

Universidad Nacional de Ingeniería

Facultad de Ingeniería Mecánica



TESIS

“Estudio técnico económico para el aprovechamiento del vapor sobrecalentado de extracción de una turbina Siemens SST-110 en procesos térmicos indirectos para una planta procesadora de Sulfato de Manganeso”

Para obtener el título profesional de Ingeniero Mecánico Electricista

Elaborado por

Fernando Martinez Patiño

 [0009-0000-1125-4928](https://orcid.org/0009-0000-1125-4928)

Asesor

Dr. Salomé Gonzales Chávez

 [0000-0003-2327-4621](https://orcid.org/0000-0003-2327-4621)

TOMO I DE I

LIMA – PERÚ

2023

DEDICATORIA

A Dios, por permitirme alcanzar cada meta que me he propuesto y por bendecirme con salud. A mi familia, por ser mi mayor fuente de inspiración para continuar día a día.

AGRADECIMIENTO

A mis padres, por trabajar arduamente para brindarme educación superior y darme la fortaleza de confiar en mis capacidades. A mi alma mater, UNI, por abrirme las puertas de sus prestigiosas aulas de enseñanza. A mi asesor, Dr. Salomé Gonzales Chávez, por su guía y tiempo brindado para el desarrollo de la tesis.

RESUMEN

En la tesis se desarrolla el estudio técnico económico para aprovechar parte del vapor sobrecalentado en los procesos de precalentamiento de aire de secado de los secadores Spin Flash Dryer y Spray Dryer. El vapor sobrecalentado es extraído antes del ingreso hacia la segunda etapa de una turbina Siemens modelo SST-110 en una planta productora de sulfato de manganeso. Actualmente, todo el vapor sobrecalentado es introducido a la turbina para generar energía eléctrica. Sin embargo, en planta existen dos procesos con alto potencial para emplear vapor y precalentar el aire de secado de los equipos secadores Spin Flash Dryer y Spray Dryer, el precalentamiento del aire reducirá el consumo de GLP en los quemadores teniendo un impacto considerable en el ahorro económico. En anteriores estudios realizados tenemos el informe especializado "Optimización energética de la planta térmica a vapor de la central térmica de Ilo 01 de Enersur" el cual nos demuestra las bondades del vapor sobrecalentado para ser introducido por completo en una turbina y realizar trabajo mecánico, además este vapor tiene que ser transportado por tuberías correctamente dimensionadas y aisladas para incrementar la eficiencia del proceso.

Para demostrar la factibilidad del sistema planteado, en la tesis se calcula los consumos de GLP actuales en los secadores Spin Flash Dryer y Spray Dryer. Seguido se calcula los consumos de GLP futuros implementado el sistema de precalentamiento en ambos secadores. Ambos consumos, actual y futuro, se restan respectivamente para determinar la cantidad neta de combustible ahorrado, El valor obtenido lo llevamos a unidades monetarias y lo comparamos con la cantidad de energía eléctrica en términos monetarios que se dejó de generar al extraer parte del vapor sobrecalentado de la turbina. Una vez obtenidas las cantidades del monto ahorrado de GLP y el monto de energía eléctrica dejada de generarse, estas se restan para determinar el ahorro neto en términos económicos. Seguido de ello, se realizan los cálculos del TIR y VAN para calcular la factibilidad económica del proyecto de inversión del sistema planteado.

Los resultados del estudio demostraron que el ahorro de combustible GLP es de \$183,611.43 anuales, mientras que el monto de la energía eléctrica que se deja de generar es de \$63,673.16 anuales también, así mismo, al realizar la diferencia para determinar el ahorro neto anual resulta de \$119,938.43. Este monto representa una cantidad considerable. Teniendo en cuenta que el proyecto de inversión del sistema es de \$450,000.00, los resultados del análisis económico para el VAN fueron de \$97,369.06, para el TIR de 18.6% y el periodo de retorno de inversión (PRI) es de 3.75 años.

Palabras clave: Secador Spin Flash Dryer; secador Spray Dryer; vapor sobrecalentado, turbina Siemens SST-100; vapor saturado.

ABSTRACT

In this thesis, the economic technical study is developed to use part of the superheated steam in the drying air preheating processes of the Spin Flash Dryer and Spray Dryer dryers. Said superheated steam is extracted before entering the second stage of a Siemens model SST-110 turbine in a manganese sulfate production plant. Currently, all superheated steam is transformed to the turbine to generate electrical energy. However, in the plant there are two processes with high potential to use steam and preheat the drying air of the Spin Flash Dryer and Spray Dryer equipment, such preheating of the air will reduce the consumption of GLP in the burners, having a considerable impact on savings economic. In previous studies we have had the specialized report "Energy optimization of the steam thermal plant of the Ilo 01 thermal power plant in Enersur" which shows us the benefits of superheated steam to be used entirely in a turbine and perform mechanical work, in addition This steam has to be transported through correctly dimensioned and selected pipes to increase the efficiency of the process.

To demonstrate the feasibility of the proposed system, in this test the current GLP consumptions in the Spin Flash Dryer and Spray Dryer dryers are calculated. Next, future GLP consumptions are calculated by implementing the preheating system in both dryers. Both current and future consumption are subtracted respectively to determine the net amount of fuel saved, we take this value to monetary units and we compare it with the amount of electrical energy in monetary terms that are no longer generated when extracting part of the superheated steam from the turbine Once the amounts of the GLP saved amount and the amount of electricity stopped being generated have been obtained, these are subtracted to determine the net savings in economic terms. Following this, the TIR and VAN calculations are performed to calculate the economic feasibility of the investment project of the proposed system.

The results of this study showed that GLP fuel savings are \$ 183,611.43 per year, while the amount of electricity that is no longer generated is \$ 63,673.16 per year, also, when making the difference to determine the net savings resulting annual of \$ 119,938.43. This amount represents a considerable amount. Taking into account that the investment project of the system is \$ 450,000.00, the results of the economic analysis for the VAN was \$ 97,369.06, for the TIR of 18.6% and the period of return on investment (PRI) is 3.75 years.

Key words: Spin Flash Dryer; Spray Dryer.

ÍNDICE

ÍNDICE DE FIGURAS.....	vi
ÍNDICE DE TABLAS.....	viii
PRÓLOGO	9
CAPITULO I.....	11
1.1. ANTECEDENTES REFERENCIALES.....	11
1.2. EL PROCESO PRODUCTIVO	12
1.2.1. Planta de Lixiviación	12
1.2.2. Planta de Cristalización	14
1.2.3. Planta de Ácido Sulfúrico.....	16
1.3. DESCRIPCIÓN DEL PROBLEMA DE INVESTIGACIÓN	17
1.4. FORMULACIÓN DEL PROBLEMA	18
1.4.1. Problema general.....	18
1.4.2. Problemas específicos.....	18
1.5. OBJETIVOS.....	19
1.5.1. Objetivo general.....	19
1.5.2. Objetivos específicos	19
1.6. ALCANCES Y LIMITACIONES.....	19
CAPITULO II.....	20
2.1. FUNDAMENTOS DEL VAPOR	20
2.1.1. Cómo funciona el vapor de agua	20
2.1.2. Vapor como fuente de energía.....	21
2.1.3. Vapor como fuente de calor	21
2.1.3.1 Calentamiento directo de vapor	21
2.1.3.2 Calentamiento indirecto de vapor.....	22
2.2. TIPOS DE VAPOR DE AGUA	23

2.3. APLICACIONES PRINCIPALES PARA EL VAPOR DE AGUA	25
2.3.1. Vapor para calentamiento de presión positiva.....	25
2.3.2. Vapor para calentamiento al vacío.....	26
2.3.3. Vapor para impulso - movimiento.....	27
2.4. FUNDAMENTOS DE BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA.....	28
2.4.1. Balance de materia.....	28
2.4.2. Balance de energía.....	29
2.5. FUNDAMENTOS DE COMBUSTIÓN.....	31
2.5.1. Balance en combustión completa	31
2.5.2. Balance en combustión real con exceso de aire	32
2.5.3. Ratio de combustión	32
2.6. FUNDAMENTOS DE MATEMÁTICA FINANCIERA	33
2.6.1. Periodo de retorno de inversión	33
2.6.2. Valor actual neto.....	33
2.6.3. Tasa interna de retorno:.....	33
CAPITULO III.....	35
3.1. HIPÓTESIS GENERAL	35
3.2. HIPÓTESIS ESPECÍFICA.....	35
3.3. OPERACIONALIZACIÓN DE LAS VARIABLES	35
CAPITULO IV	37
4.1. TIPO Y DISEÑO DE LA INVESTIGACIÓN.....	37
4.1.1. Tipo de investigación	37
4.1.2. Diseño de investigación	37
4.2. UNIDAD DE ANÁLISIS.....	37
4.3. ETAPAS DE LA INVESTIGACIÓN	38

4.3.1. Recolección de datos.....	38
4.3.2. Procesamiento de la información	38
4.3.3. Análisis de la información	38
4.4. MATRIZ DE CONSISTENCIA	39
CAPITULO V	40
5.1. DESCRIPCIÓN DE EQUIPOS EXISTENTES	40
5.1.1. Turbina	40
5.1.2. Secadores	40
5.1.3. Quemadores en los secadores	43
5.2. CONDICIONES TÉCNICAS DE LA SOLUCIÓN PROPUESTA.....	44
5.3. EQUIPOS PROPUESTOS	45
5.3.1. Intercambiador de calor	45
5.3.2. Sistema de control del Spray Dryer.....	46
5.3.3. Sistema de control del Spin Flash Dryer	47
5.3.4. Atemperador.....	48
5.3.5. Skid de bombeo de condensado.....	49
5.4. CÁLCULOS DEL CONSUMO DE VAPOR	52
5.4.1. Condiciones de vapor sobrecalentado en la turbina tomadas en campo.....	52
5.4.2. Condiciones de vapor sobrecalentado en la turbina tomadas de la ficha técnica de turbina Siemens.....	52
5.4.3. Propiedades del vapor sobrecalentado	53
5.4.4. Cálculo del flujo de vapor saturado en la salida del atemperador.....	53
5.4.5. Cálculo de flujo de vapor saturado a 2.75 bar manométrico a través de la válvula reguladora de presión:.....	54
5.4.6. Cálculo de la tasa de calor disponible en el vapor saturado regulado a 2.75 barg:	55

5.4.7. Cálculo del flujo de mezcla de aire de secado en los secadores Spin Flash Dryer y Spray Dryer	56
5.5.1. Cálculo de la energía ahorrada en el secador Spin Flash Dryer.....	65
5.5.2. Cálculo de la energía ahorrada en el secador Spray Dryer	67
5.6. CÁLCULO DEL FLUJO DE VAPOR SOBRECALENTADO NECESARIO PARA PRECALENTAR EL AIRE DE SECADO EN LOS SECADORES SPIN FLASH DRYER Y SPRAY DRYER	69
5.7. CÁLCULOS Y EVALUACIÓN ECONÓMICA	70
5.7.1. Determinación de la cantidad de potencia eléctrica y el ahorro monetario que se deja de generar en la turbina	70
5.7.2. Determinación de la cantidad de potencia térmica ahorrada en términos monetarios que se aprovecha en los secadores precalentando el aire de ingreso	73
5.8. ESQUEMAS DE CONDICIÓN ACTUAL Y PROPUESTA DEL SISTEMA	74
5.8.1. Esquema general del sistema actual	74
5.8.2. Esquema general para el sistema propuesto	77
CAPITULO VI	81
6.1. ANÁLISIS DEL AHORRO DE COMBUSTIBLE EN EL SECADOR SPIN FLASH DRYER	81
6.2. ANÁLISIS DEL AHORRO DE COMBUSTIBLE EN EL SECADOR SPRAY DRYER	81
6.3. ANÁLISIS DEL PRI, TIR Y VAN DEL PROYECTO	81
6.3.1. Periodo de retorno de inversión (PRI).....	82
6.3.2. Tasa interna de retorno (TIR).....	82
6.3.3. Valor actual neto (VAN)	83
CONCLUSIONES	84
RECOMENDACIONES.....	85

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS..... 86

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Operación de lixiviación en una etapa	13
Figura 2. Reacciones del proceso de lixiviación.....	13
Figura 3. Tanque de lixiviación batch.....	14
Figura 4. Reacciones del proceso de cristalización.....	15
Figura 5. Planta de Cristalización	15
Figura 6. Diagrama del proceso en planta de cristalización.	16
Figura 7. Reacciones del proceso de ácido sulfúrico.	17
Figura 8. Diagrama del proceso en planta de ácido sulfúrico.....	17
Figura 9. Separación de las moléculas de H ₂ O.....	21
Figura 10. Proceso de calentamiento directo con vapor.....	22
Figura 11. Equipos de calentamiento indirecto con vapor.	23
Figura 12. Proceso de calentamiento indirecto con vapor.....	23
Figura 13. Relación Presión-Temperatura del agua y vapor.	24
Figura 14. Intercambiador de calor de tubos y coraza.....	26
Figura 15. Calentamiento con calor (Vapor) latente.	27
Figura 16. Generador de turbina a vapor.	28
Figura 17. Secador Spin Flash Dryer.	41
Figura 18. Secador Spray Dryer	42
Figura 19. Intercambiador de calor	46
Figura 20. Lazo de control del Spray Dryer.....	47
Figura 21. Lazo de control del Spin Flash Dryer	48
Figura 22. Equipo atemperador	49
Figura 23. Skid de bombeo condensado.....	50
Figura 24 Diagrama P&ID del sistema propuesto.	51
Figura 25. Diagrama del atemperador tipo tanque, equipo utilizado para llevar vapor sobrecalentado a vapor saturado.....	54

Figura 26. Flujo de gases de combustión, salida del quemador Weishaupt VM-G20/3-A/ZM.....	57
Figura 27. Cámara de mezcla de aire y gases de combustión que ingresan al secador Spin Flash Dryer.....	58
Figura 28. Disposición actual del secador Spin Flash Dryer.en planta	58
Figura 29. Tabla de calores específicos de gases comunes.....	60
Figura 30. Flujo de gases de combustión, salida del quemador RyR Térmica S.A. GPH-300M.	63
Figura 31.Cámara de mezcla de aire y gases de combustión que ingresan al secador Spray Dryer	63
Figura 32. Disposición actual del secador Spray Dryer en planta.	64
Figura 33.Diagrama del secador Spin Flash dryer con el precalentador de aire a vapor.	66
Figura 34. Diagrama del secador Spray dryer con el precalentador de aire a vapor. ...	67
Figura 35. Puntos de operación para diferentes cantidades de extracción de vapor en la turbina Siemens SST-110.....	71
Figura 36. Esquema P&ID del sistema actual	74
Figura 37. Esquema térmico del sistema actual.....	74
Figura 38. Diagrama ilustrativo T-S por proceso del sistema actual.....	75
Figura 39. Diagrama termodinámico T-S del sistema actual	76
Figura 40.Esquema P&ID del sistema propuesto.....	77
Figura 41. Diagrama ilustrativo T-S por proceso del sistema propuesto.	78
Figura 42.Diagrama termodinámico T-S del sistema propuesto.....	79
Figura 43.Esquema térmico del sistema propuesto	80

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1.Recolección de datos.....	38
Tabla 2.Matriz de consistencia.....	39
Tabla 3. Datos de la turbina Siemens instalada	40
Tabla 4. Datos del secador Spin Flash Dryer.....	41
Tabla 5.Datos del secador Spray Dryer	42
Tabla 6.Datos del quemador del secador Spray Dryer.....	43
Tabla 7.Datos del quemador del secador Spin Flash Dryer	43
Tabla 8.Datos de vapor sobrecalentado tomados en campo	52
Tabla 9.Datos de vapor sobrecalentado tomados de ficha técnica	52
Tabla 10.Propiedades del vapor sobrecalentado	53
Tabla 11.Propiedades del vapor saturado a 3.4 barg.....	53
Tabla 12.Propiedades del vapor saturado a 2.75 barg.....	54
Tabla 13.Composición del GLP comercial	59
Tabla 14.Porcentaje molar de los productos de combustión del GLP	59
Tabla 15. Parámetros extraídos de tabla A-2 para el cálculo del Cp.....	61
Tabla 16.Valores de Cp calculados para cada componente de los productos de la combustión del GLP	61
Tabla 17.Puntos de operación de la turbina Siemens	72
Tabla 18.Costo de la energía eléctrica y régimen de trabajo	72
Tabla 19.Costo del GLP industrial y régimen de trabajo	73
Tabla 20.Costo de inversión inicial	82
Tabla 21.Flujos de caja del proyecto.....	83

PRÓLOGO

En la tesis se realizó la evaluación técnico económica de la utilización del vapor sobrecalentado, el cual es extraído desde el ingreso a la segunda etapa de una turbina marca Siemens, modelo SST-110. El vapor sobrecalentado será transformado a vapor saturado para poderse utilizar en procesos de intercambio de calor indirecto. El vapor, ahora saturado, se utilizará para precalentar el aire de secado de los sistemas Spin Flash Dryer y Spray Dryer. El ahorro en combustible, en términos económicos, al precalentar el aire de secado es comparado con la cantidad de energía, también en términos económicos, que se dejó de generar por utilizar parte del vapor de la turbina. Para poder realizar la comparación mencionada se realizó el balance de energía y masa para el calentamiento del aire de secado, proceso de saturar el vapor sobrecalentado (implementación de atemperador), diagramas P&ID del nuevo sistema de calentamiento, modificación de los secadores Spray Dryer y Spin Flash Dryer, implementación del sistema de bombeo de condensado, factibilidad técnica la extracción de vapor en la turbina Siemens.

Para la comprensión de la tesis, se ha dividido en cuatro capítulos.

En el Capítulo 1: "Introducción", se describen los antecedentes referenciales, el proceso productivo, descripción del problema e investigación, formulación del problema, los objetivos generales, objetivos específicos, los alcances y limitaciones del estudio.

En el Capítulo 2: "Marco teórico", se define el concepto de vapor y los tipos de vapor en la industria, sistemas de vapor y condensado, procesos de transferencia de calor, balance de masa y energía, fundamentos de matemática financiera.

En el Capítulo 3: "Hipótesis y operacionalización de las variables", se inicia con la hipótesis general, se continúa con la hipótesis específica, operacionalización de las variables.

En el Capítulo 4: "Metodología de la investigación", se realiza el tipo y el diseño de la investigación, se continúa con la unidad de análisis, se muestran las etapas de la investigación y se finaliza con la matriz de consistencia.

Finalizando la tesis con la presentación de las conclusiones y recomendaciones.

En el Capítulo 5: "Procedimiento de cálculo energético y económico", se realiza la descripción de equipos existentes, condiciones técnicas de la solución propuesta, equipos propuestos, cálculos del consumo de vapor, evaluación económica (donde se convierte a unidades monetarias las cantidades de energía ahorrada y dejada de generar) y se finaliza con los esquemas de condición actual y propuesta del sistema.

En el Capítulo 6: "Análisis y discusión de resultados", se realizan los análisis de las cantidades de combustible GLP ahorrado tanto en el secador Spray Dryer y el secador Spin Flash Dryer. Finalizando con los análisis del periodo de retorno de inversión (PRI), tasa interna de retorno (TIR) y valor actual neto (VAN).

Finalizando la tesis con la presentación de las conclusiones y recomendaciones.

CAPITULO I

INTRODUCCIÓN

1.1. ANTECEDENTES REFERENCIALES

Las industrias, dentro del marco de eficiencia energética y propuestas de proyectos para la mejora de procesos, constantemente se encuentran planteando alternativas para la optimización de sus recursos, aumento de la calidad de sus productos y la mejora de sus procesos. Para lograr dicha meta, muchas de las industrias parten del recurso energético que tienen a su disposición, energía eléctrica y energía térmica. Siendo esta última objeto de análisis a través del uso de vapor sobrecalentado y vapor saturado.

Según el informe especializado “Optimización energética de la planta térmica a vapor de la central térmica de Ilo 01 de Enersur”-2001, realizado por el Ing. Roberto Salas Valverde, nos demuestra las bondades y utilización del vapor sobrecalentado, el cual al contar con gran energía cinética tiene la capacidad de realizar trabajo mecánico y que al ser transportado a través de tuberías correctamente aisladas, estas incrementan la eficiencia del proceso, dando un ahorro significativo a nivel económico. Lo cual ocurre debido a que el sistema al contar con menos pérdidas de calor al exterior, el caldero repone menos energía por pérdidas ahorrando combustible.

Por otra parte, durante la investigación titulada “Research on energy indexes of cogenerated plants with gas turbines and heat recuperator steam generators”-2012, realizado por Luis Bermúdez Vlencia y Bienvenido Sarria López; analizan las bondades del vapor para poder ser recuperado a través del condensado, para este último volver a ser bombeado al caldero. Así mismo, analiza el circuito de vapor y condensado, notando que un vapor a baja presión, con menor temperatura, todavía realizará transferencia de calor siempre y cuando el otro fluido a calentar se encuentre por debajo de la temperatura actual del vapor de baja presión.

En la tesis, el lugar de estudio es una planta productora de sulfato de manganeso y en parte de sus procesos nos permite aprovechar térmicamente el vapor sobrecalentado, llevándolo a vapor saturado para poder ser utilizado en procesos de intercambio de

calor. Una vez que el vapor saturado cede su energía al otro fluido, este vapor se condensa para que posteriormente el condensado sea enviado hacia el tanque de condensado para poder ser nuevamente convertido en vapor en la caldera.

1.2. EL PROCESO PRODUCTIVO

El proceso productivo de la elaboración de sulfato de manganeso monohidratado ($\text{MnSO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$), comprende de 3 etapas principalmente distribuidas en 3 plantas, Planta de lixiviación, Planta de Cristalización, Planta de ácido sulfúrico. A nivel de planta, el área de recepción de materia prima se encuentra ubicado en la Planta de lixiviación, pero no interviene directamente en la transformación de dicha materia prima ni intervienen en el producto final.

- Recepción: Área en donde se recibe la materia prima (Concentrado Pb-Ag-Mn).

1.2.1. Planta de Lixiviación

Una operación conocida como extracción sólido-líquido o lixiviación se lleva a cabo utilizando un disolvente líquido con el fin de separar los componentes solubles de un sólido inerte. [Dominic Esteban, 2011].

