos datos y la siguiente ecuación se calcula el porcentaje de vapor flash.

Fórmula:

$$\% \text{ vapor, flash(actual)} = \frac{h_{f @ 6\text{barg}} - h_{f @ 1\text{barg}}}{h_{fg @ 1\text{barg}}}$$

Tabla 9. Datos para calculo % vapor flash

$h_{f @ 1\text{barg}}$	$h_{fg @ 1\text{barg}}$	$h_{f @ 6\text{barg}}$
505.6 KJ/Kg	2201.1 KJ/Kg	695.5 KJ/Kg

Tabla 10. Resultado % vapor flash

% vapor Flash	Cantid. Vapor flash	E. vapor flash
8.6 %	36.12 Kg/h	10745.34 Kj/h

Teniendo la cantidad de purga superficial que esta realizando Prodesal S.A. se determina cuál es la energía aportada de 420 kg/h, de acuerdo al poder calórico del combustible, con la siguiente fórmula:

$C_{comb} = \text{Consumo, combustible};$

$$\eta = w * \frac{(h_{f @ 6b \text{ arg}} - h_{f @ 70^{\circ} C})}{Pc * C_{comb}}$$

Tabla 11. Datos para cálculo de consumo de combustible

P _{operacion}	T _{A.A}	η	$h_{f @ 6b \text{ arg}}$	$h_{f @ 70^{\circ} C}$	W	m_{purga}
6 barg	70 ⁰ C	81.23 %	697.5KJ/Kg	304.3 KJ/Kg	1000 kg/ton	420 Kg/h

Donde:

m_{purga} = Flujo de agua purgada 420 kg/h

Pc = Poder calórico del combustible (crudo de rubiales, 160888kj/gl).

$P_{operacion}$ = Presión de operación de la caldera, 6 barg.

T_{AA} = Temperatura del agua de alimentación 70⁰C.

η = Eficiencia, 81.23 %.

Tabla 12. Costo de la energía contenida por 420 kg/h de agua

Cantidad de combustible contenida en 1 ton de agua purgada	Costo de purga superficie / ton	Purga superficie actual	Purga superficie actual	Costo de la energía de comb contenida en 420 kg/h
3 gl/ton	5187\$/ton	420 kg/h	0.42 ton/h	18.822.586 \$/año

El costo total de la purga de superficie, esta sujeta al costo de la energía de la purga de superficie referida al combustible. y el costo del agua desmineralizada que esta siendo purgada. A esta empresa le cuesta \$15/gl el agua desmineralizada y 1729 \$/gl de combustible.

Para los cálculos del costo del agua desmineralizada que esta siendo utilizada para 420 kg/h, se presentan en la Tabla 13.

Tabla 13. Costo del agua desmineralizada, purga de superficie

Purga de superficie (kg/h)	Purga de superficie (lt/h)	Purga de superficie (gl/año)	Costo agua desmineralizada	Costo de purga agua desmineralizada(\$/año)
420 kg/h	420 lt/h	959040 gl/año	15\$/gl	14.385.600 \$/año

El costo total de la purga de superficie esta asociada a el costo de la energía que tiene 420 kg/h, sujeta al consumo de combustible, y la cantidad de agua desmineralizada que se esta purgando.

El costo total de la purga de superficie es: \$18.822.586/año + \$14.385.600/año

Tabla 14. Costo total de la purga de superficie condición actual

El costo total de la purga de superficie condición actual
\$33.208.186/año

6.3.2 Condición ideal. Los generadores de vapor (caldera) de acuerdo a la calidad del agua de make-up se lleva a cabo la rata de purga. En Prodesal S.A. el agua para caldera cuenta con un proceso de desmineralización. De acuerdo a esto, el control de la purga de superficie se hace con base en la conductividad ó SDT.

A continuación, se muestra cuál es el régimen de purga adecuado según las condiciones y calidad del agua de proceso para la generación de vapor de Prodesal.S.A

Fórmula:

$$\text{Cantidad, agua, purgar} = \left(\frac{F}{B - F} \right) * S$$

Tabla 15. Cantidad de agua a ser purgada

F (agua aliment.caldera)	S (gener de vapor)	B (SDT máxima permitida dentro de la caldera)
70.5 ppm	1300 Kg/h	3500ppm

De acuerdo con la literatura, los SDT(sólidos disueltos totales) máximos permitidos dentro de la caldera, dependen de la presión de operación a la cual trabaja la caldera. En la Tabla 16 se puede apreciar las ppm permitidas para diferentes presiones de operación de las calderas.

Tabla 16. Máximo ppm permitido en calderas.

Presión a la salida de la unidad generadora de vapor	Contenido total de sólidos, (ppm)
0 – 20 barg	3500
20.75 – 31.02 barg	3000
31.09 – 41.36 barg	2500
41.43 – 51.71 barg	2000

La cantidad de agua que debe ser purgada, de acuerdo con las condiciones del agua desmineralizada de Prodesal S.A. es de 26.72 kg/h

De acuerdo a los cálculos mostrados en la Tabla 17 el consumo de combustible para calentar 1 ton de agua, a las condiciones de operación de la caldera mencionadas anteriormente es de 3 gl/ton y su costo es de 5187 \$/ ton. En la tabla siguiente se calcula el costo de la energía requerida por 26.72 kg/h de agua que será purgada de la caldera.

Tabla 17. Costo de la energía contenida por 26.72 kg/h de agua

Consumo de combustible por 1 ton de agua purgada	Costo de purga superficie / ton	Purga superficie ideal	Purga superficie ideal	Costo de la energía contenida por 26.72 kg/h
3 gl/ton	5187\$/ton	26.72 kg/h	0.027 ton/h	1.209.600 \$/año

Los cálculos del costo del agua desmineralizada que esta contenida en 26.72 kg/h de purga superficial ideal, se presentan en la Tabla 18.

Tabla 18. Costo del agua desmineralizada, purga de superficie ideal

Purga de superficie ideal (kg/h)	Purga de superficie (lt/h)	Purga de superficie (gl/año)	Costo agua desmineralizada (\$/gl)	Costo de purga agua desmineralizada (\$/año)
26.72	26.72	60480	15	907.200

El costo total de la purga de superficie esta asociada al costo de la energía requerida por 26.72 kg/h, sujeta al consumo de combustible, y la cantidad de agua desmineralizada que se esta purgando.

El costo total de la purga de superficie ideal es: \$1.209.600/año + \$907200/año.

Tabla 19. Costo total de la purga de superficie condición ideal

El costo total de la purga de superficie condición ideal
2.116.800 \$/año

En la Tabla 20, se presenta el resumen de la información calculada anteriormente.

Tabla 20. Resumen, Condición ideal y actual purga caldera

Descripción	Cantidad
Cant. Purga (actual)	420 Kg/h
Costo total purga de superficie(actual)	33.208.186\$/año
Cant. Purga(ideal)	26,72Kg/h
Costo total purga de superficie(ideal)	2.116.800\$/año
AHORRO	31.091.386 \$/año

Por medio de los cálculos mostrados anteriormente, se puede apreciar que la purga de la caldera, es excesiva para las condiciones y calidad del agua utilizada en la caldera, por lo tanto, se esta presentando un desperdicio de energía, combustible, químico, aumento de efluentes, etc. el cual es un gasto innecesario de \$ 31.091.386/año.

