

UNIVERSIDAD DEL BÍO-BÍO  
FACULTAD DE INGENIERIA  
DPTO. DE INGENIERIA MECANICA



REDISEÑO DE SISTEMA DE CALEFACCION  
CON VAPOR PARA SECADORES DE  
ALIMENTOS PARA PECES

SEMINARIO DE TÍTULO PRESENTADO EN  
CONFORMIDAD A LOS REQUISITOS PARA  
OBTENER EL TITULO DE INGENIERO DE  
EJECUCION EN MECANICA.

Patrocinante :

Ingeniero. Sr : Juan Rojas Utreras

Profesor Guía :

Ingeniero. Sr : Luis Cerda Miskulini.

**CRISTIAN ROLANDO RIQUELME BUSTOS**

CONCEPCION – CHILE

2013

## INDICE.

	Pág.
INDICE	2
Resumen	5
CAPITULO I	6
1.1    Introducción	6
1.1.1    Generalidades	6
1.1.2    Origen del problema	6
1.1.3    Objetivos generales	7
1.1.4    Objetivos específicos	7
CAPITULO II	6
2.1    La Empresa	8
2.2    El Producto	8
2.2.1.-    Generalidades	8
2.2.2.-    Tipos de alimentos	9
2.3    Descripción del proceso productivo	10
2.3.1.-    Recepción de materias primas, molienda y dosificación	10
2.3.2    Mezclado, extruido y secado	12
2.3.3    Aceitado, enfriado y empaque	13
CAPITULO III	15
3.1    Descripción del proceso de secado actual	15
3.1.1    Primer secador	15
3.1.2    Segundo secador	16
3.1.3    Condiciones operaciones del proceso de extruido	18
3.1.4    Variables operaciones del proceso de secado	18
CAPITULO IV	19
4.1    Características técnicas del proceso de secado	19
4.1.1    Características técnicas del secador	19
4.1.2    Características técnicas de los ventiladores	21
4.1.3    Características técnicas del calentador de aire y quemador	23
CAPITULO V	24
5.1    Caracterización del proceso de sacado de pellets	24
5.1.1    Instrumentos utilizados en las mediciones	24

5.1.2	Mediciones	26
5.1.3	Balance de masa y energía del primer secador	28
5.1.4	Balance de masa y energía del segundo secador	34
5.1.5	Balance de masa del alimento entrada y salida proceso secador	40
	5.1.5.1 Humedad en base humedad del alimento primer secador	41
	5.1.5.2 Humedad en base humedad del alimento segundo secador	42
5.1.6	Resumen de humedad evaporada por el alimento	43
5.1.7	Validación del proceso de secado caracterización en programa EES	44
CAPITULO VI		46
6.1	Distribución de vapor producido por las calderas planta	46
	6.1.1 Generación de vapor planta	46
	6.1.2 Distribución de vapor sala de caldera	46
	6.1.3 Distribución de vapor líneas de producción	47
6.2	Alternativas de rediseño para el calentamiento de aire para el proceso de secado	49
	6.2.1 Diagrama de vapor y condensado de intercambiadores proyectados	52
6.3	Determinación de calor necesario para calentar el aire	53
	6.3.1 Cálculo de masa y energía para intercambiadores de calor (Proceso 1 y 2)	53
	6.3.2 Cálculo de masa y energía para intercambiadores de calor (Proceso 6 y 16)	55
	6.3.3 Cálculo de masa y energía para intercambiadores de calor (Proceso 7 y 8)	57
	6.3.4 Cálculo de masa y energía para intercambiadores de calor (Proceso 12 y 17)	59
	6.3.5 Balance de masa del alimento entrada y salida proceso secador	61
	6.3.5.1 Masa del producto de alimento entrada al primer secador	61
	6.3.5.2 Masa del producto de alimento entrada al primer secador	62
6.4	Determinación de la cantidad de vapor requerido.	64
	6.4.1 Cálculo de masa de vapor para intercambiadores de calor	64
	6.4.2 Resumen con las alternativas de rediseño del calentamiento del aire para el proceso de secado	66
CAPITULO VII		69
7.1	Estudio y selección de los intercambiadores de calor a vapor.	69
	7.1.1 Estudio de intercambiadores a vapor requeridos	69
	7.1.2 Especificación técnica del equipo y proceso de secado	70
	7.1.3 Cotizaciones del equipo (Intercambiador de calor a vapor)	71
CAPITULO VIII		74
8.1	Estudio del costo de inversión y operación de la implementación.	74