La recuperación del disolvente y del soluto suelen tratarse en una etapa separada durante el proceso de extracción integral. [Dominic Esteban, 2011]

La lixiviación es un proceso que se utiliza para separar o dividir una gran cantidad de compuestos orgánicos naturales a partir de sus estructuras iniciales. Por ejemplo, el azúcar puede extraerse de la remolacha azucarera mediante el proceso de lixiviación con agua caliente; los aceites vegetales pueden extraerse de semillas como la soja y el algodón mediante el proceso de lixiviación con disolventes orgánicos; y el tanino puede disolverse de las raíces y las hojas de las plantas. La producción de té y café utiliza procedimientos y aparatos muy similares a los empleados en las operaciones de lixiviación reales. Además, los precipitados químicos se eliminan con frecuencia de las aguas madres a las que se han adherido empleando métodos y equipos muy similares a los utilizados en las verdaderas operaciones de lixiviación. Un ejemplo de ello es el lavado del carbonato de calcio precipitado tras la reacción entre el óxido de calcio y el carbonato de sodio con licor de sosa cáustica. [Ríos E.G, 1994]

A continuación, se muestra esquemáticamente la operación del proceso de lixiviación en una etapa:

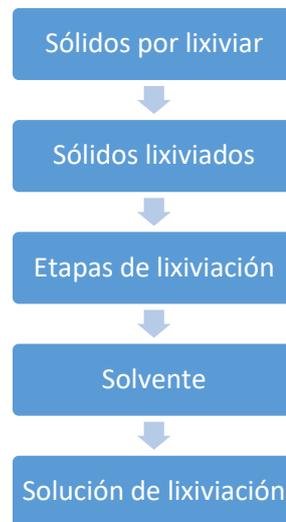


Figura 1. Operación de lixiviación en una etapa

Química del Proceso de Lixiviación:

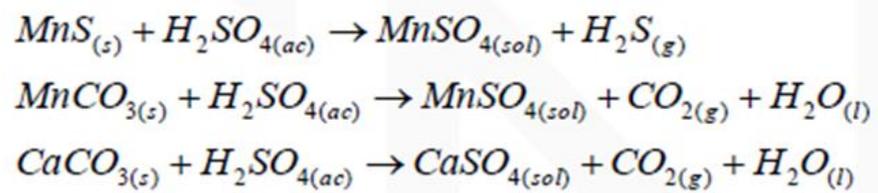


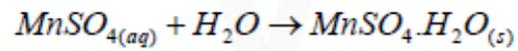
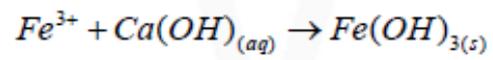
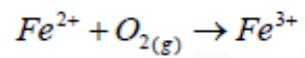
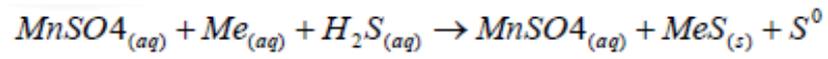
Figura 2. Reacciones del proceso de lixiviación
 Fuente: Planta de sulfato de manganeso monohidratado,
 Por De la Cruz, 2015. Lima. Perú



*Figura 3. Tanque de lixiviación batch
Fuente: Planta de sulfato de manganeso monohidratado,
Por De la Cruz, 2015. Lima. Perú*

1.2.2. Planta de Cristalización

La cristalización es el proceso de formación de un sólido cristalino a partir de un gas, un líquido o una solución. Puede tener lugar en distintos entornos. La cristalización es una técnica que se utiliza con relativa frecuencia en química para purificar un material sólido. En este proceso, los iones, átomos o moléculas que componen la red cristalina crean enlaces entre sí para formar cristales. [Hannay William and Walsh Basil Jospeh, 1942].
Química del Proceso de Cristalización:



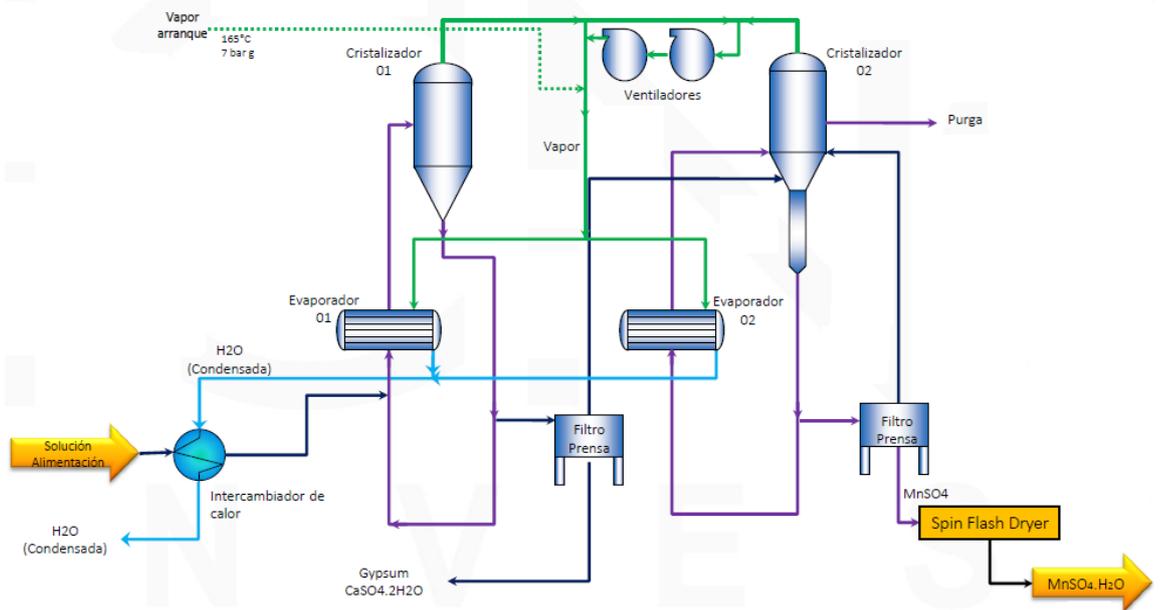
*Figura 4. Reacciones del proceso de cristalización.
Fuente: Planta de sulfato de manganeso monohidratado,*

Por De la Cruz, 2015. Lima. Perú



*Figura 5. Planta de Cristalización
Fuente: Planta de sulfato de manganeso monohidratado,*

Por De la Cruz, 2015. Lima. Perú



*Figura 6. Diagrama del proceso en planta de cristalización.
Fuente: Planta de sulfato de manganeso monohidratado,
Por De la Cruz, 2015. Lima. Perú*

1.2.3. Planta de Ácido Sulfúrico

Parte del Proceso donde se realiza la producción de ácido sulfúrico (H_2SO_4), a partir del ácido sulfhídrico (H_2S), el cual al reaccionar con el oxígeno produce el dióxido de azufre (SO_2). Posteriormente, el dióxido de azufre (SO_2) reacciona con el oxígeno produciendo óxido de azufre (SO_3). Una vez obtenido el óxido de azufre, la reacción que viene a continuación es importante para los fines de aprovechamiento de energía. El óxido de azufre (SO_2) reacciona con el agua (H_2O), esta última reacción es altamente exotérmica. El producto final de la última reacción es el azufre acuoso (H_2SO_4).

Química del Proceso de Ácido Sulfúrico:

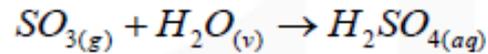
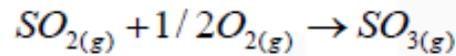
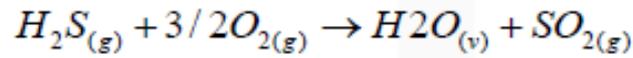


Figura 7. Reacciones del proceso de ácido sulfúrico.
Fuente: Planta de sulfato de manganeso monohidratado,

Por De la Cruz, 2015. Lima. Perú

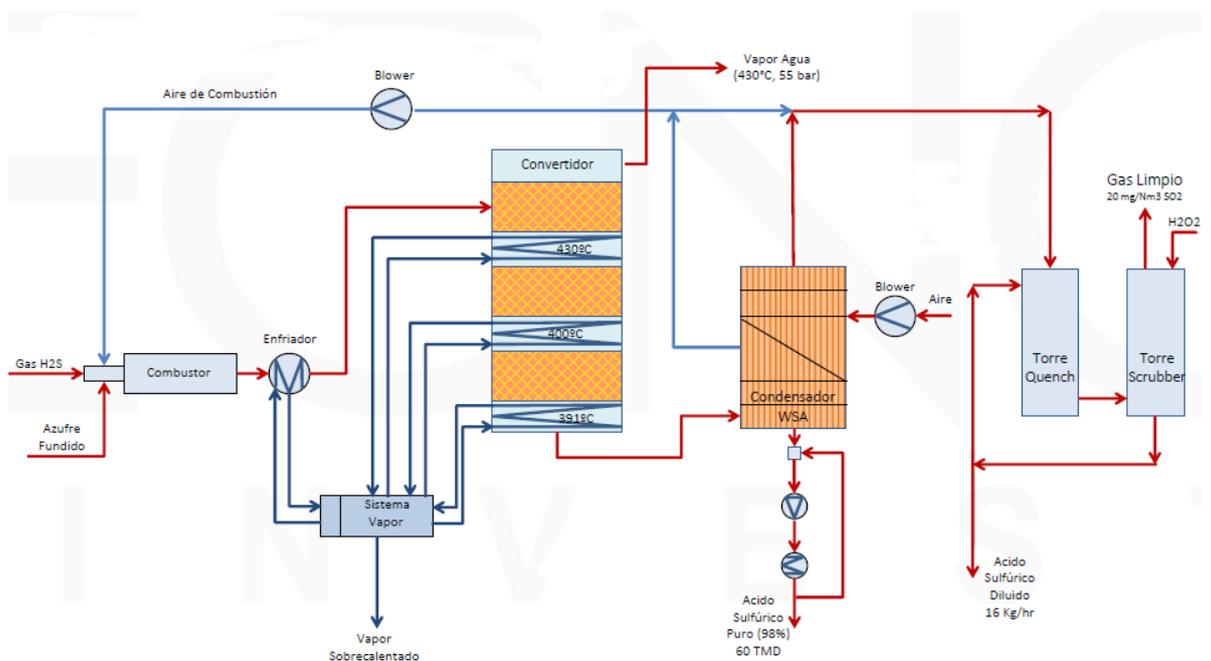


Figura 8. Diagrama del proceso en planta de ácido sulfúrico.
Fuente: Planta de sulfato de manganeso monohidratado,

Por De la Cruz, 2015. Lima. Perú

1.3. DESCRIPCIÓN DEL PROBLEMA DE INVESTIGACIÓN

Muchas de las industrias hoy proyectan a tener implementado un sistema de ahorro de energía o sistema eficiente de procesos, desde la filosofía de mejora continua a nivel de gestión administrativa hasta la implementación de nuevos sistemas que se puedan interconectar o reemplazar en la cadena de producción o proceso productivo.

Sin embargo, se evidencia que las industrias destinan muy poco de sus recursos en realizar estudios de mejora de procesos o implementar nueva tecnología para su planta.

El avance de la tecnología junto con el entendimiento de los procesos conlleva a realizar planteamientos de mejora o cambios que proyectados en el tiempo tienen una tasa de retorno atractiva.

La empresa en estudio es una productora de sulfato de manganeso monohidratado a partir de los minerales con contenido de manganeso. Cuyo producto es utilizado como micronutriente para las plantas, materia prima para la fabricación de aceros, baterías, pigmentos, etc.

En la actualidad, con el exceso de calor generado en la planta de ácido sulfúrico debido a la reacción exotérmica llevada a cabo, hace que el vapor saturado que actualmente se utiliza para refrigerar el sistema, se sobrecaliente. Este vapor sobrecalentado ingresa hacia la turbina Siemens SST-110 y actualmente generan alrededor de 500 a 600 kW-h. Sin embargo, debido a que las turbinas son equipos de baja eficiencia, se está utilizando toda la energía del vapor sobrecalentado en la realización de trabajo mecánico pudiendo utilizarse parte de la energía del vapor en procesos de intercambio de calor que actualmente son demandados en planta.

En planta no se tiene precedentes sobre un análisis del aprovechamiento térmico del vapor sobrecalentado. Desde la concepción del sistema actual se ha venido introduciendo todo el vapor sobrecalentado en la turbina, pese a que en planta existen otros procesos que requieren calor y son potentes candidatos para ser aprovechados térmicamente. En el estudio se realiza el análisis sobre el aprovechamiento térmico del vapor sobrecalentado en los procesos de planta.

1.4. FORMULACIÓN DEL PROBLEMA

1.4.1. Problema general

- ¿Es técnico y económicamente factible aprovechar parte del vapor que ingresa a la turbina Siemens en procesos de intercambio de calor con el fin de ahorrar combustible GLP?

1.4.2. Problemas específicos

- ¿Es más conveniente aprovechar la energía del vapor para precalentar el aire de secado en los Secadores Spin Flash Dryer y Spray Dryer que generar energía eléctrica en la turbina?
- ¿Es factible saturar el vapor sobrecalentado en el atemperador para poder utilizarlo en intercambiadores de calor indirectos?

- ¿Resulta factible invertir en implementar el sistema de aprovechamiento térmico del vapor sobrecalentado?

1.5. OBJETIVOS

1.5.1. Objetivo general

Elaborar una propuesta técnica económica para aprovechar el vapor sobrecalentado en procesos térmicos de intercambio indirecto.

1.5.2. Objetivos específicos

- Calcular el beneficio técnico económico al extraer vapor antes del ingreso a la segunda etapa de la turbina y emplearlo en procesos de intercambio indirecto.
- Realizar el balance de energía y masa en los sistemas de secado Spin flash dryer y Flash dryer y calcular la cantidad de vapor saturado necesario para el precalentamiento del aire de secado.
- Calcular el PRI, TIR, VAN del proyecto de inversión para la implementación del sistema.

1.6. ALCANCES Y LIMITACIONES

- Solo serán considerados para el cálculo los procesos correspondientes a los equipos Spin Flash Dryer y Flash Dryer.
- El cálculo económico no contempla el lucro cesante por tiempo de parada durante la intervención del equipo e interconexión de piping, así como la puesta en marcha.
- Los costos de instalación y equipos del sistema planteado son referenciales a otros proyectos.
- Analizar las condiciones actuales del proceso en la planta, esto incluye revisar los valores de operación tales como flujo, temperatura, presión, etc.
- Aplicar conocimientos de transferencia de calor y sistemas de vapor para la propuesta planteada.
- Proponer las mejoras con casos de éxito similares ya ejecutados referente a los procesos de vapor y condensado.

CAPITULO II

MARCO TEÓRICO

2.1. FUNDAMENTOS DEL VAPOR

Del mismo modo que otras sustancias pueden existir en diferentes estados, el agua puede adoptar la forma de hielo cuando es sólida, de agua cuando es líquida o de vapor cuando se encuentra en estado gaseoso. Cuando se añade calor al agua, la temperatura de ésta aumenta hasta que alcanza un nivel demasiado alto para seguir existiendo en estado líquido. A esta cifra la denominamos "punto de saturación". El agua empezará a hervir y se convertirá en vapor en cuanto se añada más energía al sistema. Esta evaporación necesita una cantidad bastante grande de energía, y mientras ésta se añade, la temperatura tanto del agua que se está generando como del vapor que se está formando sigue siendo la misma. De forma similar, si conseguimos que la energía que se le dio al vapor durante su formación salga de él, entonces el vapor se condensará, y terminaremos con agua a la misma temperatura.

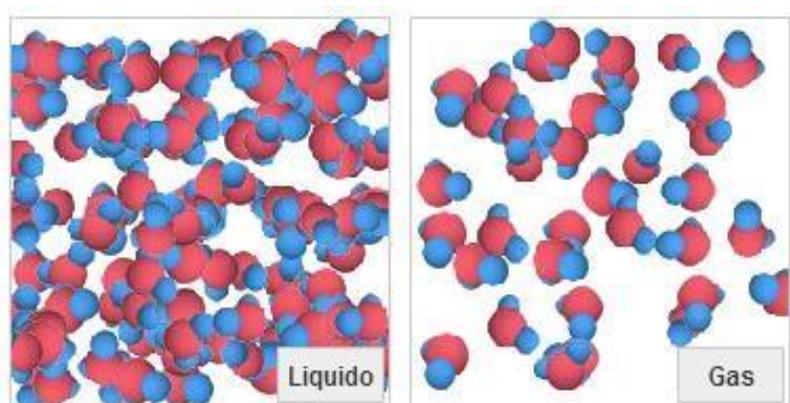
Cuando el sector industrial requiere algún tipo de calefacción, el vapor ha evolucionado hasta convertirse en una fuente de energía fluida, adaptable y flexible. ¿Por qué? Sencillamente, el vapor puede crearse evaporando agua, que es un recurso fácilmente disponible y asequible en una parte importante del planeta.

Su temperatura se puede ajustar con mucha precisión controlando la presión mediante el uso de válvulas muy simples; transporta cantidades de energía relativamente importantes con poca masa y cuando vuelve a convertirse en agua cede cantidades notables de energía que se transmiten. (Machado, 2014)

2.1.1. Cómo funciona el vapor de agua

Las moléculas de H₂O están continuamente formando enlaces entre sí y rompiéndolos en el agua líquida. Sin embargo, al calentar las moléculas de agua, los enlaces que las unen empiezan a disolverse a un ritmo más rápido que el de formación de nuevos enlaces. Cuando se aplica una cantidad suficiente de calor, algunas de las moléculas

acaban rompiéndose y liberándose. Estas moléculas "libres" se combinan para formar el gas transparente que llamamos vapor o, más concretamente, vapor seco.



*Figura 9. Separación de las moléculas de H₂O.
Fuente: <<https://www.tlv.com>>*

2.1.2. Vapor como fuente de energía

La revolución industrial no habría sido posible sin la importante contribución del vapor. A principios del siglo XVIII, la máquina de vapor tuvo un periodo de desarrollo que se tradujo en importantes avances, como la creación de la locomotora de vapor y el barco de vapor, además del horno y el martillo de vapor. Este último no hace referencia al martillo de agua que se encontraba en la tubería de vapor, sino a un martillo accionado por vapor que se utilizaba para dar forma a las piezas fundidas.

Sin embargo, en los últimos tiempos, los motores de combustión interna y la energía eléctrica han suplantado esencialmente al vapor como fuente de energía. Empero, el vapor es ampliamente usado en las plantas de generación eléctrica y para aplicaciones industriales de gran tamaño. (Machado, 2014)

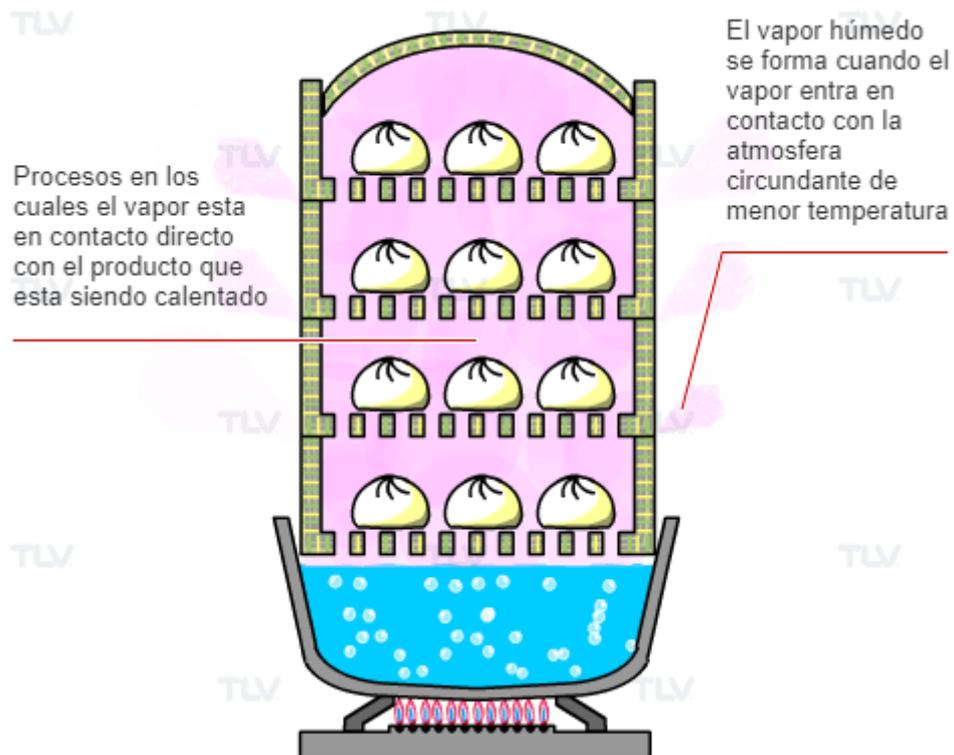
2.1.3. Vapor como fuente de calor

La mayoría de la gente está familiarizada con el uso del vapor en aplicaciones de calefacción, donde puede actuar como fuente de calor directa o indirecta.

2.1.3.1 Calentamiento directo de vapor

El término "método de calentamiento por vapor directo" se refiere al procedimiento de poner el vapor en contacto directo con el objeto que se desea calentar.

La ilustración que puede verse a continuación muestra cómo se cocina el aperitivo chino utilizando vapor. Se coloca una cesta de vapor sobre un recipiente que contiene agua hirviendo. Los alimentos de la cesta se cocinan con el vapor que sube hasta ella mientras el agua sigue hirviendo. En esta disposición, el recipiente de vapor (la cesta) y la caldera (la olla) se funden en una sola unidad.



*Figura 10. Proceso de calentamiento directo con vapor.
Fuente: <<https://www.tlv.com>>*

2.1.3.2 Calentamiento indirecto de vapor

El término "método de calentamiento por vapor indirecto" se refiere a los procedimientos en los que el vapor no entra en contacto directo con el objeto que se está calentando. Debido a que ofrece un calentamiento rápido y uniforme, se utiliza mucho en entornos industriales. En la mayoría de las aplicaciones de este método, el producto se calienta mediante un intercambiador de calor.