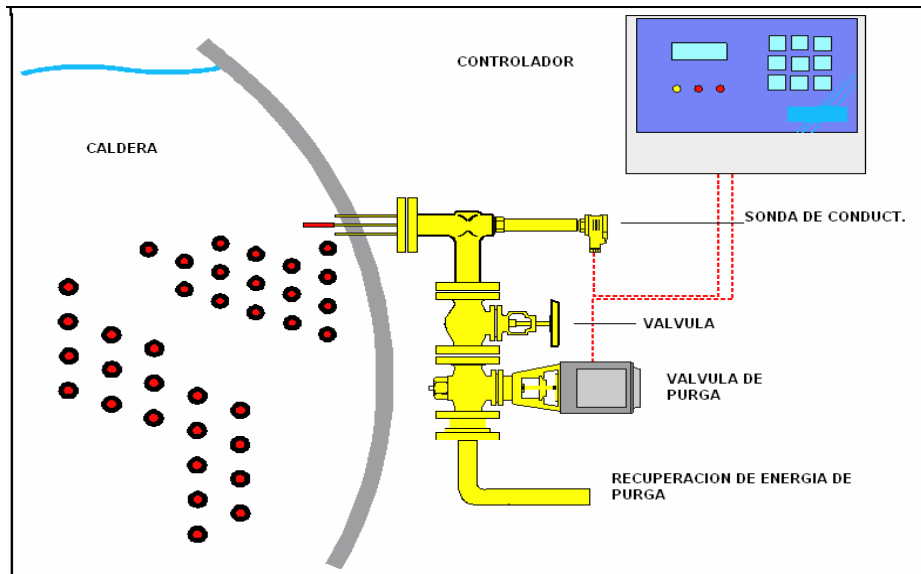
Actualmente, se purgan 420 Kg/h, debido a la excelente calidad del agua desmineralizada, con solo purgar 26.72 kg/h, el cual equivale al 6.3% de la purga actual es suficiente para mantener los niveles de SDT dentro de la caldera recomendado por el fabricante.

Este exceso de purga puede solucionarse con un sistema de control de purga automático, como se presenta a continuación en la propuesta de mejoramiento.

En Prodesal S.A. no se realizan purgas de fondo en sus rutinas de operación a la caldera. Se recomienda realizar este proceso ya que con las purgas de fondo se desalojan los lodos de la caldera en la parte inferior. Si hay sedimentación se generan puntos calientes que agrietan y queman las láminas de la caldera.

6.3.3 Propuesta de mejoramiento - sistema controlador de purga continua. Mediante el sistema de control de purga continua de la caldera se logra reducir directamente esa purga excesiva que Prodesal S.A. presenta actualmente, este sistema se puede apreciar en la Figura 5.

Figura 5. Esquema control de purga automático.



- Costo – Beneficio. Mantener los SDT en calderas próximas al máximo permitido para minimizar pérdidas de calor y tratamiento de agua.

Prevenir SDT altos debido que son causantes del vapor de mala calidad, bloqueo de trampas y contaminación de producto.

Ayuda a mantener la caldera sin incrustaciones asegurando condiciones de agua predecibles para tratamiento correcto.

Los altos costos de los combustibles y de los productos químicos, la escasez de materias primas, reglamentaciones más estrictas sobre la contaminación del agua, y el aumento de costos laborales, han incrementado la importancia del control automático como medio de economía de material y de energía.

- Aprovechamiento. Las economías de combustible por una adecuada cantidad de purgas, depende de la presión de operación de la caldera, la carga y la velocidad de purga.
- Reducciones. Se produce una reducción en el uso de compuestos químicos de pre-tratamiento y en el agua de reposición, o sea que se requiere menos agua de

reposición con purgas de menor régimen. Los requerimientos de compuestos químicos para la clarificación, ablandamiento y regeneración por desmineralizado, también se reducen. En el futuro la reducción en consumo de productos químicos de pre-tratamiento y de uso interno será aún más notable, debido al aumento rápido en los costos de materias primas y la crítica falta de muchos productos químicos. Las purgas de agua de calderas, que son calientes de alto tenor de sólidos y de Ph, son contribuyentes de primer orden a la contaminación.

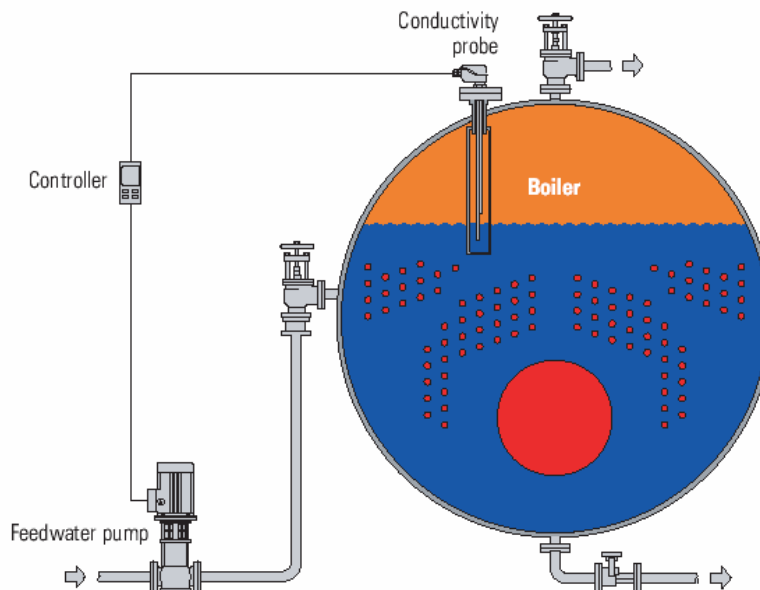
7. SISTEMA DE ALIMENTACION DEL AGUA A LA CALDERA

7.1 SISTEMA ON/OFF

PRODESAL S.A. utiliza el sistema on/off (Figura 6), para la alimentación del agua a la caldera, este sistema no es recomendable para calderas en operación continua como es el caso de esta. El sistema on/off actúa sobre la bomba de alimentación censando dos niveles de agua preestablecidos, por esta razón al sensar el set- point mas bajo se enciende la bomba de alimentación del agua creando mucha turbulencia en el interior de la caldera, provocando una gran cantidad de burbujas y generando arrastre de agua en la tubería principal de vapor y por ende disminuyendo la calidad en el vapor.

Este sistema puede suplir las necesidades por ahora debido que el consumo de vapor promedio en la planta permanece a un tercio de su capacidad nominal. Si se tiene planeado tener la caldera trabajando lo mas cercano posible a su capacidad nominal lo mejor es implementar un sistema modulante, para poder tener una buena calidad de vapor para proceso.