Figura 11. Equipos de calentamiento indirecto con vapor.
Fuente: <<https://www.tlv.com>>

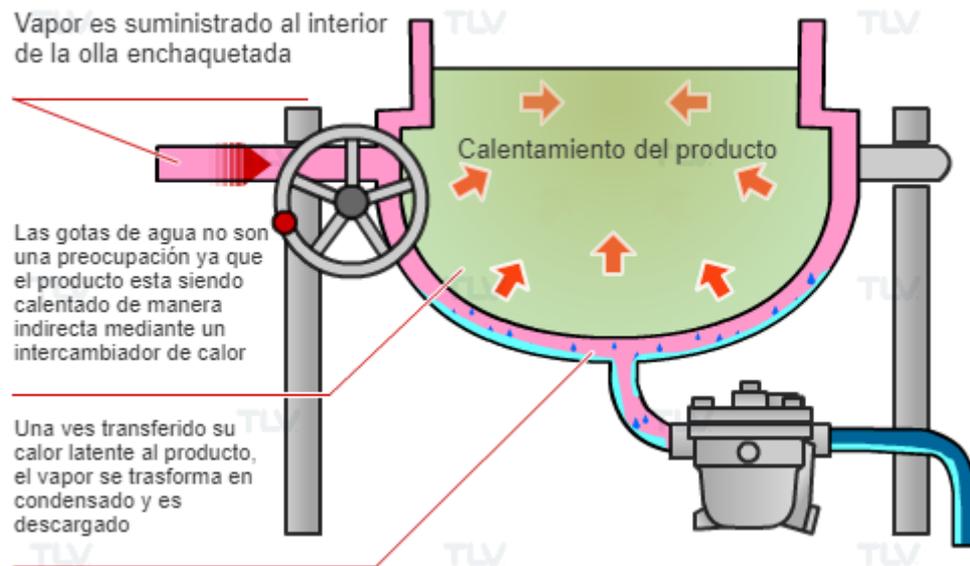
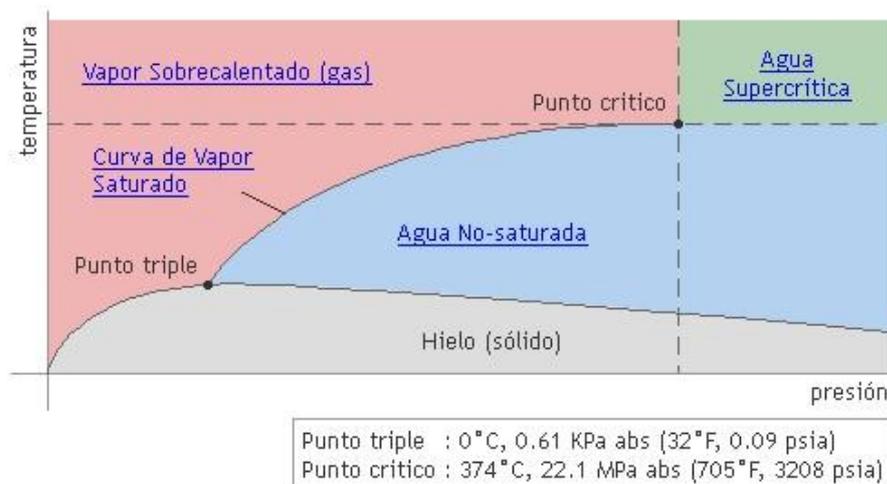


Figura 12. Proceso de calentamiento indirecto con vapor.
Fuente: <<https://www.tlv.com>>

2.2. TIPOS DE VAPOR DE AGUA

Cuando el agua se calienta a una temperatura superior a su punto de ebullición, se transforma en vapor, a menudo conocido como agua en estado gaseoso. Sin embargo, no todos los tipos de vapor son iguales. La presión y la temperatura a las que se produce el vapor tienen un impacto significativo en las características físicas del vapor producido. (<https://www.tlv.com>).



*Figura 13. Relación Presión-Temperatura del agua y vapor.
Fuente: <<https://www.tlv.com>>*

Cuando el agua se calienta hasta el punto de ebullición (calor sensible) y, a continuación, se calienta hasta el punto de evaporación (calor latente), el resultado es vapor saturado o seco. Si este vapor se calienta por encima de su punto de saturación, se transforma en vapor sobrecalentado (calor sensible). (<https://www.tlv.com>).

a) Vapor Saturado:

El vapor saturado se produce a presiones y temperaturas a las que el vapor (un gas) y el agua (un líquido) pueden convivir, como representa la línea negra de la parte superior del gráfico. En otras palabras, se produce cuando el intervalo de temperaturas a las que el agua puede vaporizarse y la condensación puede tener lugar son iguales.

Un vapor que está a punto de condensarse se llama vapor saturado (Cengel, 2019, p.114).

b) Vapor Húmedo:

Este tipo de vapor es la forma más común que se presenta en las plantas industriales. Cuando se produce vapor con la ayuda de una caldera, es muy probable que contenga algo de humedad. Esta humedad procede de partículas de agua no vaporizadas que se transportan a través de los conductos de distribución de vapor. Incluso las calderas más eficientes pueden liberar vapor que contenga entre 3 y 5 puntos porcentuales de humedad. Cuando el nivel de agua se acerca a su punto de saturación y comienza a evaporarse, suele haber una pequeña cantidad de agua que es arrastrada por el flujo

de vapor y transferida a los puntos de distribución. Esta agua adopta normalmente la forma de gotitas. Una de las razones más importantes por las que se emplea la separación para eliminar el condensado de la línea de distribución es por este aspecto en particular.

Durante el proceso de evaporación, un material existirá como líquido y como vapor, lo que significa que será una combinación de líquido y vapor que ha alcanzado la saturación. Para analizar esta mezcla (vapor húmedo) de manera apropiada, es necesario conocer en qué proporciones se hallan dentro de la mezcla las fases líquidas y de vapor (Cengel, 2019, p. 129).

Para ello se define una nueva propiedad llamada la calidad “x” como la razón entre la masa de vapor y la masa total de la mezcla:

$$x = \frac{m_{vapor}}{m_{total}} \quad (2.1)$$

$$m_{total} = m_{liquido} + m_{vapor} \quad (2.2)$$

En donde:

m_{total} : Masa total

$m_{liquido}$: Masa del líquido saturado

m_{vapor} : Masa del vapor saturado

x : Calidad

2.3. APLICACIONES PRINCIPALES PARA EL VAPOR DE AGUA

Muchos tipos diferentes de empresas utilizan el vapor en algún proceso. Los usos más populares del vapor son las operaciones calentadas por vapor en fábricas y plantas, así como las turbinas accionadas por vapor en centrales eléctricas; sin embargo, el uso del vapor en la industria no se limita a las aplicaciones descritas anteriormente.

2.3.1. Vapor para calentamiento de presión positiva

La presión positiva se utiliza a menudo en toda la producción y distribución de vapor. Indica que a menudo se suministra a los equipos a presiones superiores a 0 psig y temperaturas superiores a 100 C (212 F).

Las aplicaciones del calentamiento por vapor a presión positiva pueden encontrarse en una amplia variedad de instalaciones, como refinerías, plantas químicas y plantas de procesamiento de alimentos, por mencionar sólo algunas. La fuente de calor para el fluido de proceso en intercambiadores de calor, reactores, reboilers, precalentadores de aire de combustión y otras variedades de equipos de transferencia de calor suele ser vapor saturado. Puede encontrarse en una gran variedad de entornos industriales. (TLV – Teoría del vapor).

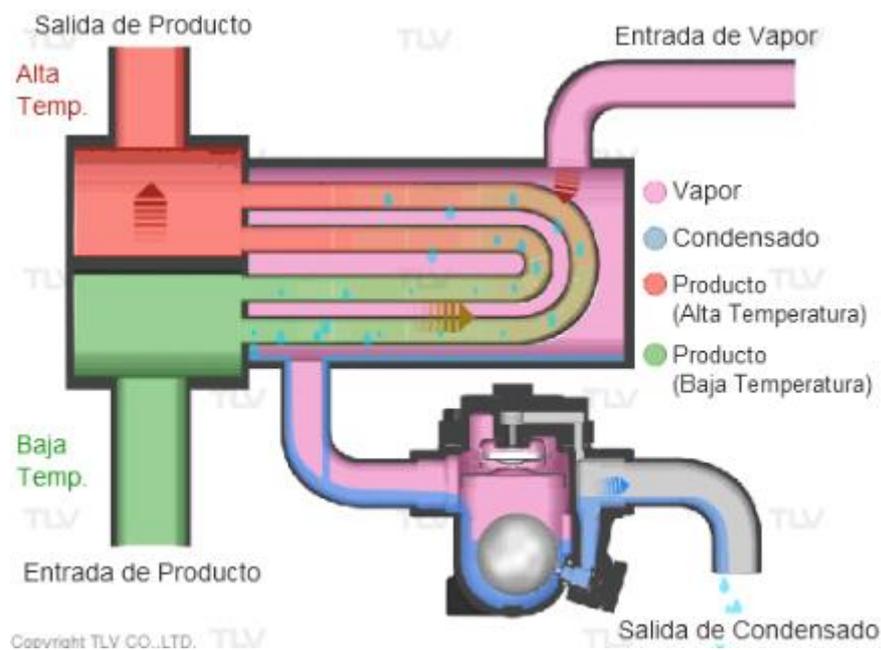


Figura 14. Intercambiador de calor de tubos y coraza.

Fuente: <<https://www.tlv.com>>

2.3.2. Vapor para calentamiento al vacío

El uso del vapor como medio de calefacción a temperaturas inferiores a 100°C (212 F), que es el rango de temperatura convencional en el que se utiliza el agua caliente, ha experimentado un crecimiento significativo en los últimos años.

Cuando se utiliza vapor saturado al vacío de la misma manera que se utiliza vapor saturado a presión positiva, es posible alterar rápidamente la temperatura del vapor simplemente cambiando la presión. Permitiendo gestionar la temperatura con más precisión que en las aplicaciones que utilizan agua caliente. Sin embargo, para reducir la presión por debajo de la de la atmósfera circundante, será necesario utilizar una bomba de vacío en combinación con el equipo. No basta con reducir la presión. (TLV – Teoría del vapor).

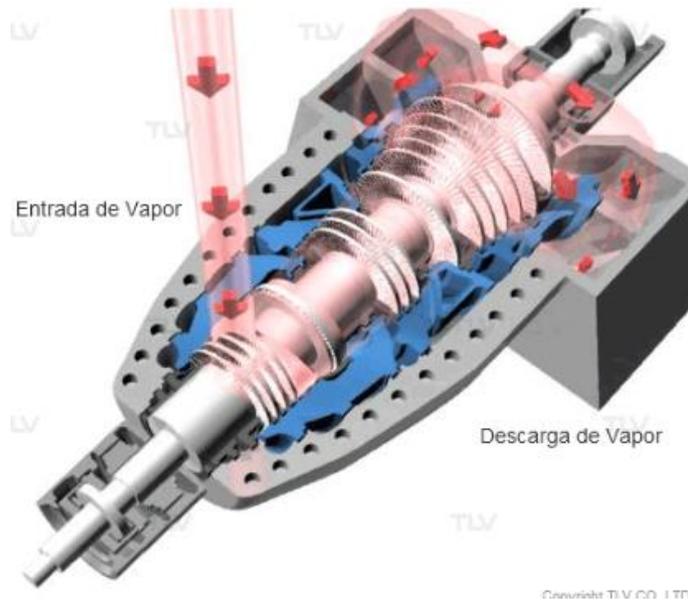


Figura 16. Generador de turbina a vapor.
Fuente: <<https://www.tlv.com>>

2.4. FUNDAMENTOS DE BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA

2.4.1. Balance de materia

La ley de conservación de la masa materia (masa) nos dice que la materia no se crea ni se destruye, solo se transforma, la realización de un balance no es más que contabilizar la cantidad exacta de materia que ingresa, sale o se acumula en el transcurso de algún proceso dentro de un sistema.

$$m_{entrada} = m_{salida} \quad (2.3)$$

En donde:

$m_{entrada}$: Masa que ingresa al sistema (kg)

m_{salida} : Masa que sale del sistema (kg)

Es necesario un balance de masa cuando no se sabe las cantidades de flujo que esta tiene en algún sector del sistema dentro de un proceso, de lo contrario, si se llevaran las contabilidades de todos los flujos, no sería necesario este balance. El principio general de un balance de masa es establecer una relación matemática basada en un número de ecuaciones independientes con un número igual de incógnitas.

2.4.2. Balance de energía

La primera ley de la termodinámica, también conocida como principio de conservación de la energía, expresa que en el curso de un proceso, la energía no se puede crear ni destruir; sólo puede cambiar las formas. (Cengel, 2007, p.11).

La expresión del principio de conservación de la energía, a menudo conocido como balance energético, para cualquier sistema que atravesase cualquier proceso es la siguiente:

$$E_{entrada} - E_{salida} = \Delta E_{sistema} \quad (2.4)$$

En donde:

$E_{entrada}$: Energía que ingresa al sistema (J)

E_{salida} : Energía que sale del sistema (J)

$\Delta E_{sistema}$: Cambio de energía del sistema (J)

El balance de energía se realiza haciendo una relación matemática en conjunto con un balance de masa para establecer ecuaciones que permitan determinar los flujos de energía y las direcciones de éstas, sistema de gran importancia para el área de diseño y operación de equipos y procesos.

A continuación, se enumeran las distintas formas que puede adoptar la energía, a excepción de sus manifestaciones electrostáticas y magnéticas (pequeñas):

- **Energía interna:** Denotada por el símbolo u , intenta ser un reflejo de la energía del sistema a escala diminuta. Para ser más específicos, es la suma de la energía cinética interna, que es la suma de las energías cinéticas de las partes individuales que componen el sistema con respecto al centro de masa del sistema, y la energía potencial interna, que es la energía potencial asociada a las interacciones entre estas partes individuales. Juntos, estos dos tipos de energía constituyen la energía interna total del sistema.
- **Energía Potencial:** Es la energía potencial externa de los materiales que entran y salen del sistema, representada en relación con un plano de referencia.

$$E_{potencial} = mgZ \quad (2.5)$$

En donde:

m : Masa (kg)

g : Aceleración de la gravedad ($\frac{m}{s^2}$)

Z : Altura respecto al plano de referencia (m)

- Energía Cinética: Es la energía relacionada a la velocidad del flujo.

$$E_{cinética} = \frac{1}{2} m\bar{u}^2 \quad (2.6)$$

En donde:

m : Masa (kg)

\bar{u} : Velocidad media ($\frac{m}{s}$)

- Trabajo: Se refiere a la energía que gasta el sistema en forma de trabajo, y puede ser de tipo mecánico o eléctrico. Se denota con el símbolo w .
- Calor: Es la energía agregada en forma de calor al sistema. Símbolo q .

Cuando se calcula un balance energético, es vital tener en cuenta todas las diferentes formas de energía que están presentes en el sistema, sin embargo, puede ser necesario descartar aquellas formas de energía que son insignificantes para simplificar los cálculos.

La ecuación general para el balance de la energía se establece de la siguiente manera:

$$E_{cinética\ entrada} + E_{potencial\ entrada} + W_{entrada} + Q_{entrada} = E_{cinética\ salida} + E_{potencial\ salida} + W_{salida} + Q_{salida} \quad (2.7)$$

En donde:

$E_{cinética\ entrada}$: Energía cinética de entrada (J)

$E_{cinética\ salida}$: Energía cinética de salida (J)

$W_{entrada}$: Trabajo de entrada (J)

W_{salida} : Trabajo de salida (J)

$E_{potencial\ entrada}$: Energía potencial de entrada (J)

$E_{potencial\ salida}$: Energía potencial de salida (J)

Asimismo, en condiciones de estado estacionario y en ausencia de cualesquiera interacciones de trabajo, la relación de conservación de la energía para un volumen de control con una admisión y una salida, y con cambios despreciables en las energías cinéticas y potencial, se puede expresar como: (Cengel, 2007, p.46).

$$\dot{Q} = \dot{m} \times C_p \times \Delta T \quad (2.8)$$

En donde:

\dot{m} : Flujo másico ($\frac{kg}{s}$)

C_p : Calor específico a presión constante ($\frac{kJ}{kg.K}$)

ΔT : Diferencia de temperatura (K)

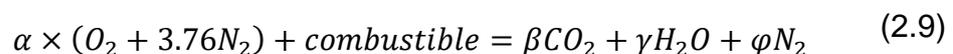
\dot{Q} : Razón de transferencia de calor ($\frac{kJ}{s}$)

2.5. FUNDAMENTOS DE COMBUSTIÓN

El balance en un sistema de combustión se basa en relacionar o equilibrar la masa de los reactantes y los productos durante el periodo de la reacción química, (Martínez, 2010).

2.5.1. Balance en combustión completa

Refiere a que existe la cantidad completa de comburente para oxidar todas las partículas del combustible como el carbono, hidrogeno y nitrógeno, (Capcha, 2007):



En donde:

α : Número de moles del aire (mol)

β : Número de moles del dióxido de carbono (*mol*)

γ : Número de moles del agua (*mol*)

φ : Número de moles del nitrógeno (*mol*)

2.5.2. Balance en combustión real con exceso de aire

Refiere a un exceso de comburente para lograr oxidar todas las partículas del combustible. (Capcha, 2007):

$$\begin{aligned} \alpha \times a_t \times (O_2 + 3.76N_2) + \text{combustible} \\ = \beta CO_2 + \omega CO + \gamma H_2O + \varphi N_2 + \delta O_2 \end{aligned} \quad (2.10)$$

En donde:

α : Número de moles del aire (*mol*)

β : Número de moles del dióxido de carbono (*mol*)

γ : Número de moles del agua (*mol*)

a_t : Porcentaje de aire teórico

ω : Número de moles del nitrógeno (*mol*)

δ : Número de moles del oxígeno libre (*mol*)

ω : Número de moles del monóxido de carbono (*mol*)

2.5.3. Ratio de combustión

Es la proporción entre la masa de aire en combustión incompleta y la masa del combustible. Refleja el consumo másico de aire en referencia a un 1 kg de combustible, (Incropera, 2009):

$$r_{a/c} = \frac{m_a}{m_c} = \frac{\alpha \times a_t \times (O_2 + 3.76N_2)}{m_c} \quad (2.11)$$

En donde:

$r_{a/c}$: Relación aire combustible $\frac{kg_{aire}}{kg_{combustible}}$

Por consiguiente:

$$\dot{m}_a = r_{a/c} \times \dot{m}_c \quad (2.12)$$

$$\dot{m}_{GR} = (r_{a/c} + 1) \times \dot{m}_c \quad (2.13)$$

2.6. FUNDAMENTOS DE MATEMÁTICA FINANCIERA

2.6.1. Periodo de retorno de inversión

Es una medida de cuantificación que determina el periodo de tiempo que se requiere para que los flujos netos de efectivo de una inversión recuperen su inversión inicial, (Sowell, 2013).

$$PRI = \frac{I}{B} \quad (2.14)$$

En donde:

PRI: Periodo de retorno de inversión (años)

I: Inversión para la ejecución del proyecto (\$)

B: Beneficio logrado por el proyecto ($\frac{\$}{\text{año}}$)

2.6.2. Valor actual neto

Es un método de valoración de inversiones que puede definirse como la diferencia entre el valor actualizado de los cobros y de los pagos generados por una inversión, (Sowell, 2013).

$$VAN = \sum_{t=1}^n \frac{V_t}{(1+r)^t} - I_0 \quad (2.15)$$

En donde:

VAN: Valor actual neto (\$)

V_t: Flujos de caja en cada tiempo (\$)

r: Interés (%)

t: Número de periodos considerados (años)

I₀: Valor del desembolso inicial de la inversión (\$)

2.6.3. Tasa interna de retorno:

Es la tasa efectiva anual o tasa de descuento que hace que los valores actuales netos de todos los flujos de efectivo de una determinada inversión sean igual a cero, (Sowell, 2013).

$$\sum_{t=1}^n \frac{V_t}{(1 + TIR)^t} - I_0 = VAN \quad (2.16)$$

En donde:

TIR: Tasa interna de retorno (%)

V_t : Flujos de caja en cada tiempo (\$)

VAN: Valor actual neto (\$)

t: Número de periodos considerados (años)

I_0 : Valor del desembolso inicial de la inversión (\$)

CAPITULO III

HIPÓTESIS Y OPERACIONALIZACIÓN DE VARIABLES

3.1. HIPÓTESIS GENERAL

La elaboración de una propuesta técnica económica para el aprovechamiento del vapor sobrecalentado en procesos térmicos de intercambio indirecto genera más ahorro económico disminuyendo el consumo de GLP en planta.

3.2. HIPÓTESIS ESPECÍFICA

- Se ahorra mucho más dinero disminuyendo el consumo de combustible GLP del que se ahorra actualmente en consumo de potencia eléctrica.
- Al aperturar la válvula ubicada entre la primera y segunda etapa de la turbina, obtendremos un vapor sobrecalentado a 3.5 bar manométrico y 216°C, El vapor al ser saturado en un equipo llamado atemperador, obtendrá las propiedades y condiciones óptimas para la transferencia del calor latente.
- El PRI, TIR y VAN del proyecto serán criterios económicos decisivos para la factibilidad de implementación del sistema.

3.3. OPERACIONALIZACIÓN DE LAS VARIABLES

3.3.1. Variable independiente

X: Estudio técnico económico del vapor sobrecalentado.

Indicadores:

X1: Disminución del consumo de combustible GLP.

X2: Incremento de la temperatura del aire de mezcla de secado en los secadores Spin Flash Dryer y Spray Dryer.

3.3.2. Variable dependiente

Y: Aprovechamiento de vapor sobrecalentado en procesos de intercambio indirecto.

CAPITULO IV

METODOLOGÍA DE LA INVESTIGACIÓN

4.1. TIPO Y DISEÑO DE LA INVESTIGACIÓN

4.1.1. Tipo de investigación

La tesis es de tipo cuantitativo por reunir las características que se mencionan a continuación:

- Se busca proponer un sistema complementario para disminuir el consumo de combustible.
- Los análisis son realizados utilizando principios físicos y leyes de la termodinámica.
- Tiene la orientación de explicar e implementar el nuevo proceso.
- El razonamiento es del tipo deductivo debido a que demuestra la hipótesis y los estudios realizados en la teoría.

4.1.2. Diseño de investigación

La investigación es experimental debido a que propone implementar un sistema de calentamiento nuevo. Predice que, implementando el nuevo sistema, el beneficio económico es mayor que la inversión. Además, demuestra de forma matemática y analítica que el periodo de retorno de inversión es corto.

4.2. UNIDAD DE ANÁLISIS

La investigación utiliza como unidad de análisis los cálculos térmicos y financieros para la implementación del sistema de precalentamiento del aire de secado. Teniendo como estrategia comparar el ahorro neto que se tiene entre la disminución de consumo de GLP versus la cantidad de energía eléctrica que se deja de generar.