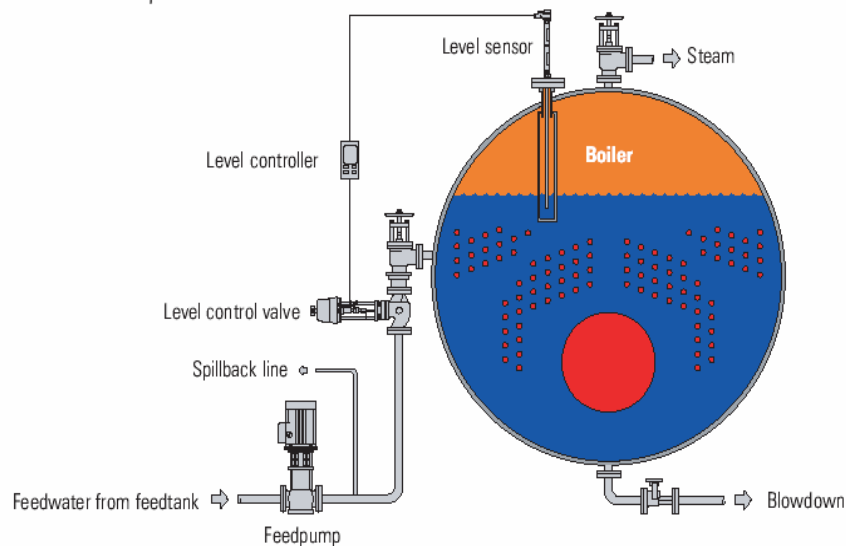
Figura 6. Sistema on/off para suministro de agua a la caldera



7.2 SISTEMA MODULANTE

Se recomienda utilizar sistema modulante el cual actúa sobre una válvula eléctrica o neumática en forma proporcional, para así mantener un nivel de agua preestablecido, sin provocar arrastre de agua en la tubería principal de vapor, debido a la tranquilidad que presenta el agua en el interior de la caldera. El sistema se puede apreciar en la Figura 7.

Figura 7. Sistema modulante para suministro de agua a la caldera



7.3 PROPUESTA DE MEJORAMIENTO – INCREMENTO DE LA TEMPERATURA DEL AGUA DE ALIMENTACION A LA CALDERA.

Incrementando la temperatura del agua de alimentación de la caldera de 70°C a 90°C, directamente se logra reducir el consumo de sulfito de sodio e indiscutiblemente el costo de la generación de vapor, como se puede apreciar a continuación.

Inicialmente se muestra la reducción de consumo de combustible, aumentando la temperatura del agua de alimentación a caldera. Para hacer el aumento de la temperatura del agua de alimentación se puede hacer uso del calor residual de las purgas de superficie. De esta manera se logra el ahorro que se plantea a continuación. Vale la pena mencionar que los cálculos del consumo de combustible para 70°C se plantearon en la sección 5.1.2 generación de vapor por

eso en esta sección ese calculo es omitido, y se realiza la comparación directamente.

Tabla 21. Resultado consumo de combustible T=90°C

Consumo de combustible	Precio combustible crudo de rubiales	Costo generación de vapor/ton
18,26 gl/ton	1729 \$/gl	31572 \$/ton

Tabla 22. Ahorro de dinero (temp. agua alimentación 70 – 90°C)

Costo generación de vapor/ton para temp. Agua alimentación 90 ⁰ C	Costo generación de vapor/ton para temp. Agua alimentación 70 ⁰ C	Total ahorro de dinero por cada tonelada en la generación de vapor
31572 \$/ton	32505 \$/ton	933 \$/ton

Mediante este incremento de temperaturas del agua de alimentación, también logramos ahorros con el consumo de suministro de sulfito de sodio, utilizado para reducir el oxígeno disuelto por calentamiento, como se muestra a continuación. Con la siguiente fórmula se halla el consumo de sulfito contenido en el oxígeno.

Fórmula:

$C_{sulfito}$ = Consumo de sulfito de sodio Kg/h

$$C_{sulfito} = \frac{cap.real.caldera * ppmoxigeno * 12 ppmSO_3Na}{1000000 ppm / Kg}$$

Figura 8. Temp. Agua alimentación vs contenido de oxígeno

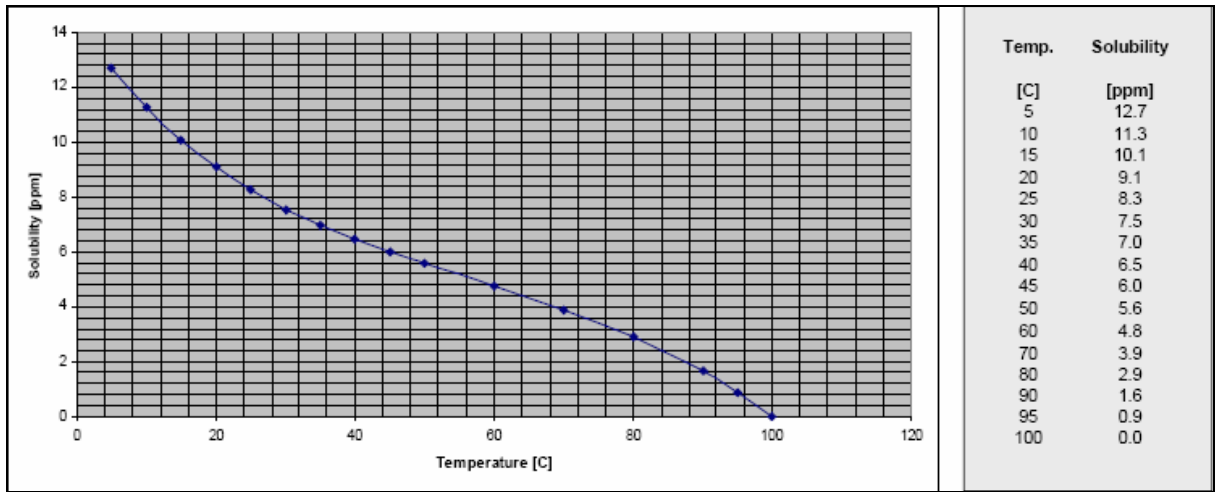


Tabla 23. Consumo de sulfito de sodio con temperatura de 70 °C.

Cap.real.caldera(Kg/h)	Oxigeno(ppm)70°C	SO ₃ N _a (ppm)	Csulfito(Kg/h)70°C
3587,15	3.9	12	0,17

Tabla 24. Costo consumo de sulfito de sodio al año 700C

Consumo sulfito(Kg/h)	costo sulfito(\$/Kg)	Costo consumo de sulfito(\$/año)
0,17	12300	18,066,240

A continuación se mostrara el ahorro de dinero, economizando sulfito de sodio por medio del incremento de la temperatura del agua de alimentación a la caldera de 70 a 90 °C.

Tabla 25. Consumo de sulfito de sodio con temperatura de 90 °C

Cap.real.caldera(Kg/h)	Oxigeno(ppm)90°C	SO ₃ N _a (ppm)	Consumo sulfito(Kg/h)90°C
3587,15	1.6	12	0,06

Tabla 26. Costo consumo de sulfito de sodio al año 900C

Consumo de sulfito(Kg/h)	costo sulfito(\$/Kg)	Costo sulfito(\$/año)
0,06	12300	6.376.320

El ahorro de dinero al año, incrementando solamente la temperatura del agua de alimentación es de once millones seiscientos ochenta y nueve mil novecientos veinte pesos mct (\$11.689.920).

Tabla 27. Ahorro de dinero total incremento de temperatura agua alimentación, costos consumo de combustible y costos consumo de sulfito

Ahorro costo Consumo combustible(\$/año)	Ahorro costo Consumo sulfito(\$/año)	Ahorro total
12.311.863	11.689.920	24.001.783

8. SISTEMA DE DISTRIBUCIÓN PRODESAL S.A.

En el diseño del sistema de distribución, es de suma importancia hacer un buen diseño de este, ya que por los diámetros seleccionados parte el buen funcionamiento de los equipos consumidores de vapor y así las velocidades del vapor en el sistema serán las adecuadas, evitando que se produzca golpe de ariete o cualquier esfuerzo térmico no deseado en el sistema. En el anexo A se muestra un esquema del sistema de distribución.

En Prodesal S. A. se observaron buenas prácticas en la instalación del sistema de distribución de vapor, las cuales se enuncian a continuación.

- Los diámetros de las tuberías tanto los lineales principal, como los secundarios y suministro a los equipos están correctamente diseñados. Ver Tabla 28.
- Las conexiones de las derivaciones son correctas, por la parte superior de la tubería garantizando suministro de vapor y no condensado.
- La ubicación de las trampas de vapor son de fácil acceso para un eventual mantenimiento, ya sea preventivo o correctivo.
- Dentro del sistema se encuentran estaciones de venteo de aire, para así garantizar la eliminación de este y mantener una buena calidad del vapor en el sistema, evitando el aislamiento térmico que este produce en las tuberías, reduce la corrosión, el mantenimiento en los equipos y mejora la calidad del producto permitiendo un calentamiento uniforme.
- En el sistema se encuentran curvas para absorber la dilatación.
- El sistema está dotado de válvulas de control, las cuales garantizan el buen funcionamiento de los equipos consumidores de vapor.

Para el cálculo de los diámetros de la tubería se utilizaron las siguientes formulas:

$$Seccion(A) = \frac{caudal - volumetrico(v)}{velocidad - flujo(c)}$$

$$Seccion(A) = \frac{\Pi * D^2}{4}$$

Donde:

Seccion(A)= área, de la cual se despeja el diámetro, Pg

C= Velocidad del fluido del vapor, ramales principales de 25 a 35 m/seg y en derivaciones de 20 a 25 m/seg.

v= volumen específico del vapor (m³/kg).

m= Flujo masico de vapor(kg/seg).

V= flujo volumétrico(m³/seg).

Caudal volumétrico(v)= m * v (m³/seg)

Los resultados de todos los cálculos de las tuberías están consignados en la Tabla 28.

Tabla 28. Parámetros para el diseño de la tubería

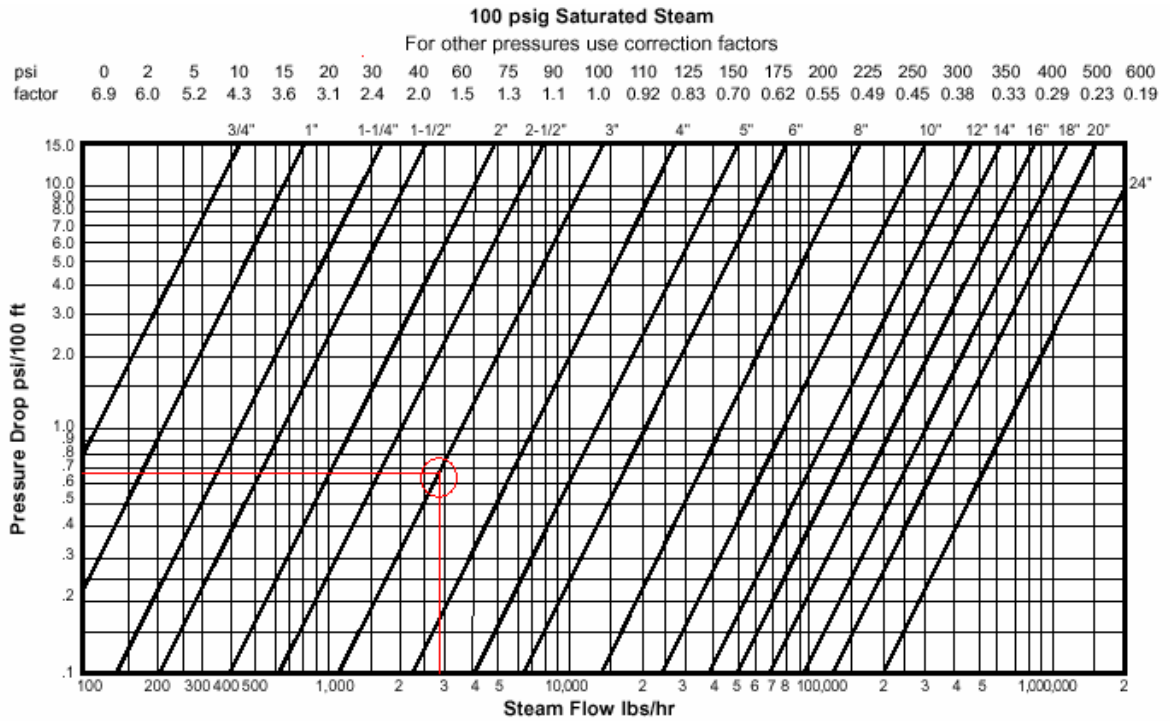
Recorrido	Presion (barg)	Volumen especifico de vapor (m ³ /kg)	Velocidad estimada (m/seg)	Flujo de vapor (Kg/h)	Diámetro calculado (pg)	ΔP	Diámetro corregido comercial (pg)	Velocidad corregida (m/seg)	Diámetro Existente (pg)	Flujo de vapor (lb/h)	distancia (m)	distancia (ft)	Distancia + 10 % por accesorios y valvulas
Línea principal	6	0,272	30	3761	4,32	0,3	5	35	4	8289	109	358	394
Línea principal a E-240	6	0,272	20	1281	3,09	0,3	3	21,02	3	2823	17	56	62
Línea Principal a chimenea de hidrogeno	6	0,272	20	845	2,5	0,16	3	14	3	1862	17	56	62
Línea principal a E-155	6	0,272	20	1294	3,1	0,2	3	21,4	3	2852	11	36	40
Línea principal a rehervidor	1	1,663	20	14	0,8	0,1	3/4	22,8	3/4	31	14	46	51
Derivacion de línea principal a derivacion 1	6	0,272	20	249	1,21	0,2	1 1/2	17	1 1/2	549	48	158	174
Derivacion 1 a lavado de cilindros	6	0,272	20	150	1,05	0,3	1	22,4	3/4	331	30	99	109
Derivacion 1 a precalentador de crudo	6	0,272	20	98,86	0,85	0,3	3/4	26,2	3/4	218	68	223	245
Trecing para calentamiento del crudo en el transporte al Tk diario	6	0,272	20	7	0,22	0,1	1/4	17	1/4	15	74	243	267

El procedimiento que se llevo a cabo para el cálculo del diferencial de presión ΔP es de la siguiente manera:

- Flujo de vapor(lb/h), se ubica en la parte inferior de la Figura 9, (2823 lb/h).
- Diámetro de la tubería(pg), el dato del flujo de vapor se hace coincidir con la línea del diámetro(3pg) Figura 9, de esa intersección se transporta una línea horizontal hacia la izquierda, obteniendo así el ΔP (0.63) para 100 psig.
- Luego por medio de una regla de tres se determina cuanto es el diferencial de caída de presión para la distancia del recorrido que tiene la tubería, la cual se esta

diseñando. Esta distancia tiene un incremento del 10% por caída de presión por accesorios y válvulas en el sistema.