4.3. ETAPAS DE LA INVESTIGACIÓN

4.3.1. Recolección de datos

De acuerdo con el enfoque cuantitativo:

Tabla 1. Recolección de datos

ENFOQUE	TÉCNICA DE RECOLECCIÓN DE DATOS	INSTRUMENTO
Cuantitativo	Registros, documentos, parámetros tomados de campo	Teorías termodinámicas, Herramientas de análisis financieros (TIR, VAN, PRI)

4.3.2. Procesamiento de la información

De acuerdo con la información recolectada en los registros y documentos de compra de combustible GLP y las facturas eléctricas en planta, se realiza los cálculos térmicos para determinar el consumo de vapor saturado en los procesos de calentamiento de aire de secado en los secadores Spin Flash Dryer y Spray Dryer. Una vez determinado el flujo de vapor necesario, se calcula el ahorro de combustible en ambos secadores. Luego se determina la cantidad de energía eléctrica que la turbina deja de generar. La cantidad de energía eléctrica y el consumo de GLP ahorrado se pasan a unidades monetarias y estas se comparan para determinar la factibilidad del estudio.

4.3.3. Análisis de la información

Corresponde a la etapa final del estudio. Una vez obtenido en términos monetarios el ahorro total o beneficio económico al disminuir la cantidad de GLP consumido, se realizan los análisis financieros para determinar la factibilidad del proyecto en base al monto de la inversión para la implementación del sistema planteado.

4.4. MATRIZ DE CONSISTENCIA

Tabla 2. Matriz de consistencia

PROBLEMA	OBJETIVO	HIPÓTESIS	VARIABLE		INDICADORES	TÉCNICAS DE RECOLECCIÓN DE DATOS
			DEPENDIENTE	INDEPENDIENTE		
¿Es técnico económicamente factible aprovechar el vapor que ingresa a la turbina Siemens en procesos de intercambio de calor con el fin de ahorrar combustible GLP?	Elaborar una propuesta técnica económica para aprovechar el vapor sobrecalentado en procesos térmicos de intercambio indirecto.	La elaboración de una propuesta técnica económica para el aprovechamiento del vapor sobrecalentado en procesos térmicos de intercambio indirecto genera más ahorro económico disminuyendo el consumo de GLP en planta.	Y: Aprovechamiento de vapor sobrecalentado en procesos de intercambio indirecto.	X: Estudio técnico económico del vapor sobrecalentado.	X1: Disminución del consumo de combustible GLP. X2: Incremento de la temperatura del aire de mezcla de secado en los secadores Spin Flash Dryer y Spray Dryer.	Registros, documentos, parámetros tomados de campo

CAPITULO V

PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO ENERGÉTICO Y ECONÓMICO

5.1. DESCRIPCIÓN DE EQUIPOS EXISTENTES

5.1.1. Turbina

Equipo que transforma la energía del vapor en energía mecánica, el cual se encuentra acoplado a un generador para producir energía eléctrica. En la tesis realizará la extracción de vapor antes del ingreso hacia la segunda etapa en la turbina y utilizarla en el proceso de secado.

En la primera etapa tiene un consumo fijo de 3,700 kg/h a una presión de 53 bar absoluto y la salida es a una presión de 4 bar absoluto a 260°C con una extracción máxima de 3,000 kg/h (datos de planta).

Tabla 3. Datos de la turbina Siemens instalada

TURBINA	
MODEL:	SST-110
MARCA:	SIEMENS
POTENCIA:	1100 KVA
CONTROL:	Velocidad y frecuencia de la turbina
TIPO:	Turbina de dos etapas

Fuente: Elaboración propia

5.1.2. Secadores

Equipos de secado de producto que utiliza aire caliente a 250°C para el proceso de secado, para esto el equipo dispone de un quemador a GLP que es modulante, el objetivo de esta tesis es disminuir el consumo de GLP por medio de la mezcla con aire precalentado hasta 140°C.

El sistema dispone de dos secadores los cuales se describen a continuación:

Tabla 4. Datos del secador Spin Flash Dryer

SPIN FLASH DRYER		
CONSUMO DE GLP	111	gal/h
TIEMPO DE OPERACIÓN POR DIA	21	h
HUMEDAD DE PRODUCTO - INGRESO	13	%
HUMEDAD DE PRODUCTO - SALIDA	0.2	%
TEMPERATURA DE AIRE DE SECADO	250	°C
FLUJO DE SULFATO DE MANGANESO	3000	kg/h

Fuente: Elaboración propia



Figura 17. Secador Spin Flash Dryer.
Fuente: Tomada en campo

Tabla 5. Datos del secador Spray Dryer

SPRAY DRYER		
CONSUMO DE GLP	90	gal/h
TIEMPO DE OPERACIÓN POR DIA	20	h
HUMEDAD DE PRODUCTO – INGRESO (PULPA)	50	%
HUMEDAD DE PRODUCTO - SALIDA	0.2	%
TEMPERATURA DE AIRE DE SECADO	250	°C
FLUJO DE SULFATO DE MANGANESO	3000	kg/h

Fuente: Elaboración propia



Figura 18. Secador Spray Dryer
Fuente: Tomada en campo

5.1.3. Quemadores en los secadores

Tabla 6. Datos del quemador del secador Spray Dryer

QUEMADOR DE SPRAY DRYER		
MARCA	RyR térmica S.A.	
MODELO	GPH-300M	
TIPO	MODULANTE	
COMBUSTIBLE	GLP	
PRESIÓN TRABAJO/MÍN./MÁX.	0.35/0.38/0.3	barg
POTENCIA MIN.	2'000,000 (7.94)	kcal/h (MMBtu/h)
POTENCIA MAX.	3'000,000 (11.9)	kcal/h (MMBtu/h)
CONSUMO DE GLP	122.6	gal/h

Fuente: Elaboración propia

Tabla 7. Datos del quemador del secador Spin Flash Dryer

QUEMADOR DE SPIN FLASH DRYER		
MARCA	Weishaupt.	
MODELO	VM-G20/3-A/ZM	
TIPO	MODULANTE	
COMBUSTIBLE	GLP	
POTENCIA MIN.	700 (2.4)	kW (MMBtu/h)
POTENCIA MAX.	2,600 (8.9)	kW (MMBtu/h)
CONSUMO DE GLP	91.7	gal/h

Fuente: Elaboración propia

5.2. CONDICIONES TÉCNICAS DE LA SOLUCIÓN PROPUESTA

En la figura 24 se visualiza el diagrama P&ID del sistema propuesto, en la cual se identifican las actividades y subsistemas que se deberían implementar para el desarrollo de la propuesta:

- a) Extracción y transporte de vapor sobrecalentado
- b) Implementación de atemperador
- c) Modificación de Secador Spray Dryer
- d) Modificación de Secador Spin Flash Dryer
- e) Implementación de sistema de bombeo de condensado.

a) Extracción y transporte de vapor sobrecalentado

El vapor a utilizar será extraído desde el ingreso hacia la segunda etapa de la turbina Siemens modelo SST-110, se verificó que la salida de extracción esta sellada por medio de una brida ciega, sin embargo, es factible la utilización.

Se debe de extraer en forma constante el vapor sobrecalentado de 3.4 bar manométrico de presión y 216°C de temperatura, el vapor será trasportado mediante tubería de $\varnothing 3''$ sch40 desde la planta de cogeneración Siemens hasta la planta de evaporación y cristalización Gea Kestner, la línea deberá estar aislada con lana de roca de 4" de espesor y chaqueta de acero inoxidable.

b) Implementación de atemperador

Se instalará un sistema de conversión de vapor sobrecalentado a vapor saturado llamado atemperador en este caso se propone instalar un paquete de conversión tipo tanque ya que la presión del vapor sobrecalentado es baja, 3.4 bar a 216°C, el atemperador garantiza la conversión a vapor saturado, deberá ser instalado cerca a los consumidores, es decir, en el área de secado.

c) Modificación del Secador Spray Dryer y Spin Flash Dryer

Los secadores SPIN FLASH DRYER y SPRAY DRYER serán modificados. En el caso del primero, se debe de instalar un intercambiador de calor a la salida del ventilador existente asimismo todos los accesorios y válvulas necesarias para el proceso de calentamiento (paquete de válvulas de condensado y paquete de válvula de control de

temperatura), asimismo, se considera la modificación de la estructura para la instalación del intercambiador de calor.

Para el segundo secador, al igual que el primero se tiene que realizar la instalación de un intercambiador de calor. Para el calentamiento de aire de ingreso se debe de considerar al igual que el Spin Flash Dryer la instalación de un paquete de condensado y paquete de control de temperatura de salida de aire además se tiene que modificar la estructura del SPRAY DRYER para la instalación del intercambiador de calor.

d) Implementación del sistema de bombeo de condensado

El condensado generado en el proceso de calentamiento necesita ser transportado hasta el tanque de condensado, la distancia que recorre el condensado es de 200 metros y considerando que se instalará un control de lazo de temperatura, en condiciones de trabajo la presión de condensado baja cuando la válvula de control cierre, por todo esto, el condensado se anegaría en la línea, con consecuencias como deficiencia en el proceso de calentamiento, es por ello que se propone el uso de un sistema de bombeo de condensado utilizando vapor como medio de impulsión. El sistema de bombeo debería transportar el condensado con la suficiente presión hasta el tanque.

5.3. EQUIPOS PROPUESTOS

5.3.1. Intercambiador de calor

Tipo de intercambiador de calor de tubo aleteado que utiliza vapor para calentar aire. Carcasa aislada (totalmente soldada, diseño sanitario) y elementos extraíbles. Equipo de intercambio de calor entre el flujo de vapor saturado y aire precalentado, intercambiador de calor diseñado para trabajar con vapor como elemento de calefacción y aire como fluido a calentar. Diseñado con tubos aleteados en bronce y sistema de rápida limpieza.

Marca	:	ANYTERM
Modelo	:	32T-1.85
Potencia	:	300 kW
Material	:	Tubo de acero inoxidable AISI304 con aletas de aluminio
Tubería	:	Tubería de 1" OD y 5/8" OD interno

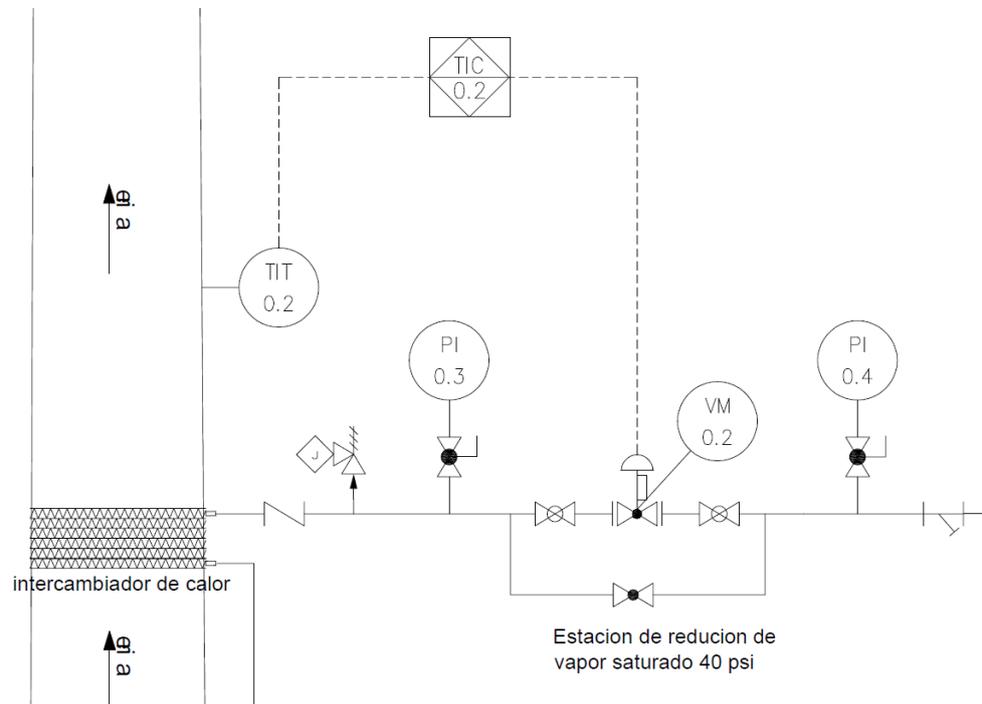
Caída de presión	:	4mmca
Numero de tubos	:	32
Cantidad de filas	:	3
Dimensiones	:	1.36m x 1.95m x 0.18m



*Figura 19. Intercambiador de calor
Fuente: Catálogo ANYTERM*

5.3.2. Sistema de control del Spray Dryer

El lazo controla la temperatura de aire caliente que sale del intercambiador de calor y está compuesto por el sensor de temperatura tipo termocupla tipo k, TIT-0.2, el ingreso de vapor saturado es a través de la válvula de control VM-0.2 , el lazo está controlado por el controlador de temperatura TIC-0.2.



*Figura 20. Lazo de control del Spray Dryer
Fuente: Elaboración propia*

5.3.3. Sistema de control del Spin Flash Dryer

El lazo controla la temperatura de aire caliente que sale del intercambiador de calor y está compuesto por el sensor de temperatura tipo termocupla tipo k, TIT-0.3, el ingreso de vapor saturado es a través de la válvula de control VM-0.3, el lazo está controlado por el controlador de temperatura TIC-0.3.

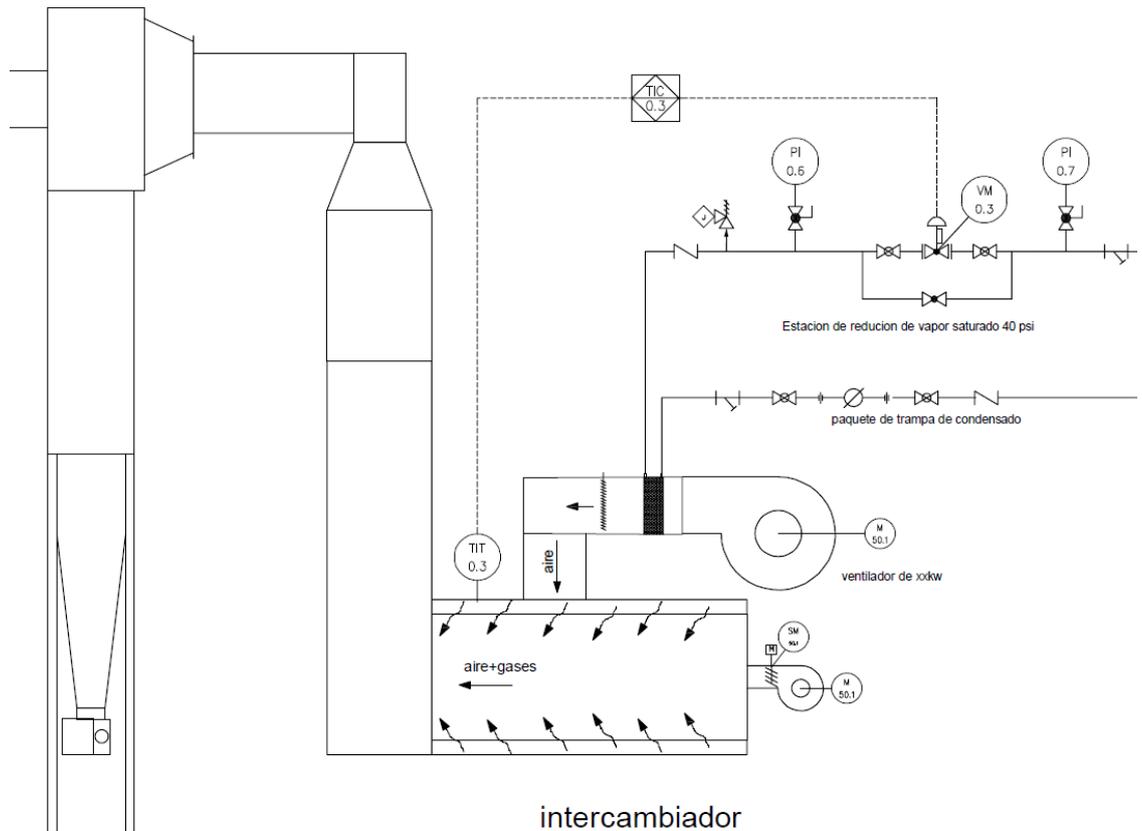


Figura 21.Lazo de control del Spin Flash Dryer
Fuente: Elaboración propia

5.3.4. Atemperador

Los atemperadores son aplicados siempre que un proceso requiera calentamiento con vapor saturado, pero sólo se disponga de vapor sobrecalentado, y es necesario un dispositivo de control de la temperatura del baño de agua. El vapor sobrecalentado debe enfriarse hasta la temperatura de saturación.

Marca	:	Samsomatic
Modelo	:	994-0001
Capacidad	:	40 gal
Material	:	Acero inoxidable



*Figura 22. Equipo atemperador
Fuente: Catálogo Samsomatic*

5.3.5. Skid de bombeo de condensado

Es una unidad de bombeo de condensado implementado con válvulas de retención y tanque receptor, ensamblando todos los equipos sobre el marco y una base. Todo el cuerpo de la bomba de presión motriz PMPSS o bomba de condensado están construidas en acero inoxidable 304L.

Marca	: Watson mc Daniels
Modelo	: SISTEMAS SIMPLEX – S-PMPSS-1X1-SS-21
Tamaño	: 1" x 1"
Capacidad	: 21 gal
Max. P. de Oper.	: 200 psi



*Figura 23. Skid de bombeo condensado
Fuente: Catálogo Watson mc Daniels*

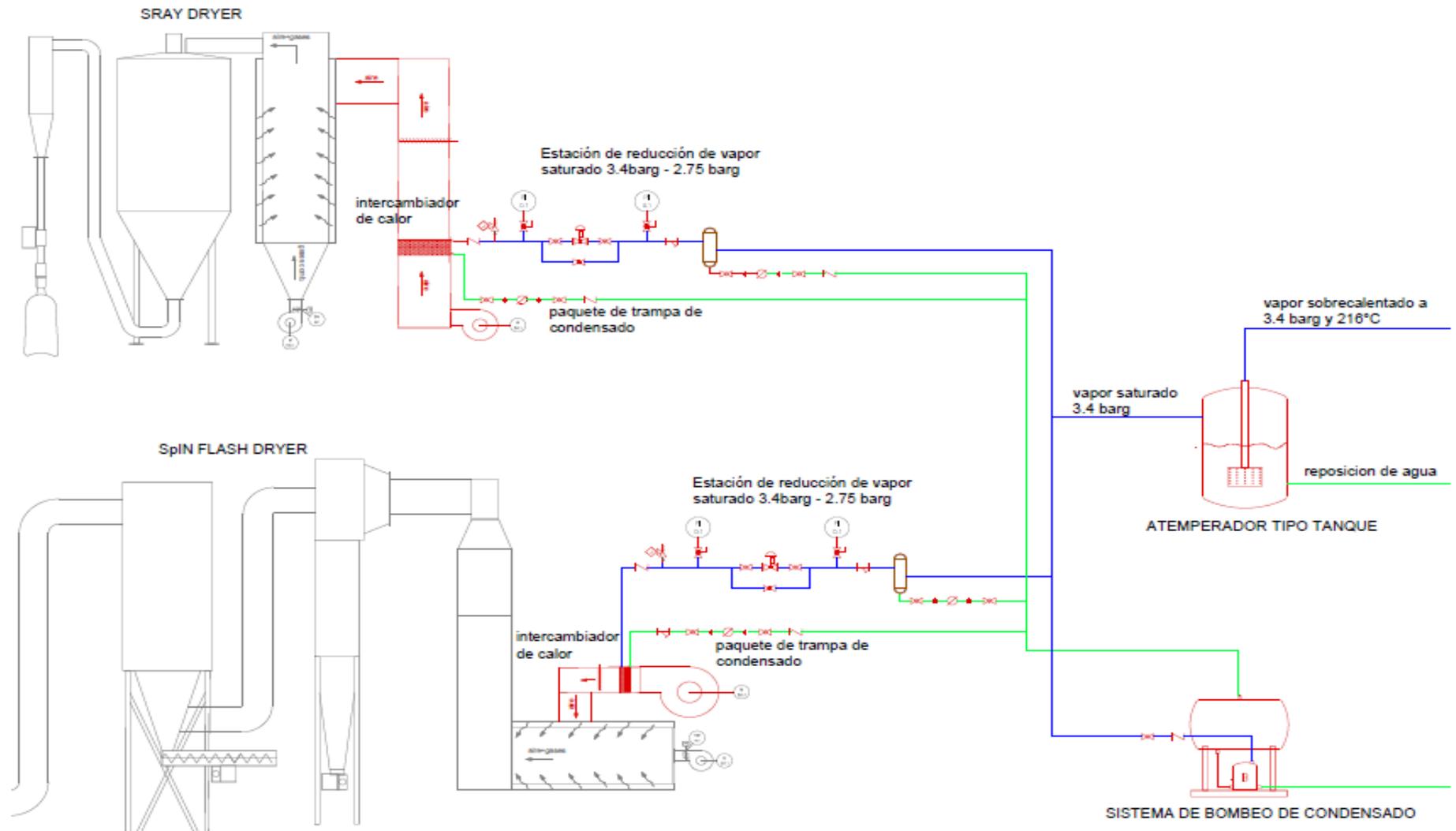


Figura 24 Diagrama P&ID del sistema propuesto.
Fuente: Elaboración propia

5.4. CÁLCULOS DEL CONSUMO DE VAPOR

El procedimiento de cálculo se realizará de la siguiente manera:

Primero se determina el flujo de vapor sobrecalentado disponible de extraer en la turbina y luego se indicarán los parámetros térmicos que lo caracteriza.

Segundo, se calcula el flujo de agua en el atemperador para saturar el vapor sobrecalentado y así se determinará las características del nuevo vapor saturado.

Tercero, se calcula el flujo de aire (sin precalentamiento) y consumo de combustible en los secadores antes de intervenir.

Cuarto, se calcula el consumo de vapor para las condiciones de precalentamiento del aire de secado propuestas para ambos secadores (Spray Dryer y Spin Flash Dryer).