Figura 9. ΔP Para tuberías Schedule 40



9. EQUIPOS CONSUMIDORES DE VAPOR

En la planta de Prodesal S.A. se encuentran los siguientes equipos consumidores de vapor, los cuales se presentan en la Tabla 29.

Tabla 29. Equipos consumidores de vapor

Precalentador de crudo
E-155(Intercam. de salmuera)
E-240(Intercam. De Soda)
Tracing
Lavado de cilindros
Chimenea
Rehervidor(washer)

9.1 INTERCAMBIADOR DE SALMUERA E-155

Los electrolizadores están diseñados para operar a una temperatura constante, esta temperatura se controla al ajustar la temperatura de alimentación de salmuera y catolito a los electrolizadores. En el intercambiador de salmuera, el vapor es utilizado para ajustar la temperatura de la salmuera de alimentación a la requerida para una operación óptima de celdas. El diseño del intercambiador de salmuera (E-155) permite la elevación de la temperatura de 62 °C hasta 82 °C, siendo esta la temperatura adecuada para el ingreso a celdas, donde se produce la electrolisis.

Cálculo del consumo de vapor del intercambiador de salmuera (E-155).

Para calcular el consumo de vapor en el intercambiador de calor, se tienen los siguientes datos:

Tabla 30. Datos para cálculo consumo de vapor E-155

Poperacion	T _{actual}	T _{requerida}	Flujo de salmuera(carga de 80000Kg/h)	Cp salmuera
6 barg	62 °C	82 °C	41760 Kg/h	3.2 KJ/Kg*°C

Figura 10. Datos calculo E-155

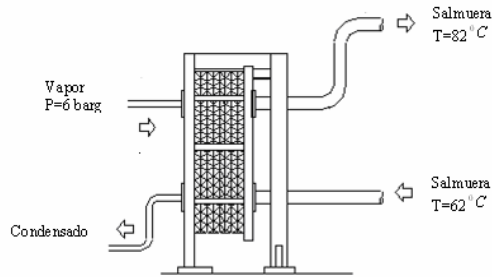


Tabla 31. Datos para cálculo consumo de vapor

ρ_{salmuera}	Flujo volumétrico	h_{fg} @6barg (evaporación)
1160 Kg/ m ³	36 m ³ /h	2066 KJ/ Kg

Formulas:

$$Q = \dot{m} * C_p * \Delta T = \dot{m} * C_p * (T_{requerida} - T_{aactual})$$

$$m_{\text{vapor}} = \frac{Q}{h_{fg} @ 6barg}$$

Tabla 32. Consumo de vapor E-155

Q	M _{vapor} E-155
2672640Kj/h	1293,63Kg/h

9.2 INTERCAMBIADOR DE SODA E-240

El suministro de vapor en el intercambiador de soda es utilizado únicamente en los arranques de la planta ya que este se encarga de calentar la soda para así garantizar la temperatura ideal para ingresar la soda a las celdas electrolizadoras, luego la energía la sigue aportando la electrolisis y es allí donde el intercambiador cambia de función y pasa a enfriar la soda.

Cálculo del consumo de vapor del intercambiador de Soda (E-240).

Tabla 33. Datos para cálculo consumo de vapor E-240

P _{operacion}	T _{actual}	T _{requerida}	Flujo de Soda	Cp soda
6 barg	35 °C	87 °C	15108 Kg/h	3.55 KJ/Kg*°C

Figura 11. Datos calculo E-240

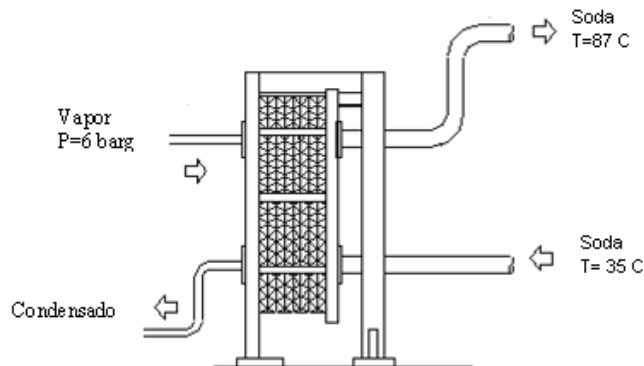


Tabla 34. Consumo de vapor E-240

Q	m _{vapor} E-240
2788937Kj/h	1350Kg/h

9.3 PRECALENTADOR DE CRUDO

El TK almacenador de crudo posee un serpentín por dentro para así calentar el combustible. Este sistema requiere del vapor en el momento el cual se bombea el combustible del TK almacenador hasta el TK de suministro diario de crudo, para así malograr mejorar sus propiedades para su trabajo de combustión.

El TK de almacenamiento de crudo permanece con un 50% de su capacidad total y el crudo es bombeado alrededor de 2 horas diarias al TK suministro diario a caldera.

Cálculo del consumo de vapor del Precalentador de crudo.

Tabla 35. Datos para cálculo consumo de vapor precalentador de cru

$V_{crudo} 50\%$	δ_{crudo}	$M_{crudo} (2h/dia)$
$10.05m^3$	$982.8 \frac{Kg}{m^3}$	$4938.57 \frac{Kg}{h}$

Tabla 36. Consumo de vapor precalentador de crudo

Q	m_{vapor}
204260Kj/h	98,86Kg/h

9.4 TRACING PARA LA LÍNEA DE COMBUSTIBLE

El tracing para la línea de combustible es un serpentín el cual esta ubicado en la parte superior de la tubería de combustible logrando así mantener la temperatura del crudo para que fluya adecuadamente y continúe ganando temperatura en el trayecto de transporte del TK de almacenamiento hasta TK suministro diario.

Cálculo del consumo de vapor del Tracing para la tubería del crudo.

Tabla 37. Datos para cálculo consumo de vapor tracing

$Q_{energia}$	$\Delta t = \left(\frac{prod}{amb} \right)$	$h_{fg\ 6b\ arg}$	$L_{tuberia,\ prod}$
$30\ W/m$	$33^{\circ}C$	$2066\ KJ/Kg^{\circ}C$	$160\ mt$

Formulas:

$$m_{vapor} = \frac{3.6 * Q * L}{h_{fg}}$$

Tabla 38. Energía requerida para tracing línea combustible

Process diameter (mm)	insulation thickness	Produc / ambient temperature difference (0C)						
		25	75	100	125	150	175	200
DN100	50	14	43	58	71	85	100	115
	100	9	26	36	45	54	62	71
DN150	50	20	59	77	97	116	136	155
	100	12	35	46	58	69	81	92
DN200	50	24	72	97	120	144	168	192
	100	14	41	55	70	84	98	112
DN250	50	29	87	116	145	174	202	231
	100	16	49	66	82	99	115	131
DN300	50	33	101	135	168	201	235	268
	100	18	56	75	94	113	131	151
DN400	50	41	123	164	206	246	288	329
	100	23	58	91	113	136	158	181
DN500	50	51	151	201	252	301	352	403
	100	28	82	109	136	163	191	217

Tabla 39. Flujo de vapor del Tracing

m_{vapor}
8.36 Kg/h

9.5 LAVADO DE CILINDROS

Este proceso se lleva a cabo con vapor directo, por lo tanto este vapor no es tenido en cuenta para el retorno de condensado.

Este sistema consta de una válvula de ½" tipo mariposa, de la cual está acoplada una manguera, y esta va conectada al cilindro que se lava.

Para el cálculo de flujo de vapor que este equipo consume se tiene presente que dicha válvula está abierta el 65% de la capacidad total de la válvula y con la siguiente fórmula se calcula el flujo de vapor que este equipo consume.

Fórmula:

$$Q = \frac{\left(0.258742176 * \left(\frac{D}{25.4} \right)^2 * P \right) * 0.4536}{\sqrt{(1.8 * (T + 273.15))}}$$

Donde:

Q [kg/s] flujo de vapor fugado.

D [mm] diámetro del orificio.

P [psi] presión del vapor en la línea.

T [°C] temperatura de saturación del vapor.- en función de la presión.

El consumo de vapor en el proceso de lavado de cilindros con la válvula abierta el 65 % de la capacidad total es de 150 kg/h.

9.6 CHIMENEA DE HIDROGENO

Este proceso se lleva a cabo con vapor directo, por lo tanto este vapor no es tenido en cuenta para el retorno de condensado.

Este sistema consta de una válvula de 3" tipo mariposa, la cual está acoplada a la chimenea de hidrógeno por medio de tubería.

Para el calculo de flujo de vapor que este equipo consume se tiene presente que dicha válvula esta abierta el 25% de la capacidad total de la válvula y con la siguiente formula se calcula el flujo de vapor que este equipo consume.

Formula:

$$Q = \frac{\left(0.258742176 * \left(\frac{D}{25.4} \right)^2 * P \right) * 0.4536}{\sqrt{(1.8 * (T + 273.15))}}$$

Donde:

Q [kg/s] flujo de vapor fugado.

D [mm] diámetro del orificio.

P [psi] presión del vapor en la línea.

T [°C] temperatura de saturación del vapor.- en función de la presión.

El consumo de vapor en el proceso de la chimenea de hidrogeno con la válvula abierta el 25 % de la capacidad total es de 845 kg/h.

9.7 REHERVIDOR

Cálculo del consumo de vapor del Rehervidor de Cloro.

Tabla 40. Datos para cálculo consumo de vapor rehervido

P _{operacion}	ΔT	Flujo de Cloro	Cp Cloro
0 barg	10 °C	1200 Kg/h	2.8 KJ/Kg*°C

Tabla 41. Consumo de vapor rehervidor

Q	m _{vapor}
33600Kj/h	15Kg/h

10. TRAMPAS DE VAPOR

Las trampas de vapor son dispositivos que liberan automáticamente el condensado, separándolo del vapor. Algunos tipos de trampas pueden descargar aire, incluyendo gases no condensables, en la medida en que éstos estén presentes. Las trampas son dispositivos esenciales en los sistemas de distribución de vapor, los cuales son utilizados para eliminar aire, remover el condensado, mejorar la eficiencia térmica y la confiabilidad. Las trampas están clasificadas según su accionamiento de la siguiente forma:

- Trampas de vapor tipo mecánico
- Trampas de vapor tipo termostáticas
- Trampas de vapor tipo termodinámicas

10.1 TRAMPAS DE VAPOR TIPO MECÁNICO

Las trampas tipo mecánico, operan con la diferencia de densidad entre el vapor y el condensado, estas se clasifican en trampa tipo flotador y trampa tipo balde invertido, las cuales se puede apreciar en la Figura 12 y Figura 13.

Figura 12. Trampa tipo flotador



Figura 13. Trampa tipo balde invertido



10.2 TRAMPAS DE VAPOR TIPO TERMOSTATICOS

Las trapas tipo termostático, operan con la diferencia de temperatura entre el vapor y el condensado, estas se clasifican en trampa tipo bimetalico y trampa tipo expansión líquida, las cuales se puede apreciar en la Figura 14 y Figura 15.

Figura 14. Trampa tipo Bimetalico



Figura 15. Trampa tipo expansión líquida



10.3 TRAMPAS DE VAPOR TIPO TERMODINÁMICAS.

Las trampas tipo termodinámica operan con la energía cinética del vapor, estas se clasifican en trampa tipo flujo simple y trampa tipo flujo distribuido, las cuales se puede apreciar en la Figura 16 y Figura 17.

Figura 16. Trampa tipo flujo simple



Figura 17. Trampa tipo flujo distribuido



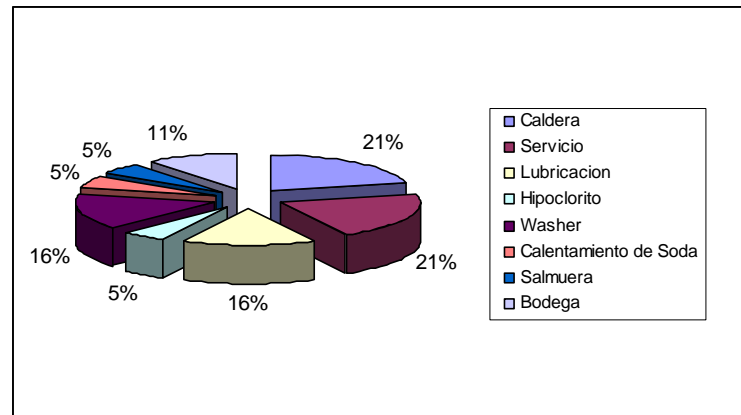
A continuación se muestra como debe ser instalada una estación de trapeo correctamente, para tener un excelente drenaje del condensado (Figura 18).

Figura 18. Estación de trapeo recomendada



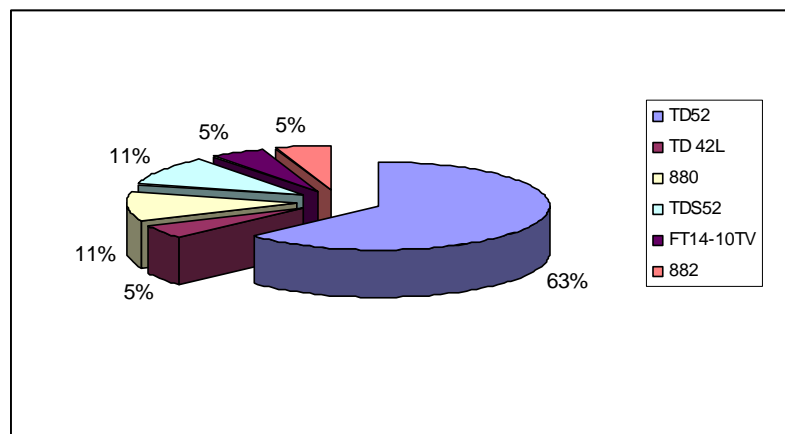
En Prodesal S.A. las trampas de vapor se encuentran ubicadas en distintos lugares de la planta, en la Gráfica 1 se aprecia la distribución porcentual de dichas trampas. La mayor cantidad de trampas se encuentran ubicadas en la caldera y en la zona de servicio y en una menor proporción en la zona de calentamiento de soda, washer e hipoclorito.