5.4.1. Condiciones de vapor sobrecalentado en la turbina tomadas en campo

Tabla 8. Datos de vapor sobrecalentado tomados en campo

DATOS MEDIDOS EN CAMPO		
	Presión (barg)	Temperatura (°C)
Entrada	54.79	442.1
Extracción	3.34	216
Salida	-0.9	48.3

Fuente: Elaboración propia

5.4.2. Condiciones de vapor sobrecalentado en la turbina tomadas de la ficha técnica de turbina Siemens

Tabla 9. Datos de vapor sobrecalentado tomados de ficha técnica

DATOS DE HOJA TECNICA		
	Presión (barg)	Temperatura (°C)
Entrada	55	446
Extracción	3.4	216
Salida	-0.9	46

Fuente: Elaboración propia

5.4.3. Propiedades del vapor sobrecalentado

Se utiliza la extracción máxima de vapor sobrecalentado que indica en la ficha técnica de la turbina (3,000 kg/h). Se muestra las propiedades de vapor sobrecalentado a 3.4 barg y temperatura de 216°C.

Tabla 10. Propiedades del vapor sobrecalentado

Entalpía	h	2,892.56	kJ/kg
Calor específico	C_p	2.09217	kJ/kg-K
Viscosidad	μ_v	0.01674	mPa-s

Fuente: Cengel, 2019

5.4.4. Cálculo del flujo de vapor saturado en la salida del atemperador

Se calcula el flujo de agua necesario para convertir vapor sobrecalentado de 3.4 barg y temperatura de 216°C a vapor saturado a 3.4 barg.

Tabla 11. Propiedades del vapor saturado a 3.4 barg

Entalpía vapor saturado	h_g	2,742.51	kJ/kg
Calor específico	C_p	2.3362	kJ/kg-K
Viscosidad	μ_v	0.01415	mPa-s

Fuente: Calculadora vapor saturado TLV

El balance de energía se realiza considerando un proceso adiabático.

Al agregar agua a 20°C, cuya entalpía es de 83.92 kJ/kg, al sistema se consigue un aumento del flujo de vapor saturado.

$$\dot{m}_{\text{sobrecalentado}} * h_{\text{sobrecalentado}} + \dot{m}_{\text{agua}} * h_{\text{agua}} = \dot{m}_{\text{saturado(3.4barg)}} * h_{\text{saturado(3.4barg)}}$$

$$3000 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * 2892.56 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} + \dot{m}_{\text{agua}(20^\circ\text{C})} * 83.92 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = \dot{m}_{\text{saturado(3.4barg)}} * 2742.51 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

$$\dot{m}_{\text{sobrecalentado}} + \dot{m}_{\text{agua}(20^\circ\text{C})} = \dot{m}_{\text{saturado(3.4barg)}}$$

$$3000 \text{ kg} + \dot{m}_{\text{agua}(20^\circ\text{C})} = \dot{m}_{\text{saturado(3.4barg)}}$$

$$\dot{m}_{\text{vapor saturado(3.4barg)}} = 3,169.32 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\dot{m}_{agua(20^{\circ}C)} = 169.32 \frac{kg}{h}$$

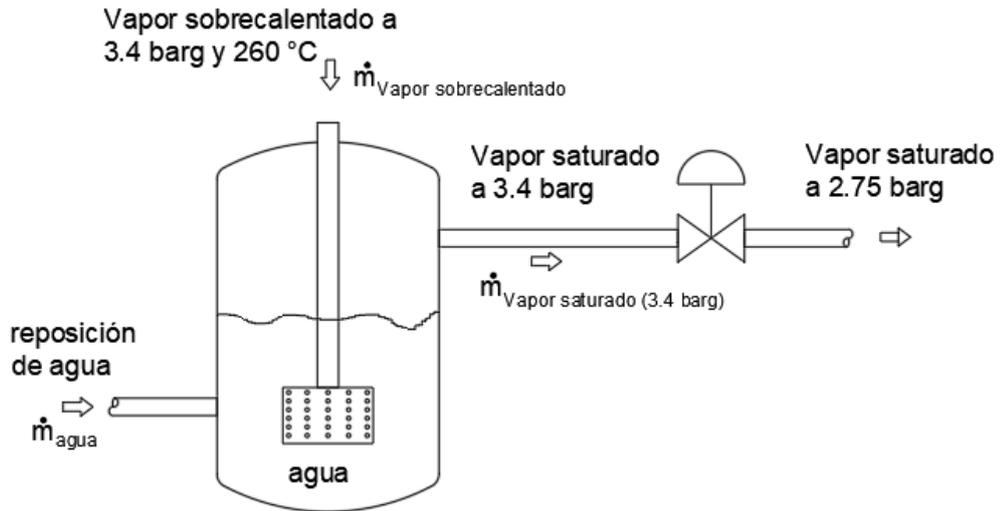


Figura 25. Diagrama del atemperador tipo tanque, equipo utilizado para llevar vapor sobrecalentado a vapor saturado.
Fuente: Elaboración propia

5.4.5. Cálculo de flujo de vapor saturado a 2.75 bar manométrico a través de la válvula reguladora de presión:

La presión de vapor propuesta a utilizar es de 40 psig (2.75 barg), con ello se calcula el flujo máximo disponible de vapor saturado que fluirá a través de la válvula reguladora de presión a las condiciones indicadas:

Tabla 12. Propiedades del vapor saturado a 2.75 barg

Entalpía vapor saturado	h_g	2,735.28	kJ/kg
Calor específico	C_p	2.2386	kJ/kg-K
Viscosidad	μ_v	0.01341	mPa-s

Fuente: Calculadora vapor saturado TLV

$$\dot{m}_{V_saturado(3.4barg)} = \dot{m}_{V_saturado(2.75barg)}$$

$$3169.32 \frac{kg}{h} = \dot{m}_{V_saturado(2.75barg)}$$

$$\dot{m}_{V_saturado(2.75barg)} = 3,169.32 \text{ kg/h}$$

5.4.6. Cálculo de la tasa de calor disponible en el vapor saturado regulado a 2.75 barg:

Una vez realizado el cálculo del flujo de vapor saturado a 2.75 barg, el cual proviene del lado de descarga de la válvula reguladora de presión (ver figura 25), se obtiene 3169.32 kg/h. Sin embargo, debido a las diferentes condiciones de intercambio de calor, la eficiencia de calentamiento es un valor que juega un papel protagónico. En ese sentido, debemos de considerar la eficiencia de calentamiento en la disposición de potencia neta que se tiene actualmente.

La eficiencia de los equipos de transferencia de calor varía entre 0.85-0.89 para equipos de alta gama, se trabajará con el valor de 0.85, siendo el caso más crítico.

$$\dot{Q}_{V_saturado(2.75barg)} = \dot{m}_{V_saturado(2.75barg)} * h_{fg(V_saturado)}$$

$$\dot{Q}_{V_saturado(2.75barg)} = 3,169.32 \frac{kg}{h} * 2,139.956 \frac{kJ}{kg} = 6782205.35 \frac{kJ}{h}$$

$$\dot{Q}_{V_saturado(2.75barg)} = 6782205.35 \frac{kJ}{h}$$

Ahora, se calcula la tasa de calor disponible aprovechada:

$$\dot{Q}_{disp(V_saturado)} = \dot{Q}_{V_saturado} * \eta_{calentamiento}$$

$$\dot{Q}_{disp(V_saturado)} = 6800116.79 \frac{kJ}{h} * \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} * 0.85$$

$$\dot{Q}_{disp(V_saturado)} = 1,605.56 \frac{kJ}{s}$$

La tasa de calor del vapor saturado a 2.75 barg disponible es de 1605.56 kJ/s.

5.4.7. Cálculo del flujo de mezcla de aire de secado en los secadores Spin Flash Dryer y Spray Dryer

En esta etapa se calcula el flujo de aire de secado necesario para el ingreso hacia el secador Spin Flash Dryer y Spray Dryer, primero se calcula el consumo de GLP del quemador, posteriormente se calcula el flujo de aire de combustión necesario utilizando la relación estequiométrica que es del orden de 10, considerando que la salida de gases de estos quemadores llegarían a la temperatura de 750°C se realiza el cálculo del flujo de aire necesario para la mezcla de secado a 220°C para el secador Spin Flash Dryer y 250°C para el secador Spray Dryer.

5.4.7.1. Flujo de mezcla de aire de secado en el secador Spin Flash Dryer

El quemador Weishaupt VM-G20/3-A/ZM, consume nominalmente 91.7 gal/h de GLP y opera al 62.42% de carga (valor tomado del SCADA de planta).

Se calcula el flujo de combustible GLP:

$$\dot{V}_{GLP\dot{l}iq} = 91.7 \frac{gal}{h} * 62.42\% = 57.24 \frac{gal}{h}$$

Pasando el flujo volumétrico de GLP a flujo másico:

$$\dot{m}_{GLP} = \dot{V}_{GLP\dot{l}iq} * \rho_{glp}$$

$$\rho_{GLP} = 2.1023 \frac{kg}{gal} \text{ (Valor tomado de norma ASTM D1835)}$$

$$\dot{m}_{GLP} = 57.24 \frac{gal}{h} * 2.1023 \frac{kg}{gal} = 120.33 \text{ kg/h}$$

Se calcula el flujo de aire de combustión que ingresa al quemador:

$$\dot{m}_{aire\ 17^{\circ}C} = r_{a/c} * \dot{m}_{GLP} = 15.47 * 120.33 \frac{kg}{h}$$

$$\dot{m}_{aire\ 17^{\circ}C} = 1,861.5 \text{ kg/h}$$

Se calcula el flujo total de gases de combustión:

$$\dot{m}_{\text{gases de combustión}} = \dot{m}_{\text{GLP}} + \dot{m}_{\text{aire}}$$

$$\dot{m}_{\text{gases de combustión}} = 120.33 \frac{\text{kg}}{\text{h}} + 1,861.5 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 1,981.8 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

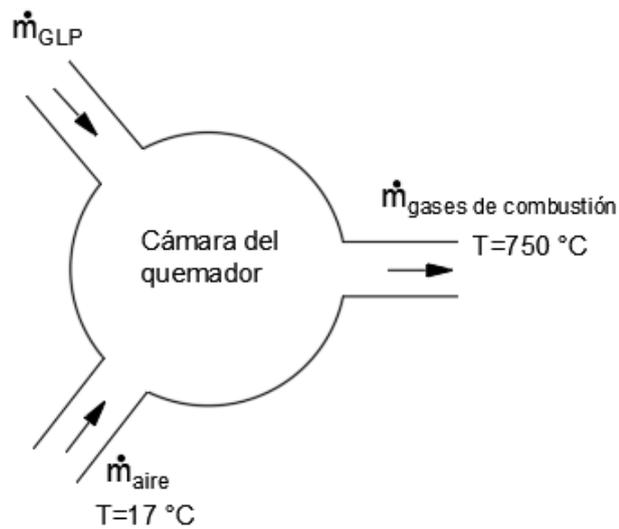


Figura 26. Flujo de gases de combustión, salida del quemador Weishaupt VM-G20/3-A/ZM.
Fuente: Elaboración propia

Como se presenta en la figura 26, el flujo de gases de combustión sale del quemador e ingresan a la cámara de mezcla de aire y gases de combustión del secador Spin Flash Dryer, ver figura 27.

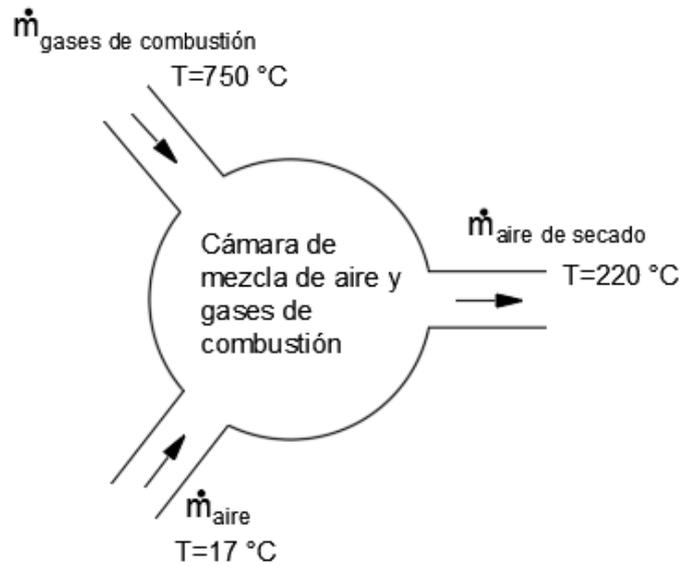


Figura 27. Cámara de mezcla de aire y gases de combustión que ingresan al secador Spin Flash Dryer.
Fuente: Elaboración propia

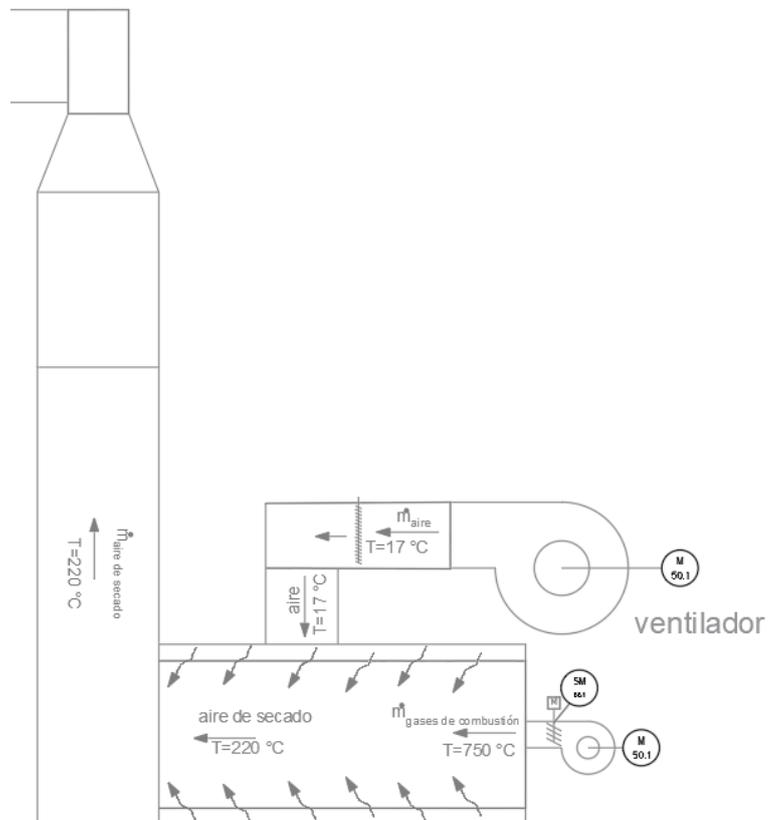


Figura 28. Disposición actual del secador Spin Flash Dryer.en planta
Fuente: Elaboración propia

Utilizando la figura 27, se calcula el flujo másico de aire frío que ingresa desde el ventilador y se aplica el principio de conservación de energía. El calor perdido por los gases de combustión (750°C) debe ser igual al calor ganado por el aire frío (17°C) que ingresa desde el ventilador:

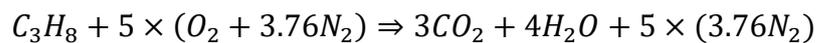
$$\dot{Q}_{\text{perdido gases de combustión } 750^{\circ}\text{C}} = \dot{Q}_{\text{ganado por el aire } 17^{\circ}\text{C}}$$

$$\dot{m}_{\text{combustión } 750^{\circ}\text{C}} * C_p_{\text{combustión } 750^{\circ}\text{C}} * \Delta T1 = \dot{m}_{\text{aire } 17^{\circ}\text{C}} * C_p_{\text{aire } 220^{\circ}\text{C}} * \Delta T2 \quad (2.17)$$

De la ecuación 2.17, se requiere hallar el valor del calor específico de los gases de combustión a 750°C, se procede con el cálculo correspondiente:

El GLP comercial es una mezcla principalmente entre propano y butano al 60% y 40% respectivamente, los balances estequiométricos son los siguientes:

Combustión del propano:



Combustión del butano:

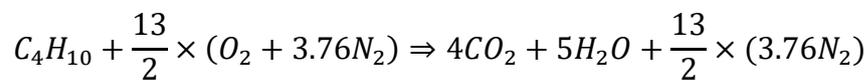


Tabla 13. Composición del GLP comercial

Componente	% mol	Masa molar [kg/mol]	% Masa
C_3H_8	60%	44	53.23%
C_4H_{10}	40%	58	46.77%

Tabla 14. Porcentaje molar de los productos de combustión del GLP

Gases de combustión del C_3H_8		Gases de combustión del C_4H_{10}	
Componente	% mol	Componente	% mol
$3CO_2$	11.6%	$4CO_2$	12%
$4H_2O$	15.5%	$5H_2O$	15%
$5 \times (3.76N_2)$	72.9%	$6.5 \times (3.76N_2)$	73%

A continuación, se calcula el calor específico de cada componente según ecuación descrita en la tabla A-2 del libro Cengel, ver figura 29.

$$\tilde{C}_p = a + bT + cT^2 + dT^3 \quad (2.18)$$

En donde:

T : Temperatura (K)

C_p : Calor específico a presión constante ($\frac{kJ}{kmol \cdot K}$)

TABLA A-2

Calores específicos de gas ideal de varios gases comunes (conclusión)

c) Como una función de la temperatura

$$\bar{c}_p = a + bT + cT^2 + dT^3$$

(T en K, c_p en kJ/kmol · K)

Sustancia	Fórmula	a	b	c	d	Rango de temp., K	% de error	
							Máx.	Prom.
Acetileno	C ₂ H ₂	21.8	9.2143 × 10 ⁻²	-6.527 × 10 ⁻⁵	18.21 × 10 ⁻⁹	273-1500	1.46	0.59
Aire	—	28.11	0.1967 × 10 ⁻²	0.4802 × 10 ⁻⁵	-1.966 × 10 ⁻⁹	273-1800	0.72	0.33
Amoníaco	NH ₃	27.568	2.5630 × 10 ⁻²	0.99072 × 10 ⁻⁵	-6.6909 × 10 ⁻⁹	273-1500	0.91	0.36
Azufre	S ₂	27.21	2.218 × 10 ⁻²	-1.628 × 10 ⁻⁵	3.986 × 10 ⁻⁹	273-1800	0.99	0.38
Benceno	C ₆ H ₆	-36.22	48.475 × 10 ⁻²	-31.57 × 10 ⁻⁵	77.62 × 10 ⁻⁹	273-1500	0.34	0.20
<i>i</i> -Butano	C ₄ H ₁₀	-7.913	41.60 × 10 ⁻²	-23.01 × 10 ⁻⁵	49.91 × 10 ⁻⁹	273-1500	0.25	0.13
<i>n</i> -Butano	C ₄ H ₁₀	3.96	37.15 × 10 ⁻²	-18.34 × 10 ⁻⁵	35.00 × 10 ⁻⁹	273-1500	0.54	0.24
Cloruro de hidrógeno	HCl	30.33	-0.7620 × 10 ⁻²	1.327 × 10 ⁻⁵	-4.338 × 10 ⁻⁹	273-1500	0.22	0.08
Dióxido de azufre	SO ₂	25.78	5.795 × 10 ⁻²	-3.812 × 10 ⁻⁵	8.612 × 10 ⁻⁹	273-1800	0.45	0.24
Dióxido de carbono	CO ₂	22.26	5.981 × 10 ⁻²	-3.501 × 10 ⁻⁵	7.469 × 10 ⁻⁹	273-1800	0.67	0.22
Dióxido de nitrógeno	NO ₂	22.9	5.715 × 10 ⁻²	-3.52 × 10 ⁻⁵	7.87 × 10 ⁻⁹	273-1500	0.46	0.18
Etano	C ₂ H ₆	6.900	17.27 × 10 ⁻²	-6.406 × 10 ⁻⁵	7.285 × 10 ⁻⁹	273-1500	0.83	0.28
Etanol	C ₂ H ₅ O	19.9	20.96 × 10 ⁻²	-10.38 × 10 ⁻⁵	20.05 × 10 ⁻⁹	273-1500	0.40	0.22
Etileno	C ₂ H ₄	3.95	15.64 × 10 ⁻²	-8.344 × 10 ⁻⁵	17.67 × 10 ⁻⁹	273-1500	0.54	0.13
<i>n</i> -Hexano	C ₆ H ₁₄	6.938	55.22 × 10 ⁻²	-28.65 × 10 ⁻⁵	57.69 × 10 ⁻⁹	273-1500	0.72	0.20
Hidrógeno	H ₂	29.11	-0.1916 × 10 ⁻²	0.4003 × 10 ⁻⁵	-0.8704 × 10 ⁻⁹	273-1800	1.01	0.26
Metano	CH ₄	19.89	5.024 × 10 ⁻²	1.269 × 10 ⁻⁵	-11.01 × 10 ⁻⁹	273-1500	1.33	0.57
Metanol	CH ₄ O	19.0	9.152 × 10 ⁻²	-1.22 × 10 ⁻⁵	-8.039 × 10 ⁻⁹	273-1000	0.18	0.08
Monóxido de carbono	CO	28.16	0.1675 × 10 ⁻²	0.5372 × 10 ⁻⁵	-2.222 × 10 ⁻⁹	273-1800	0.89	0.37
Nitrógeno	N ₂	28.90	-0.1571 × 10 ⁻²	0.8081 × 10 ⁻⁵	-2.873 × 10 ⁻⁹	273-1800	0.59	0.34
Óxido nítrico	NO	29.34	-0.09395 × 10 ⁻²	0.9747 × 10 ⁻⁵	-4.187 × 10 ⁻⁹	273-1500	0.97	0.36
Óxido nitroso	N ₂ O	24.11	5.8632 × 10 ⁻²	-3.562 × 10 ⁻⁵	10.58 × 10 ⁻⁹	273-1500	0.59	0.26
Oxígeno	O ₂	25.48	1.520 × 10 ⁻²	-0.7155 × 10 ⁻⁵	1.312 × 10 ⁻⁹	273-1800	1.19	0.28
<i>n</i> -Pentano	C ₅ H ₁₂	6.774	45.43 × 10 ⁻²	-22.46 × 10 ⁻⁵	42.29 × 10 ⁻⁹	273-1500	0.56	0.21
Propano	C ₃ H ₈	-4.04	30.48 × 10 ⁻²	-15.72 × 10 ⁻⁵	31.74 × 10 ⁻⁹	273-1500	0.40	0.12
Propileno	C ₃ H ₆	3.15	23.83 × 10 ⁻²	-12.18 × 10 ⁻⁵	24.62 × 10 ⁻⁹	273-1500	0.73	0.17
Trióxido de azufre	SO ₃	16.40	14.58 × 10 ⁻²	-11.20 × 10 ⁻⁵	32.42 × 10 ⁻⁹	273-1300	0.29	0.13
Agua (vapor)	H ₂ O	32.24	0.1923 × 10 ⁻²	1.055 × 10 ⁻⁵	-3.595 × 10 ⁻⁹	273-1800	0.53	0.24

Figura 29. Tabla de calores específicos de gases comunes.

Fuente: Cengel, 2007, Tabla A-2.

De la Tabla A-2 se extraen los valores de los parámetros a utilizar, ver tabla 15.

Tabla 15. Parámetros extraídos de tabla A-2 para el cálculo del Cp

	a	$b \times 10^{-2}$	$c \times 10^{-5}$	$d \times 10^{-9}$
CO2	22.26	5.981	-3.501	7.469
H2O	32.24	0.1923	1.055	-3.595
N2	28.9	-0.1571	0.7081	-2.873

Reemplazando los valores de la tabla 15 en la fórmula 2.18 se tienen los siguientes resultados resumidos en la Tabla 16.

Tabla 16. Valores de Cp calculados para cada componente de los productos de la combustión del GLP

	Propano	Butano
Temperatura: 1023 K	Cp (kJ/kg-K)	Cp (kJ/kg-K)
CO2	1.246	1.246
H2O	2.300	2.300
N2	1.130	1.130

Para determinar el Cp de la mezcla total de los gases de combustión del GLP, se procede a realizar el promedio total multiplicado por sus respectivas fracciones molares obtenidas de la Tabla 14.

$$Cp_{combustión750^{\circ}C} = 1.323 \text{ kJ/kg} \cdot K \quad (2.19)$$

Reemplazando (2.19) en (2.17) se obtiene:

$$\begin{aligned} \dot{m}_{combustión750^{\circ}C} * Cp_{combustión750^{\circ}C} * \Delta T1 &= \dot{m}_{aire17^{\circ}C} * Cp_{aire220^{\circ}C} * \Delta T2 \\ 1,981.8 \text{ kg/h} * 1.323 \text{ kJ/kg} \cdot K * (1023K - 493K) &= \dot{m}_{aire17^{\circ}C} * 1.025 \text{ kJ/kg} \cdot K * (493K - 290K) \\ \dot{m}_{aire17^{\circ}C} &= 6,678.45 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

Entonces el flujo total de aire de secado que ingresa al secador Spin Flash Dryer es:

$$\dot{m}_{\text{aire de secado}_{220^{\circ}\text{C}}} = \dot{m}_{\text{aire}_{17^{\circ}\text{C}}} + \dot{m}_{\text{combustion } 750^{\circ}\text{C}} = 6,678.45 \frac{\text{kg}}{\text{h}} + 1,981.8 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\dot{m}_{\text{aire de secado}_{220^{\circ}\text{C}}} = 8,660.25 \text{ kg/h}$$

Flujo de aire de secado actual, antes de implementar la propuesta del intercambiador de calor para el precalentamiento del aire, ver Figura 28.

5.4.7.2. Flujo de mezcla de aire de secado en el secador Spray Dryer

El quemador R y R térmica S.A, GPH-300M, consume nominalmente 90 gal/h de GLP y opera al 68.7% de carga (vapor tomado del SCADA de planta).

Se calcula el flujo de combustible GLP:

$$\dot{V}_{GLP\text{líq}} = 90 \frac{\text{gal}}{\text{h}} * 68.7\% = 61.83 \frac{\text{gal}}{\text{h}}$$

Pasando de flujo volumétrico de GLP a flujo másico:

$$\dot{m}_{GLP} = \dot{V}_{GLP\text{líq}} * \rho_{glp}$$

$$\rho_{GLP} = 2.1023 \frac{\text{kg}}{\text{gal}} \text{ (Valor tomado de norma ASTM D1835)}$$

$$\dot{m}_{GLP} = 61.83 \frac{\text{gal}}{\text{h}} * 2.1023 \frac{\text{kg}}{\text{gal}} = 129.98 \text{ kg/h}$$

Se calcula el flujo de aire de combustión que ingresa al quemador:

$$\dot{m}_{\text{aire } 17^{\circ}\text{C}} = r_{a/c} * \dot{m}_{GLP} = 15.47 * 129.98 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\dot{m}_{\text{aire}} = 2,010.79 \text{ kg/h}$$

Se calcula el flujo total de gases de combustión:

$$\dot{m}_{\text{gases de combustión}} = \dot{m}_{GLP} + \dot{m}_{\text{aire}}$$

$$\dot{m}_{\text{gases de combustión}} = 129.98 \frac{\text{kg}}{\text{h}} + 2010.79 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 2,140.77 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

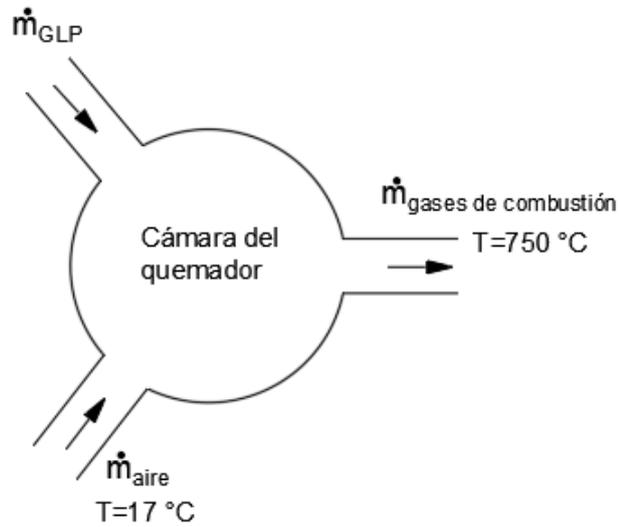


Figura 30. Flujo de gases de combustión, salida del quemador RyR Térmica S.A. GPH-300M.
Fuente: Elaboración propia

Como se muestra en la figura 30, el flujo de gases de combustión sale del quemador e ingresan a la cámara de mezcla de aire y gases de combustión del secador Spray Dryer, ver figura 31.

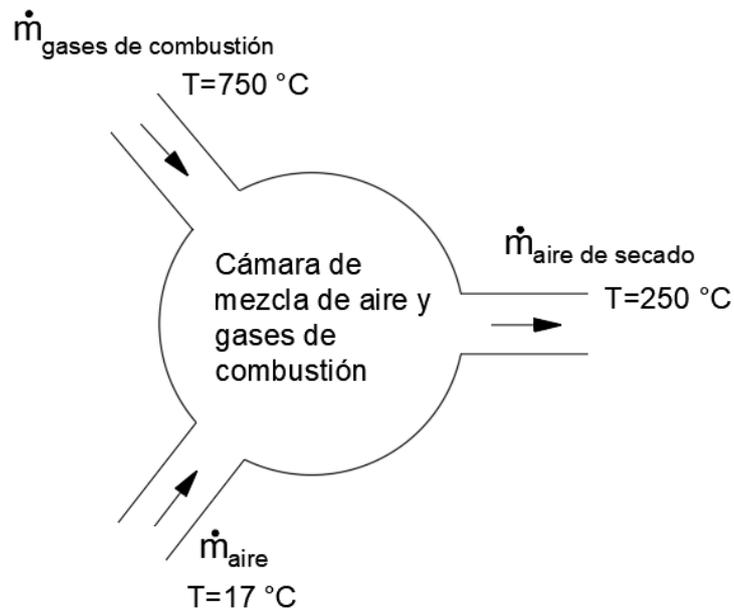
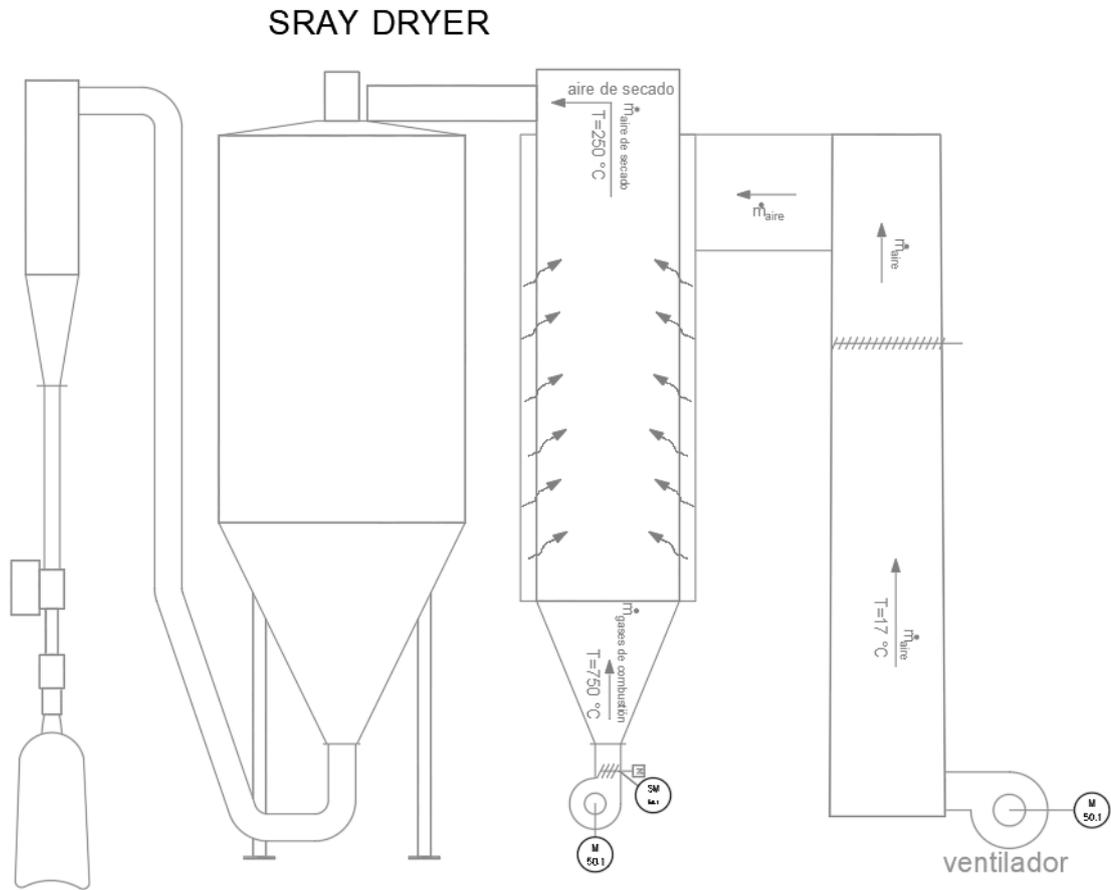


Figura 31. Cámara de mezcla de aire y gases de combustión que ingresan al secador Spray Dryer
Fuente: Elaboración propia



*Figura 32. Disposición actual del secador Spray Dryer en planta.
Fuente: Elaboración propia.*

Con el apoyo de la figura 31, se calcula el flujo másico de aire frío que ingresa desde el ventilador y se aplica el principio de conservación de energía. El calor perdido por los gases de combustión (750°C) debe ser igual al calor ganado por el aire frío (17°C) que ingresa desde el ventilador:

$$\dot{Q}_{\text{perdido gases de combustión } 750^{\circ}\text{C}} = \dot{Q}_{\text{ganado por el aire } 17^{\circ}\text{C}}$$

$$\dot{m}_{\text{combustión } 750^{\circ}\text{C}} * C_{p \text{ combustión } 750^{\circ}\text{C}} * \Delta T1 = \dot{m}_{\text{aire } 17^{\circ}\text{C}} * C_{p \text{ aire } 250^{\circ}\text{C}} * \Delta T2$$

$$2,140.77 \text{ kg/h} * 1.323 \text{ kJ/kg} * K * (1023\text{K} - 523\text{K}) = \dot{m}_{\text{aire } 17^{\circ}\text{C}} * 1.042 \text{ kJ/kg} * K * (523\text{K} - 290\text{K})$$

$$\dot{m}_{\text{aire } 17^{\circ}\text{C}} = 5,832.79 \text{ kg/h}$$

Entonces el flujo total de aire de secado que ingresa al secador Spray Dryer es:

$$\dot{m}_{\text{aire de secado}_{250^{\circ}\text{C}}} = \dot{m}_{\text{aire}_{17^{\circ}\text{C}}} + \dot{m}_{\text{combustion}_{750^{\circ}\text{C}}} = 5,832.79 \frac{\text{kg}}{\text{h}} + 2,140.77 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\dot{m}_{\text{aire de secado}_{220^{\circ}\text{C}}} = 7,973.56 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Flujo de aire de secado actual, antes de implementar la propuesta del intercambiador de calor para el precalentamiento del aire, ver Figura 32.

5.5. CÁLCULO DE LA ENERGÍA TOTAL AHORRADA

Para este punto se realiza el cálculo de la cantidad de energía ahorrada al precalentar el aire de secado, el aire se mezcla con los gases de combustión e ingresan a los secadores como una mezcla cuya temperatura está entre la temperatura de llama adiabática de la combustión y la temperatura del aire de los ventiladores.

5.5.1. Cálculo de la energía ahorrada en el secador Spin Flash Dryer

En esta etapa se calcula la energía real que se utilizará para precalentar el aire del ventilador mediante la implementación del intercambiador de calor con vapor saturado, ver figura 33.

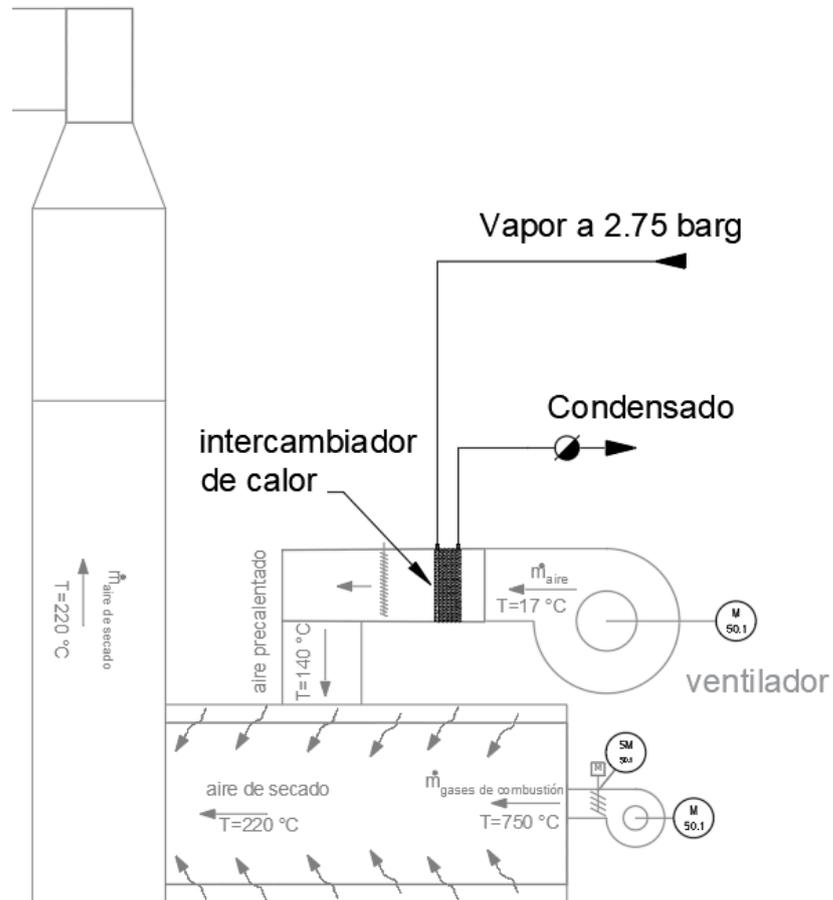


Figura 33. Diagrama del secador Spin Flash dryer con el precalentador de aire a vapor.
Fuente: Elaboración propia.

Se define que la temperatura máxima del aire a precalentar será de 140°C, valor menor a la temperatura del vapor saturado a 2.75barg.

$$\dot{Q}_{ahorrado_1} = c_{p,aire(17^\circ C)} \times \dot{m}_{aire(17^\circ C)} \times (T_f - T_o)$$

$$\dot{Q}_{ahorrado_1} = 1.003 \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} * 6,711.04 \frac{kg}{h} * (140^\circ C - 17^\circ C) = 823,913.70 \frac{kJ}{h}$$

$$\dot{Q}_{ahorrado_1} = 823,913.70 \frac{kJ}{h}$$

Se calcula el flujo volumétrico de GLP ahorrado al precalentar el aire del ventilador:
Poder calorífico del GLP=97,083 Btu/gal

$$\dot{V}_{GLP \text{ ahorrado}1} = \frac{\dot{Q}_{\text{ahorrado}_1}}{\text{Poder calorífico del GLP}}$$

$$\dot{V}_{GLP \text{ ahorrado}1} = \frac{823,913.7 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}}{97,083 \frac{\text{Btu}}{\text{gal}} * \frac{1.05506 \text{ kJ}}{1 \text{ Btu}}}$$

$$\dot{V}_{GLP \text{ ahorrado}1} = 8.04 \text{ gal/h}$$

5.5.2. Cálculo de la energía ahorrada en el secador Spray Dryer

En esta etapa se calcula la energía real que se utilizará para precalentar el aire del ventilador mediante la implementación del intercambiador de calor con vapor saturado, ver figura 34.

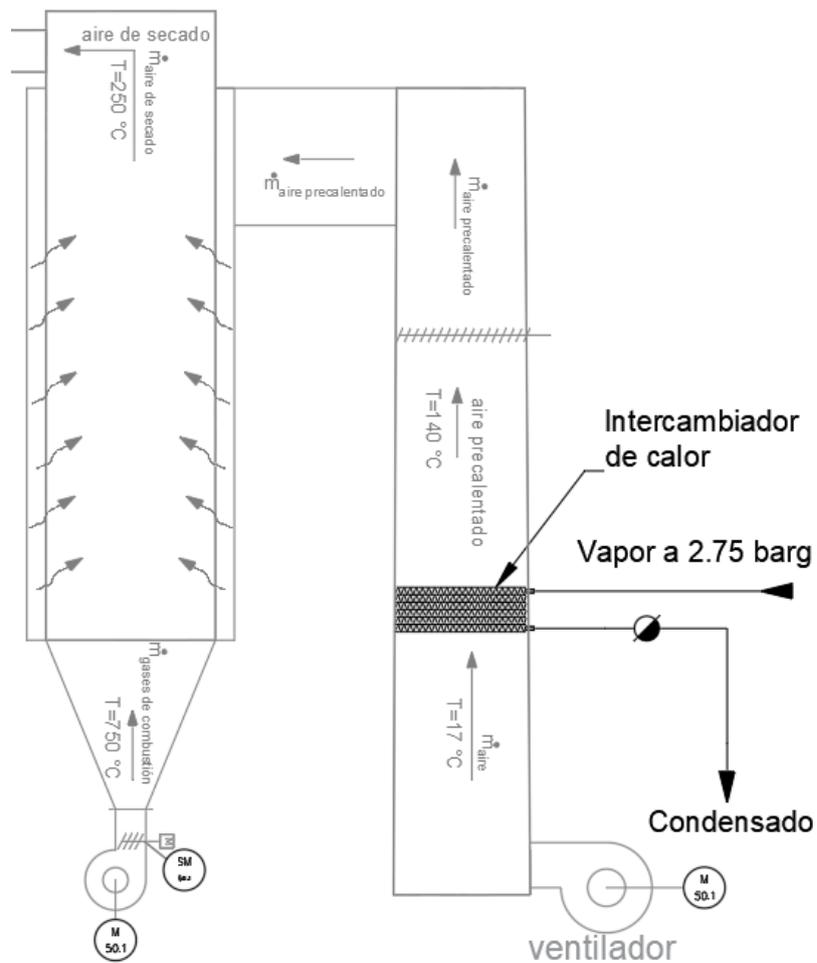


Figura 34. Diagrama del secador Spray dryer con el precalentador de aire a vapor.

Fuente: Elaboración propia.

Se define que la temperatura máxima del aire a precalentar será de 140°C, valor menor a la temperatura del vapor saturado a 2.75barg.

$$\dot{Q}_{ahorrado_2} = c_{p,aire(17^\circ C)} \times \dot{m}_{aire(17^\circ C)} \times (T_f - T_0)$$

$$\dot{Q}_{ahorrado_2} = 1.003 \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} * 5,872.79 \frac{kg}{h} * (140^\circ C - 17^\circ C) = 724,520.23 \frac{kJ}{h}$$

$$\dot{Q}_{ahorrado_2} = 724,520.23 \frac{kJ}{h}$$

Se calcula el flujo volumétrico de GLP ahorrado al precalentar el aire del ventilador:
Poder calorífico del GLP=97,083 Btu/gal

$$\dot{V}_{GLP \text{ ahorrado}2} = \frac{\dot{Q}_{ahorrado_2}}{\text{Poder calorífico del GLP}}$$

$$\dot{V}_{GLP \text{ ahorrado}2} = \frac{724,520.23 \frac{kJ}{h}}{97,083 \frac{Btu}{gal} * \frac{1.05506 \text{ kJ}}{1 \text{ Btu}}}$$

$$\dot{V}_{GLP \text{ ahorrado}2} = 7.07 \text{ gal/h}$$

Una vez calculado la cantidad de energía ahorrada por unidad de tiempo en el secador Spin flash dryer y el secador Spray dryer, se suman ambas cantidades de energías para determinar el ahorro total del sistema planteado en la tesis.

Lo mismo sucede con la cantidad galones de GLP ahorrados para ambos sistemas.