Gráfica 1. Distribución de trampas en Prodesal S.A.



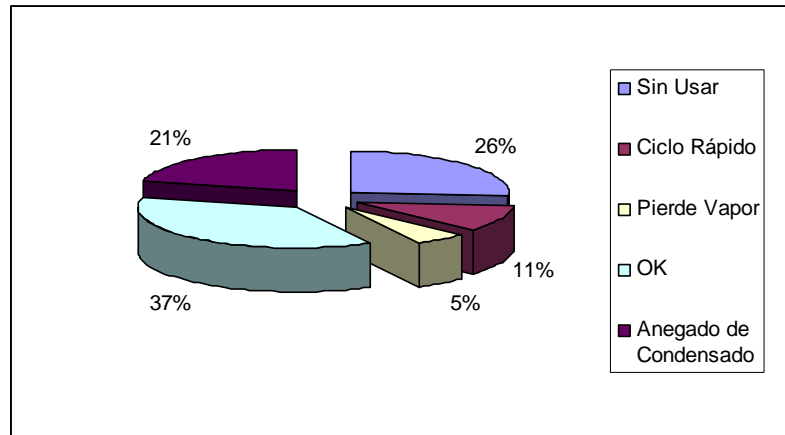
La mayor cantidad de trampas son de tipo termodinámico (TD52) ya que éstas drenan las líneas principales y secundarias del sistema de distribución de vapor. Modelos de trampas como el TD42L y FT14-10TV son los menos utilizados debido a que se emplean principalmente para el drenaje de los quipos consumidores de vapor. En la Gráfica 2 presenta la población de trampas según su modelo.

Gráfica 2. Purgadores en la planta según su modelo



En Prodesal.S.A. se llevó a cabo un análisis del estado y funcionamiento de las trampas con el equipo trap-man. Con el diagnóstico del equipo y el personal idóneo para dicho análisis se obtuvo el siguiente resultado de fallas (Gráfica 3).

Gráfica 3. Purgadores con fallo: fallo por estado para Prodesal S.A.



Con el análisis del Trap-Man, fue posible identificar que el 26% de sus trampas están sin usar, el 21% de las trampas presenta ciclo rápido, ya sea por falta de mantenimiento o deterioro y el 5% pierde vapor.

En términos generales el sistema de trampeo de la planta está en buen estado y están bien seleccionadas las trampas para los equipos consumidores de vapor.

Hay que hacer rutinas de mantenimiento preventivo y correctivo en algunos casos, como lo muestran los gráficos anteriores.

Con la siguiente fórmula se calcula el flujo de vapor que se está perdiendo en las trampas. Esta fórmula es suministrada por el programa de análisis de trampas de la compañía Spirax Sarco, conforme a su experiencia en el diseño y la fabricación de trampas.

$$B = \frac{\text{diametro} - \text{orificio}}{\text{diametro} - \text{tuberia}}$$

$$E = \frac{1}{\sqrt{1 - B^4}}$$

$$\text{Presion} - \text{diferencial} = \text{presion} * \left(\frac{100000 * \text{factor} - \text{presion}}{100} \right) * 25.4$$

$$\text{flujo} - \text{vapor} = 0.00751 * E * \text{diametro} - \text{orificio}^2 * \sqrt{\frac{\text{presion} - \text{diferencial}}{\text{volumen} - \text{vapor}}} * \text{factor} - \text{orificio}$$

Donde:

B= variable, diámetro del orificio, con respecto al diámetro de la tubería.

Diámetro del orificio= el factor es el valor corregido con el 25 %.

Factor de presión E= el factor es el valor corregido con el 30 %.

Flujo-vapor= Son los kg/h de flujo de vapor que se esta perdiendo por las trampas.

Volumen-vapor= Volumen especifico a la presión de trabajo.

A continuación se cuantifican los costos/año en los que incurre por año para Prodesal S.A. al tener el 5% de sus trampas perdiendo vapor (Tabla 42).

Tabla 42. Costo de purgadores que pierden vapor por año

MODELO	UBICACIÓN	PERDIDAS DE VAPOR Y KG/H	HORAS DE OPERACIÓN	COSTO ANUAL TOTAL
TD52	LUBRICACION- PRECALENTADOR DE COMBUSTIBLE	56.96	1920	\$ 8,579,904
TD52	SERVICIO-FINAL DE TUBERIA DE VAPOR	16.70	1920	\$ 2,516,038
TD42L	CALDERA PRECALENTADOR DE CRUDO	14.47	1920	\$ 2,179,815
TOTAL		88.13		\$ 13,275,757

Prodesal S.A. pierde \$13.275.757/año con la perdida de vapor en el 5% de sus trampas, las cuales son solamente tres trampas y desalojan 88.13 Kg/h de condensado al alcantarillado. Este costo esta referido con un tiempo de operación

de 1920 horas por año y con el costo de la generación de vapor de \$32.505 / ton de vapor

11. RECUPERACIÓN DE CONDENSADO

La recuperación de condensado es una práctica muy buena, con la que se logran ahorros energéticos en el sistema de vapor, dentro de estos ahorros se tiene:

- Se disminuye el consumo de agua cruda
- Menos tratamiento de químico con el agua de alimentación a caldera
- Menor consumo de combustible en caldera
- Menor requerimiento de purgas en caldera
- Menor vertimiento de efluentes calientes en el sistema de alcantarillado

En la Tabla 43 se puede apreciar que equipos recuperan condensado en la planta y cuanto es su carga de condensado real.

Tabla 43. Recuperación de condensado por equipo consumidor de vapor

Equipo	Consumo Real	Consumo Teórico	Aplicación Vapor	Recuperación de condensado actual (si ó no)	Carga de condensado real
Pre calentador de crudo	95.5 kg/h	98.86 Kg/h	Consumo Indirecto	no	95.5 kg/h
E-155	1270 kg/h	1293.63 Kg/h	Consumo Indirecto	si	1270 kg/h
E-240	1400 Kg/h	1350 kg/h	Consumo Indirecto	no	*
Tracing	7 Kg/h	8.36 Kg/h	Consumo Indirecto	no	7kg/h
Lavado de cilindros	140 kg/h	150 kg/h	Consumo directo	No se puede	140 kg/h
Chimenea	845 kg/h	845kg/h	Consumo directo	No se puede	**
Rehervidor	14 Kg/h	15kg/h	Consumo Indirecto	no	14 kg/h
19 purgadores por trayecto en la planta			Consumo Indirecto	no	110 kg/h
TOTAL CONSUMO	3772 kg/h	3761 kg/h			1496.5 kg/h

La carga de condensado total 1496.5 kg/h corresponde a la suma de los condensados de los equipos que consumen vapor indirecto mas el condensado de las trampas por trayecto del sistema.