- Se calcula la cantidad de combustible ahorrado por ambos sistemas:

$$\dot{V}_{GLP \text{ total ahorrado}} = \dot{V}_{GLP \text{ ahorrado}1} + \dot{V}_{GLP \text{ ahorrado}2}$$

$$\dot{V}_{GLP \text{ total ahorrado}} = 8.04 \frac{gal}{h} + 7.07 \frac{gal}{h} = 15.11 \frac{gal}{h}$$

$$\dot{V}_{GLP \text{ total ahorrado}} = 15.11 \frac{gal}{h}$$

- Se calcula la cantidad de energía por unidad de tiempo ahorrado por ambos sistemas:

$$\begin{aligned}\dot{Q}_{total\ ahorrado} &= \dot{Q}_{ahorrado_1} + \dot{Q}_{ahorrado_2} \\ \dot{Q}_{total\ ahorrado} &= 823,913.70 \frac{kJ}{h} + 724,520.23 \frac{kJ}{h} \\ \dot{Q}_{total\ ahorrado} &= 1548,433.93 \frac{kJ}{h}\end{aligned}$$

5.6. CÁLCULO DEL FLUJO DE VAPOR SOBRECALENTADO NECESARIO PARA PRECALENTAR EL AIRE DE SECADO EN LOS SECADORES SPIN FLASH DRYER Y SPRAY DRYER

Una vez determinado la cantidad de energía ahorrada en ambos secadores, se procede a realizar el cálculo del consumo de vapor saturado, seguido de ello se calcula el vapor sobrecalentado que debe ser extraído de la turbina. Se debe tener en cuenta que la cantidad de energía que se invierte en precalentar el aire de secado es la misma cantidad de energía que el vapor saturado deberá entregar a los procesos de calentamiento.

$$\begin{aligned}\dot{m}_{vapor(2.75barg)} &= \frac{\dot{Q}_{total\ ahorrado}}{h_{fg\ 2.75\ barg}} \\ \dot{m}_{vapor(2.75barg)} &= \frac{1548,433.93 \frac{kJ}{h}}{2,139.95 \frac{kJ}{kg}} \\ \dot{m}_{vapor(2.75barg)} &= 723.58 \frac{kg}{h}\end{aligned}$$

Una vez calculado el flujo de vapor saturado se procede a calcular el flujo de vapor sobrecalentado que se debe de extraer de la turbina con apoyo de la figura 25 y así realizar los cálculos en el atemperador:

$$\begin{aligned}\dot{m}_{vapor\ sobrecalentado} * h_{vapor\ sobrecalentado} + \dot{m}_{agua} * h_{agua} \\ = \dot{m}_{vapor(2.75barg)} * h_{saturado(2.75barg)}\end{aligned}$$

$$\dot{m}_{\text{vapor sobrecalentado}} * 2892.56 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} + \dot{m}_{\text{agua}(20^{\circ}\text{C})} * 83.92 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = 723.58 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * 2735.28 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

$$\dot{m}_{\text{vapor sobrecalentado}} + \dot{m}_{\text{agua}(20^{\circ}\text{C})} = \dot{m}_{\text{vapor saturado}(2.75\text{barg})}$$

$$\dot{m}_{\text{vapor sobrecalentado}} + \dot{m}_{\text{agua}(20^{\circ}\text{C})} = 723.58 \text{ kg}$$

$$\dot{m}_{\text{vapor sobrecalentado}} = 683.06 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\dot{m}_{\text{agua}(20^{\circ}\text{C})} = 40.52 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Se debe tener presente que la cantidad de vapor sobrecalentado disponible es de 3,000 kg/h, según indica la ficha técnica de la turbina, el valor además se denota en el capítulo 5.1.1.

El flujo de vapor sobrecalentado que se debe extraer de la turbina es 683.06 kg/h y ya que el máximo disponible de extracción según ficha técnica es 3000 kg/h.

El valor obtenido representa el:

$$\frac{683.06 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{3,000 \frac{\text{kg}}{\text{h}}} * 100\% = 22.8\%$$

El valor obtenido quiere decir que con un flujo de 683.06 kg/h de vapor saturado a 2.75barg se podrá satisfacer la demanda térmica del sistema planteado en la tesis.

5.7. CÁLCULOS Y EVALUACIÓN ECONÓMICA

Ahora que ya se determinó la cantidad de combustible que se va a ahorrar en los procesos de secado, los valores obtenidos se convertirán en términos monetarios. Así mismo, se determina la cantidad de potencia que se deja de generar debido a la extracción de vapor de ingreso en la segunda etapa de la turbina.

5.7.1. Determinación de la cantidad de potencia eléctrica y el ahorro monetario que se deja de generar en la turbina

Extraer 683.06 kg/h de vapor en el ingreso de la segunda etapa de la turbina Siemens tiene impacto en la cantidad de potencia eléctrica que se genera de forma nominal. A

continuación, se determinará el valor de la potencia eléctrica que se deja de generar para luego expresarlos en términos monetarios:

Operating points SST-110 (former TWIN CA36)

for driving a: Generator

	1	2	3	4	5
	Hauptdaten	extr. 500kg/h	extr. 1t/h	extr.2t/h	extr. 3t/h
Turbine part A					
Inlet pressure	56.00 bar(a)	56.00 bar(a)	56.00 bar(a)	56.00 bar(a)	56.00 bar(a)
Inlet temperature	446 °C	446 °C	446 °C	446 °C	446 °C
Exhaust pressure	4.50 bar(a)	4.50 bar(a)	4.50 bar(a)	4.50 bar(a)	4.50 bar(a)
Exhaust temperature	217 °C	217 °C	217 °C	217 °C	217 °C
Enthalpy	2,893 kJ/kg	2,893 kJ/kg	2,893 kJ/kg	2,893 kJ/kg	2,893 kJ/kg
Turbine speed	24,525 rpm	24,525 rpm	24,525 rpm	24,525 rpm	24,525 rpm
Mass flow	4,380 kg/h	4,380 kg/h	4,380 kg/h	4,380 kg/h	4,380 kg/h
Turbine part B					
Inlet pressure	4.40 bar(a)	4.40 bar(a)	4.40 bar(a)	4.40 bar(a)	4.40 bar(a)
Inlet temperature	216 °C	216 °C	216 °C	216 °C	216 °C
Exhaust pressure	0.10 bar(a)	0.10 bar(a)	0.10 bar(a)	0.10 bar(a)	0.10 bar(a)
Exhaust temperature	46 °C	46 °C	46 °C	46 °C	46 °C
Enthalpy	2,479 kJ/kg	2,491 kJ/kg	2,510 kJ/kg	2,508 kJ/kg	2,524 kJ/kg
Turbine speed	11,541 rpm	11,541 rpm	11,541 rpm	11,541 rpm	11,541 rpm
Mass flow	4,380 kg/h	3,880 kg/h	3,380 kg/h	2,380 kg/h	1,380 kg/h
Performance					
Outlet speed	1,800 rpm	1,800 rpm	1,800 rpm	1,800 rpm	1,800 rpm
Output at coupling	923 kW	853 kW	781 kW	678 kW	566 kW
Power at terminals	880 kW	810 kW	742 kW	644 kW	534 kW

Figura 35. Puntos de operación para diferentes cantidades de extracción de vapor en la turbina Siemens SST-110.

Fuente: Suministrado por el fabricante Siemens

De la figura 35, se observa que para diferentes valores de extracción de vapor se tiene una disminución de la cantidad de potencia eléctrica generada en los terminales. Se observan valores de extracción de vapor de 500 kg/h, 1000 kg/h, 2000 kg/h y 3000 kg/h. Sin embargo, la cantidad de vapor que se requiere extraer es de 683.06 kg/h. Para determinar la potencia que hubiesen generado esos 683.06 kg/h de vapor extraído se procede a interpolar los valores de la figura.

Tabla 17. Puntos de operación de la turbina Siemens

Extracción de vapor	Potencia generada
0 kg/h	880 kW
500 kg/h	810 kW
683.06 kg/h	X kW
1,000 kg/h	742 kW

Fuente: Elaboración propia

Interpolando para calcular "X":

$$\frac{500 - 683.06}{500 - 1000} = \frac{810 - X}{810 - 742}$$

$$X = 785.1 \text{ kW}$$

El valor de 785.1 kW indica la cantidad de potencia eléctrica que genera la turbina cuando se le extrae 683.06 kg/h de vapor.

Para determinar la cantidad de potencia eléctrica que se deja de generar, se realiza una diferencia entre la potencia generada sin extracción con la potencia generada cuando se extraen los 683.06 kg/h de vapor:

$$\text{Potencia eléctrica no generada} = 880 \text{ kW} - 785.1 \text{ kW}$$

$$\text{Potencia eléctrica no generada} = 94.9 \text{ kW}$$

Ahora se calcula en términos económicos a cuánto equivale no generar los 94.9 kW de potencia eléctrica.

Tabla 18. Costo de la energía eléctrica y régimen de trabajo

Costo de energía eléctrica	0.09	\$/kW-h
Horas de trabajo al día	21	h/Día
Días de trabajo al año	355	Días/año

Fuente: Gerencia de planta

Se procede a calcular el monto en dinero que se deja de ahorrar por año:

$$\text{Monto no ahorrado} = \text{Potencia eléctrica no generada} *$$

$$\text{Costo de energía eléctrica} * \text{Horas de trabajo al día} * \text{Días de trabajo al año}$$

$$\text{Monto no ahorrado} = 94.9 \text{ kW} * 0.09 \frac{\$}{\text{kW} - \text{h}} * 21 \frac{\text{h}}{\text{día}} * 355 \frac{\text{días}}{\text{año}}$$

$$\text{Monto no ahorrado} = 63,673.16 \frac{\$}{\text{año}}$$

5.7.2. Determinación de la cantidad de potencia térmica ahorrada en términos monetarios que se aprovecha en los secadores precalentando el aire de ingreso

Del capítulo 5.5.2. Se obtiene que la cantidad de GLP ahorrado es de 15.11 gal/h. El valor obtenido será llevado a términos monetarios en una proyección anual:

Tabla 19. Costo del GLP industrial y régimen de trabajo

Costo de GLP	1.63	\$/gal
Horas de trabajo al día	21	h/Día
Días de trabajo al año	355	Días/año

Fuente: Gerencia de planta

$$\text{Monto total ahorrado de GLP} = \dot{V}_{GLP \text{ total ahorrado}} * \text{Costo de GLP} *$$

$$\text{Horas de trabajo al día} * \text{Días de trabajo al año}$$

$$\text{Monto total ahorrado de GLP} = 15.11 \frac{\text{gal}}{\text{h}} * 1.63 \frac{\$}{\text{gal}} * 21 \frac{\text{h}}{\text{día}} * 355 \frac{\text{días}}{\text{año}}$$

$$\text{Monto total ahorrado de GLP} = 183,611.43 \frac{\$}{\text{año}}$$

5.8. ESQUEMAS DE CONDICIÓN ACTUAL Y PROPUESTA DEL SISTEMA

5.8.1. Esquema general del sistema actual

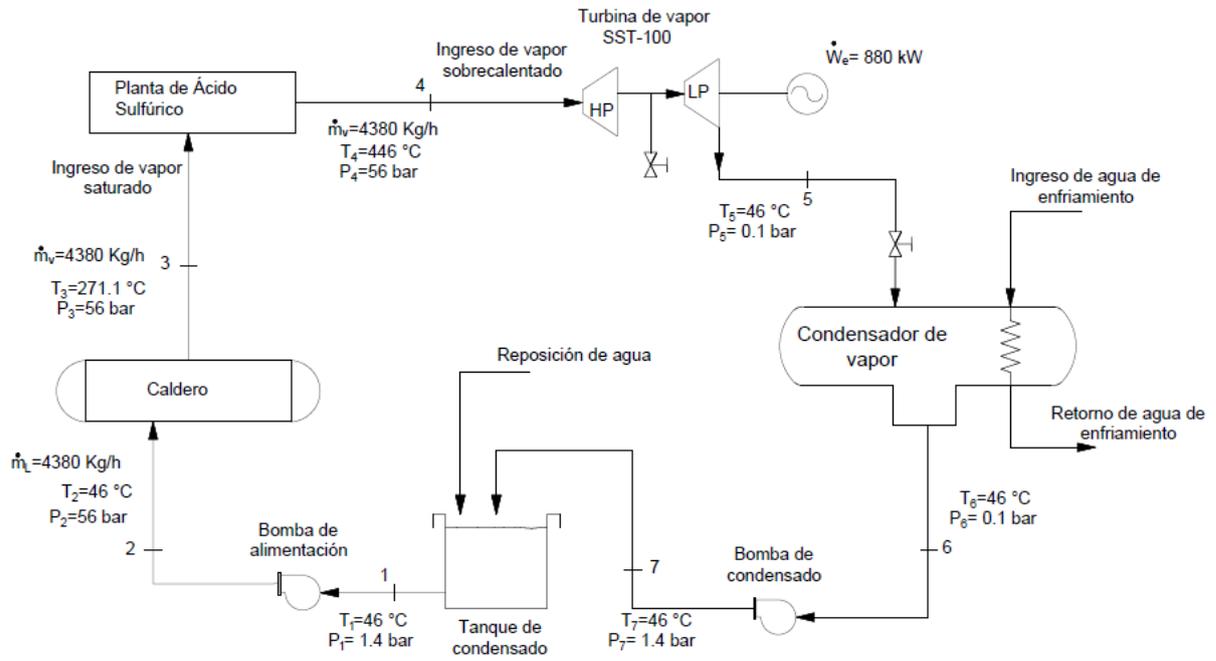


Figura 36. Esquema P&ID del sistema actual
Fuente: Elaboración propia

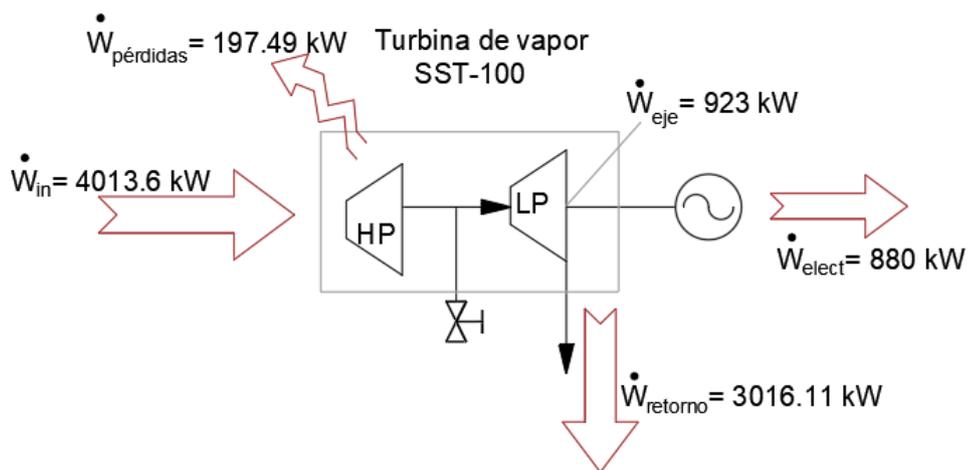


Figura 37. Esquema térmico del sistema actual
Fuente: Datos del Esquema en planta

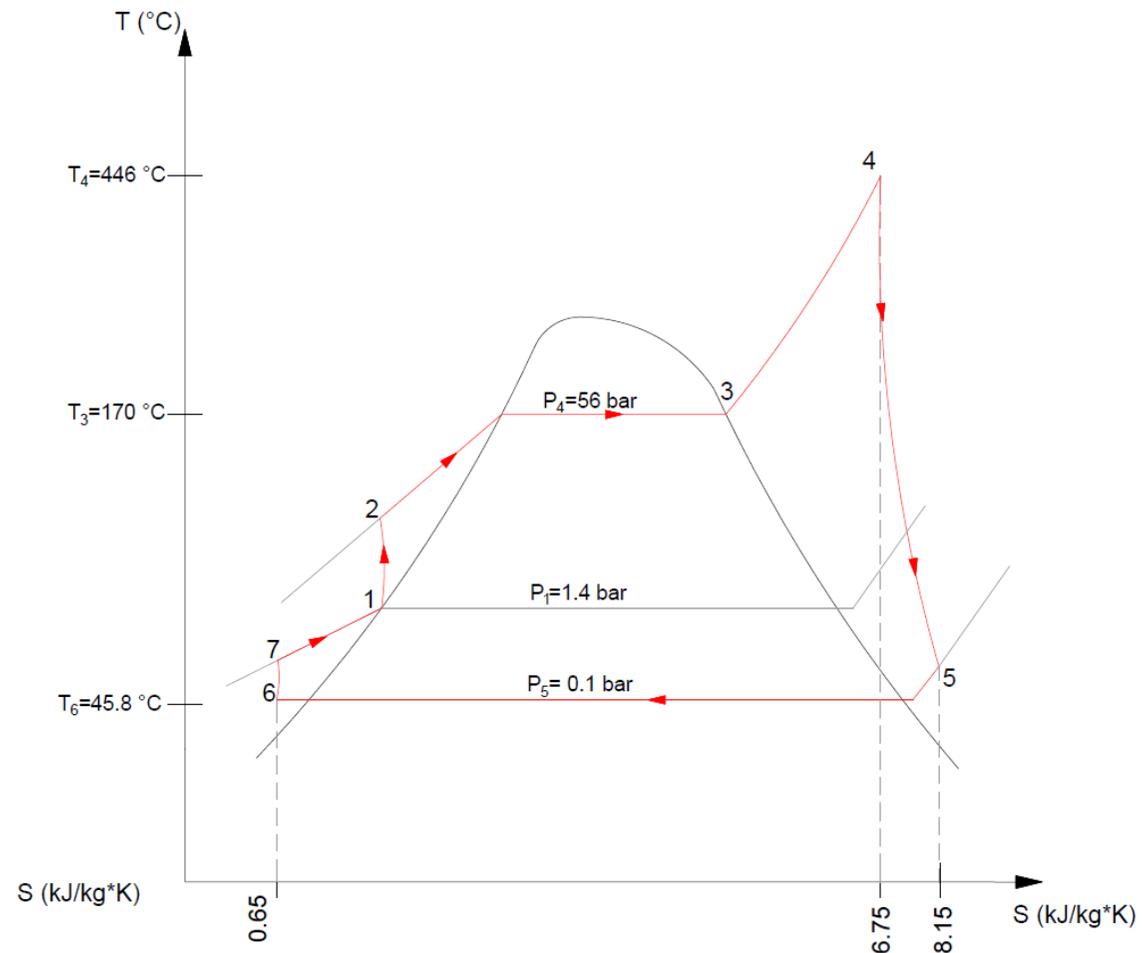


Figura 38. Diagrama ilustrativo T-S por proceso del sistema actual
Fuente: Elaboración propia. Software AutoCAD.

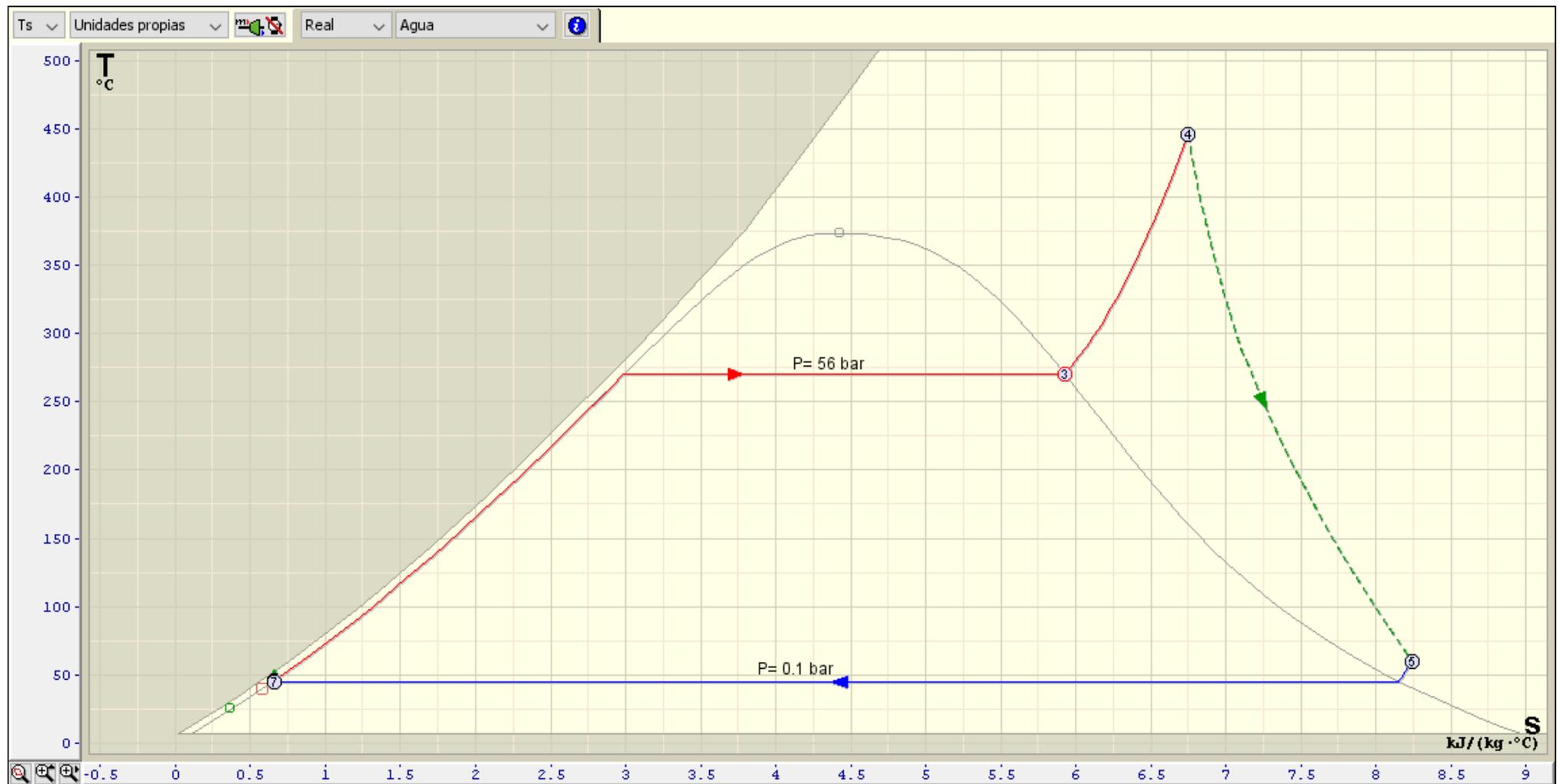


Figura 39. Diagrama termodinámico T-S del sistema actual
 Fuente: Elaboración propia. Software de cálculo y diseño Termocraf.

5.8.2. Esquema general para el sistema propuesto

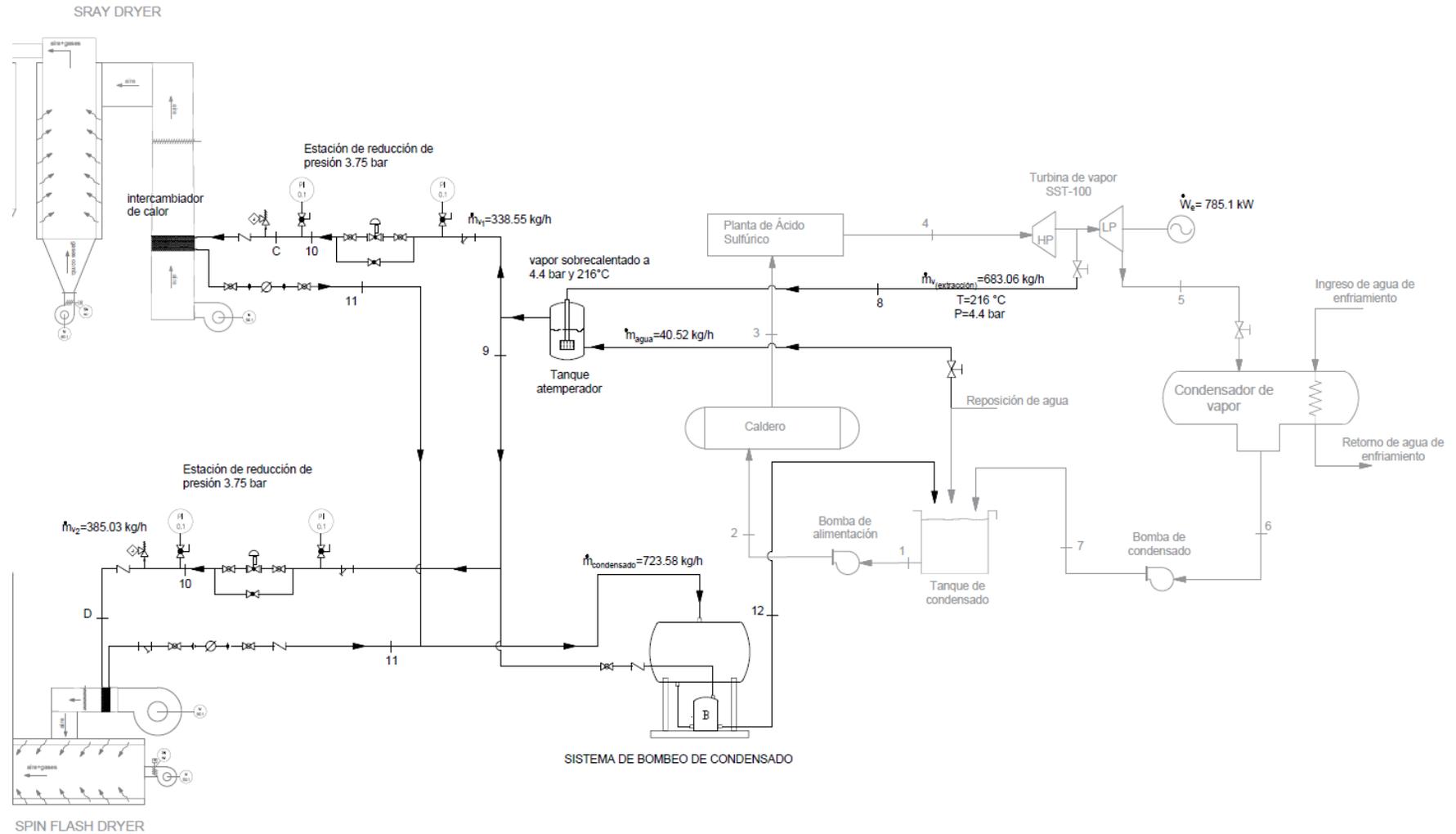


Figura 40. Esquema P&ID del sistema propuesto
Fuente: Elaboración propia

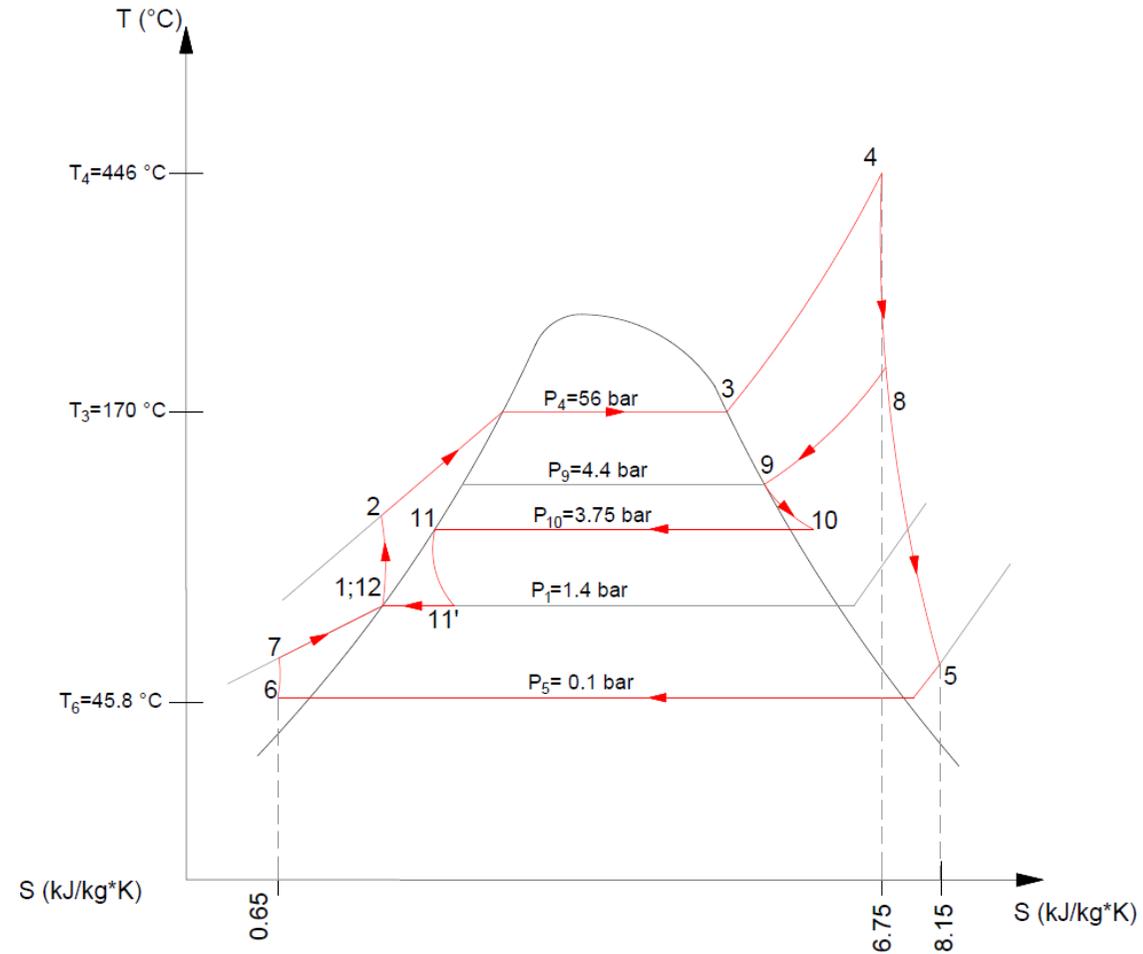


Figura 41. Diagrama ilustrativo T-S por proceso del sistema propuesto.
Fuente: Elaboración propia. Software AutoCAD.

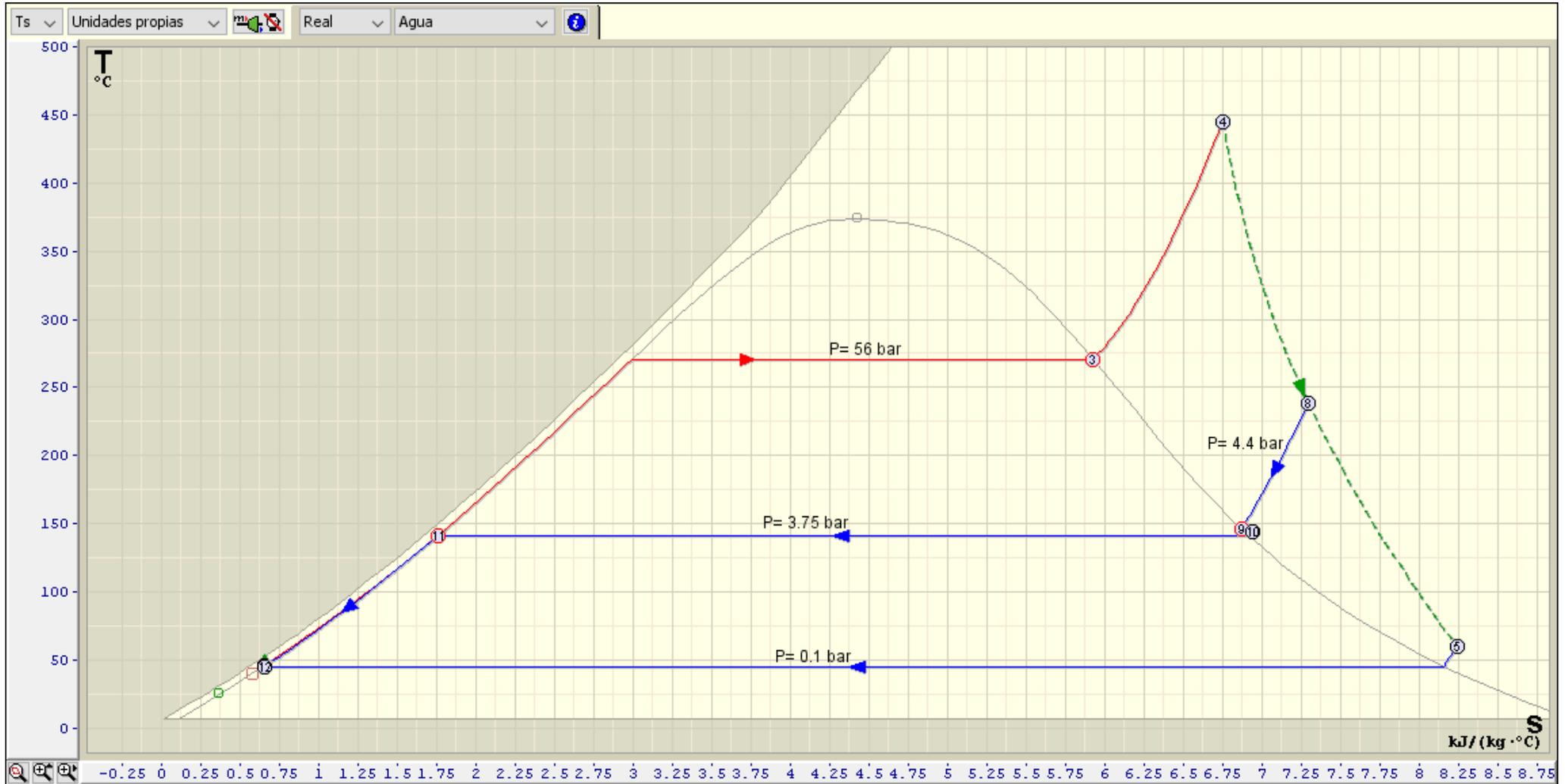


Figura 42. Diagrama termodinámico T-S del sistema propuesto
Fuente: Elaboración propia. Software de cálculo y diseño Termocraf.

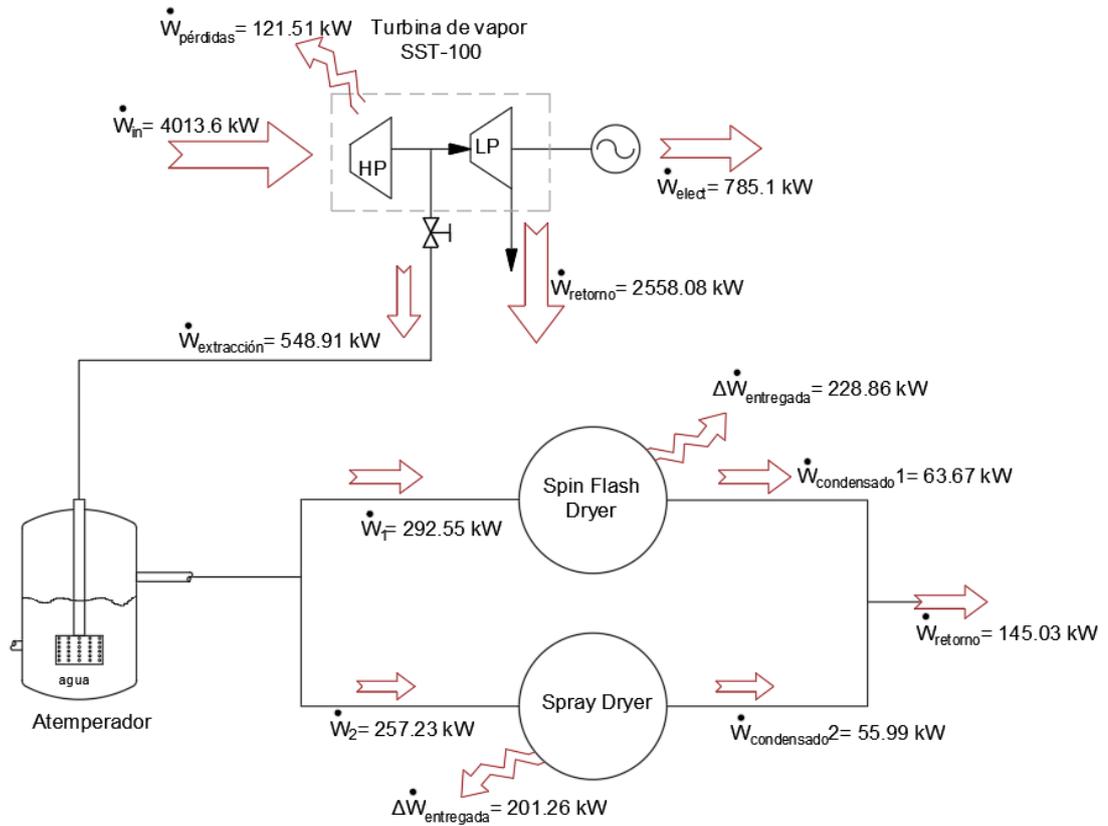


Figura 43. Esquema térmico del sistema propuesto
Fuente: Elaboración propia

CAPITULO VI

ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

6.1. ANÁLISIS DEL AHORRO DE COMBUSTIBLE EN EL SECADOR SPIN FLASH DRYER

El quemador del secador Spin Flash Dryer consume como máximo 114.6 gal/h de GLP en operación. Además, según el cálculo desarrollado en capítulo 5.5.1. Se determinó que al incrementar la temperatura del aire frío de secado desde 17°C hasta 140°C utilizando el intercambiador de calor a vapor, se obtiene un ahorro de combustible de 8.04 gal/h de GLP.

El valor proyectado en el tiempo anual (teniendo en cuenta que la planta opera todo el año con 3 jornadas de trabajo) conlleva a un ahorro en combustible por un monto de \$ 97,699.27 al año. Es importante mencionar que el ahorro obtenido en es solo para el primer secador.

6.2. ANÁLISIS DEL AHORRO DE COMBUSTIBLE EN EL SECADOR SPRAY DRYER

Al igual que en el primer secador, el quemador del secador Spray Dryer consume como máximo 112.5 gal/h de GLP en operación. Además, según el cálculo desarrollado en la sección 5.5.2. Se determinó que al incrementar la temperatura del aire frío de secado desde 17°C hasta 140°C utilizando el intercambiador de calor a vapor, se obtiene un ahorro en combustible de 7.07 gal/h de GLP.

El valor proyectado en el tiempo anual (teniendo en cuenta que la planta opera todo el año con 3 jornadas de trabajo) conlleva a un ahorro en combustible por un monto de \$ 85,912.17 al año.

6.3. ANÁLISIS DEL PRI, TIR Y VAN DEL PROYECTO

En esta etapa se determina la viabilidad del proyecto utilizando dos de las herramientas más empleadas para el análisis de la rentabilidad.

Primero se realiza un breve cálculo del tiempo de retorno de inversión. Para ello debemos de tener en cuenta que la inversión proyectada será de \$450,000.00 (valor estimado según proyectos anteriores ya ejecutados).

6.3.1. Periodo de retorno de inversión (PRI)

Primero se calcula el monto ahorrado neto, el cual consiste en la diferencia entre el monto que se ahorra por el menor consumo de GLP y el monto que se deja de ahorrar por pago de energía eléctrica.

$$\text{Monto total ahorrado} = \text{Monto ahorrado de GLP} - \text{Monto no ahorrado}$$

$$\text{Monto total ahorrado} = 183,611.43 \frac{\$}{\text{año}} - 63,673.16 \frac{\$}{\text{año}}$$

$$\text{Monto total ahorrado} = 119,938.27 \frac{\$}{\text{año}}$$

Tabla 20. Costo de inversión inicial

Costo de inversión inicial	\$450,000.00
*Monto estimado tomando como referencia proyectos pasados ejecutados	

Fuente: Elaboración propia

$$PRI = \frac{I}{B}$$

$$PRI = \frac{\$450,000.00}{119,938.27 \frac{\$}{\text{año}}}$$

$$PRI = 3.75 \text{ años}$$

6.3.2. Tasa interna de retorno (TIR)

Para el cálculo del TIR, Se debe definir el tiempo de utilización del proyecto. El tiempo se define en 7 años, debido a que es el tiempo de vida promedio de los intercambiadores de calor a instalarse.

Tabla 21. Flujos de caja del proyecto

Comentario:	Flujo de caja
Inversión inicial	\$450,000.00
Periodo 0	-\$450,000.00
Periodo 1	\$119,938.27
Periodo 2	\$119,938.27
Periodo 3	\$119,938.27
Periodo 4	\$119,938.27
Periodo 5	\$119,938.27
Periodo 6	\$119,938.27
Periodo 7	\$119,938.27

Fuente: Elaboración propia

$$\sum_{t=1}^n \frac{V_t}{(1 + TIR)^t} - I_0 = 0$$

Reemplazando los valores y calculando:

$$TIR = 18.6\%$$

6.3.3. Valor actual neto (VAN)

Para el cálculo del VAN, además de definir el tiempo de aprovechamiento de 7 años del proyecto, se considerará una tasa de descuento o de interés del 12% anual.

$$VAN = \sum_{t=1}^n \frac{V_t}{(1 + r)^t} - I_0$$

Haciendo uso de la tabla 17. Reemplazando los valores y calculando:

$$VAN = \$97,369.06$$

Una vez determinados el periodo de retorno de inversión (PRI), la tasa interna de retorno (TIR) y el valor actual neto (VAN) se observa que el proyecto es rentable. Es importante resaltar que el tiempo de retorno de inversión es de 3.75 años, mientras que el TIR del proyecto es de 18.6% (valor muy por encima de la tasa de interés del VAN).

CONCLUSIONES

1. Resulta técnico y económicamente factible aprovechar 683.06 kg/h de vapor sobrecalentado extraído desde la turbina Siemens, ya que beneficia económicamente más cuando se emplea en procesos de intercambio indirecto de energía que utilizándolo para generar energía eléctrica.
2. Se ahorra dinero en combustible GLP precalentando el aire de secado que ingresan hacia los secadores Spin Flash Dryer y Spray Dryer.
3. Resulta factible saturar el vapor sobrecalentado haciendo uso de un equipo atemperador. El desarrollo y la viabilidad del sistema se da cuando se alcanza a saturar el vapor extraído. El atemperador es uno de los equipos más importantes en el sistema planteado.
4. Las características propias de la turbina Siemens SST-110 hacen posible la extracción de vapor sobrecalentado a la salida de la primera etapa (vapor de alta) sin afectar la operación ni la garantía del equipo.
5. Implementar el sistema planteado permite recuperar el monto de la inversión en 3.75 años. Una vez cumplido el tiempo, se empieza a ahorrar \$ 119,938.27 anuales.
6. El intercambiador de calor indirecto es el equipo más apropiado para precalentar el aire que ingresan a los secadores, debido a que no contamina el vapor saturado y se recupera como condensado (a la misma presión de vapor saturado).
7. La reducción del consumo de GLP tiene beneficio medio ambiental al reducir las emisiones de carbono.

RECOMENDACIONES

1. Se debe instalar los intercambiadores de calor en el ducto de descarga de los ventiladores para que el flujo másico de aire no disminuya. Además, se debe instalar una válvula de Bypass para poder regresar al sistema original y cortar el flujo de vapor sobrecalentado hacia el atemperador cuando se requiera.
2. El precio del combustible GLP debe estar constantemente supervisándose para que el sistema propuesto tenga el impacto calculado. De disminuir el precio del GLP e incrementarse el costo de la energía eléctrica, se debe considerar mantener el sistema original.
3. Los procesos en planta que lleven consigo calentamiento indirecto deben ser en la mayor medida posible con vapor saturado. Intentando alcanzar los 3,000 Kg/h de vapor que permite extraer la turbina.
4. Se debe realizar una ingeniería de detalle para realizar correctamente la selección y dimensionamiento de los equipos y accesorios tales como válvulas, tuberías, atemperador, aislamiento, soportes, etc.
5. Se deben actualizar los valores del TIR y el VAN para la fecha que se tenga aprobado el monto del financiamiento del proyecto.
6. Se recomienda realizar el control automático de combustión en los quemadores de los secadores y utilizar separadores de gotas en el ingreso a la estación de reducción de presión de vapor.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Cengel, Yunus, y Boles, Michael. 2007. Transferencia de calor y masa. México, D.F : McGraw-Hill.
2. Cengel, Yunus, y Boles, Michael. 2012. Termodinámica. México, D.F: McGraw-Hill.
3. Incropera, Frank y Witt, David. 2009. Fundamentos de transferencia de calor. México :Prencite Hall.
4. Capcha, Meliton. 2007. Termodinámica II. Lima.
5. I. M. Gutierrez. 2017. Fundamentos Básicos de Instrumentación y control, Ecuador: Ediciones USPE.
6. Amau, José. 2010. Ejercicios resueltos de máquinas térmicas. Valencia : Universidad Politécnica de Valencia. Pham, H. (2003).
7. J. P. Holman. 2005. Transferencia De Calor, Madrid: McGraw-Hill
8. Sowell, Tomas. 2013. Economía Básica. España: Deusto SA.
9. Spirax Sarco S.A. Distribución del vapor. Madrid - España : s.n.
10. Postigo, Jaime, y Cruz, Juan. 2010. Termodinámica Aplicada. Editores SRLTDA.