Por medio del aforamiento de las trampas del sistema de distribución, drenaje por trayecto (trampas por trayecto que drenan el sistema), el condensado arrojado al alcantarillado es de 110 Kg/h, el cual podría ser recuperado para tener los ahorros ya mencionados. Para la recuperación del condensado, el consumo de vapor debe ser indirecto, ya que los equipos que consumen vapor directo, no se pueden recuperar.

En la planta de Prodesal S.A el único equipo que recupera condensado es el E-155 intercambiador de salmuera, los demás equipos consumidores de vapor, ni las trampas por trayecto recuperan condensado.

En la Tabla 44 se enuncia la cantidad de condensado que puede ser recuperada.

Tabla 44. Carga total de condensado por recuperar

Carga condensado por equipo	Carga condensado por trampas de trayecto del sistema	Carga total condensado por recuperar
116.5 kg/h	110 kg/h	225.5 kg/h

Ahora se calcula el consumo de combustible, con base a las condiciones del condensado, con la siguiente formula.

Formula:

$$C_{comb} = \text{Consumo, combustible};$$

$$C_{comb} = w * \frac{(h_{f@90^{\circ}C} - h_{f@20^{\circ}C})}{Pc * \eta}$$

Donde:

Ccomb= Consumo de combustible.

$h_{f@90^{\circ}C}$ = Entalpía específica del agua, temperatura del condensado.

$h_{f@20^{\circ}C}$ = Entalpía específica del agua, temperatura ambiente.

η = Eficiencia del sistema.

Pc = Poder calórico del combustible (crudo de rubiales).

Tabla 45. Datos para cálculo de consumo de combustible, recuperación de condensado

η	$h_{f@90^{\circ}C}$	$h_{f@20^{\circ}C}$	W	Pc	Ccomb/ton
81.23 %	376.7KJ/Kg	132.4 KJ/Kg	1000 kg/ton	160888 kg/gl	1.87 gl/ton

El costo del condensado total que no se esta recuperando, asociado al consumo de combustible de la planta es de \$6.143.040/año como se presenta en laTabla 46.

Tabla 46. Costo del condensado asociado al consumo de combustible

Total condensado no recuperado (kg/h)	Total condensado no recuperado (ton/h)	Precio combustible(\$/gl)	Costo de condensado asociado al combustible(\$/h)	Costo de condensado asociado al combustible(\$/año)
226.5	0.22	1729	711	6.143.040

El costo total del condensado que no esta siendo recuperado, esta asociado al consumo de combustible y al consumo del agua desmineralizada.

Los cálculos del costo del agua desmineralizada que esta siendo utilizada para 226.5 kg/h de condensado, se presentan en la Tabla 47.

Tabla 47. Costo del condensado asociado al consumo del agua desmineralizada

Total condensado no recuperado (kg/h)	Total condensado no recuperado (lt/h)	Total condensado no recuperado (gl/h)	Precio agua desmineralizada (\$/gl)	Costo de condensado asociado al agua desmineralizada (\$/h)	Costo de condensado asociado al combustible (\$/año)
226.5	226.5	60	15	900	7.776.000

Tabla 48. Costo total del condensado no recuperado en la planta

El costo total del condensado no recuperado en la planta
13.919.040 \$/año

Como se puede apreciar valdría la pena considerar la recuperación de los condensados de los equipos que actualmente lo desperdician.

12. CONCLUSIONES

Purga superficial; por medio de los cálculos de la purga de superficie y los costos que esta purga implica, muestran que se están perdiendo \$31.091.386/año, el cual se puede recuperar con:

- Un régimen de purga adecuado.
- Sistema de control de purga continúa.
- Recuperación de la energía del vapor flash enviándola al Tk agua alimentación de agua a la caldera.
- Controlando las purgas de la caldera se podrá ahorrar agua de reposición, disminuyendo los desperdicios de energía representada en agua y químicos de la caldera, lo cual se vera reflejado en el consumo de combustible y finalmente en costos económicos para PRODESAL S.A.

Ahorro en el consumo de combustible y sulfito, incrementando la temperatura del agua de alimentación; para Prodesal S.A. es indispensable tomar medidas efectivas con respecto a incrementar la temperatura del agua de alimentación de caldera, como se puede apreciar en la tabla #22, se podría alcanzar un ahorro de dinero de \$24.001.783 por año, sosteniendo dicha temperatura en 900C aproximadamente. Prodesal al no incrementar la temperatura del agua de alimentación a la caldera estará teniendo presente un aumento de la solubilidad del oxígeno en el agua, aumento de la corrosión, mayor demanda de sulfito de sodio y mayor consumo de combustible.

La calidad del agua de alimentación a la caldera es de excelentes propiedades ya que es agua desmineralizada y al tener esa purga excesiva de 420 kg/h Prodesal S.A. esta incurriendo en unos gastos muy elevados en la generación de vapor, debe purgar tan solo 26.72 kg/h de agua.

Prodesal S.A presenta pérdidas de vapor en el 5% de sus trampas las cuales son tan solo tres trampas, pero en estos equipos esta perdiendo \$13,275,757/

año, hay que tomar medidas correctivas y preventivas en el mantenimiento de dichas trampas de vapor.

El condensado debe ser recuperado al tanque de agua de alimentación a la caldera, cualquier cantidad de condensado vale la pena que sea recuperado, esto es dinero que la empresa esta perdiendo, en este caso es de \$13.919.040 /año.

El sistema de distribución esta en muy buenas condiciones, presenta un buen aislamiento térmico, minimizando las perdidas por transferencia de calor, la selección de los diámetros de las tuberías es el adecuado tanto el sistema principal como las ramificaciones.

El potencial de ahorro encontrado para esta empresa resultó bastante atractivo, dado que muchas de las medidas propuestas requieren de baja inversión y su período de recuperación es corto y garantizado.

Las plantas de Prodesal S.A. están a tiempo para ahorrar energía con poca inversión, controlando las condiciones de operación, siguiendo un riguroso plan de mantenimiento e implementando innovaciones al proceso.

BIBLIOGRAFIA

CANTÚ, H. D. Desarrollo de una cultura de calidad: México: Mc Graw Hill, 1997. 512 p.

CROSBY, P. B. La calidad no cuesta. 2 ed. Mexico: Mc Graw Hill. 1979. 590 p.

----- Quality without tears. 3 ed. Mexico: Mc Graw Hill, 1984. 620 p.

FEIGENBAUM, A. V. Total quality control. 4 ed. México: Mc Graw Hill. 1990. 580 p.

HARRINGTON, H. J. Administración total del mejoramiento continuo: la nueva generación. 3 ed. Colombia: Mc Graw Hill Interamericana s. a. 1997. 612 p.

KEENAN, Joseph H; HILL, Philip G; KEYES Frederick G; MOORE, Joan G. Steam Tables: thermodynamic properties of water including vapor, liquid, and solid phases (english units). U.S.A: John Wiley & Sons Inc. 1969 . 525 p.

SPIRAX SARCO. Desing Of Fluid Sistem. 12 ed. Estados Unidos: 1150 Northpoint Blvd. Blythewood. 2004. 640 p.

ANEXOS

Anexo 1. Esquema sistema de distribución Prodesal S.A.