8.1.1	Costos de inversión inicial de la nueva implementación	74
8.1.2	Costos operaciones sistema actual	75
	8.1.2.1 Calculo de calor y masa de combustión	75
	8.1.2.2 Costo del consumo de gas LPG para el proceso secado actual	77
8.1.3	Costos operaciones de la nueva implementación	79
	8.1.3.1 Masa de vapor de la nueva implementación	79
	8.1.3.2 Costo del consumo de vapor para nueva implementación	80
8.1.4	Resumen comparativo con los costos de operación del sistema actual y la nueva implementación	81
CAPITULO IX		81
9.1	Conclusiones	81
9.2	Recomendaciones	82
CAPITULO X		
10.1	Bibliografía	83
CAPITULO XI		
11.1	Anexos	84

## Resumen.

La empresa Ewos Chile Alimentos Ltda., buscando mejorar sus procesos productivos se propuso estudiar un rediseño, debido a la necesidad de tener otra alternativa de calentamiento del aire para el proceso de secado de pellets, esto permitiría centralizar la energía de vapor que producen las calderas disponibles en la empresa, permitiendo enfrentar futuros proyectos más rentables.

El proceso productivo cuenta con 7 líneas, muy idéntica una de otra. El presente estudio se realizó en la línea 5. Esta línea cuenta con dos secadores en cascada, con su sistema de transporte de aire y recirculación totalmente independiente uno de otro, más dos calentadores de aire a gas natural y LPG, para cada secador.

Para llevar a cabo este rediseño, se estudiaron las condiciones del proceso de secado actual, realizando mediciones de bulbo húmedo, bulbo seco y humedad relativa en varias punto del proceso de secado y realizando análisis de laboratorio de humedad del producto a la salida de cada secador, esto permitió realizar un análisis de sensibilidad del proceso de secado, apoyado con software EES. Lo anterior permitió identificar donde se pueden incorporar los intercambiadores de calor a vapor y realizar recomendaciones de sensores y mediciones en línea para mejorar el proceso actual de secado.

Una vez validado el análisis de sensibilidad, con cálculos obtenidos, se realizó el análisis de la disponibilidad de vapor en planta, apoyado con un estudio realizado por la empresa Termodinámica que realizo una auditoría de vapor en planta.

Se estudiaron las alternativas de diseño para el calentamiento del aire para el proceso de secado y los cálculos de las capacidades de cada intercambiador y estudio de modelo más eficiente para este proceso de aire – vapor, llegando a la conclusión de ocupar Intercambiadores de banco con tubos aletados.

Finalmente se puede concluir que el costo de la energía para el proceso de secado actual y el rediseño no tiene grandes diferencia de ahorro por concepto de costo de energía, pero existe una reducción de gases de combustión al ambiente y disminución de temperaturas en el proceso de secado.-

## **CAPITULO I**

### **1.1 INTRODUCCION**

#### **1.1.1 GENERALIDADES**

Se entiende por secado de alimento húmedo a la extracción de agua del producto. Operación que se lleva a cabo en la mayoría de los casos evaporando el agua por adición de calor sensible del aire, por lo tanto en la operación básica de secado interviene dos factores importantes, la transferencia de calor para suministrar el calor latente de evaporación necesario y el movimiento del agua o vapor de agua a través del producto alimenticio y la separación del mismo.

#### **1.1.2 ORIGEN DEL PROBLEMA**

El alto grado de competencia presente en el mercado nacional e internacional obliga a las empresas a realizar constantes revisiones en todos sus departamentos buscando optimizar y mejoras en la calidad de sus productos o servicios.

Para ello la empresa procesadora de alimentos para salmones Ewos Chile Alimentos Ltda., con el propósito de optimizar y mejorar cada día sus procesos, ha querido desarrollar un rediseño del sistema de calentamiento de aire para secado de alimento para peces. El secado desempeña un importante papel en la industria de consumo. Se entiende por secado el procedimiento adaptado para eliminar el líquido de un producto, ya sea por evaporación natural o por vaporización con aporte, por lo general, de calor. La energía se genera por dos alternativas de consumo, gas natural y gas LPG, debido a los grandes problemas de desabastecimiento de unos de estos combustibles en el pasado y la tendencia al alza de precios de estos combustibles. Esto permite pensar en nuevas alternativas

de energía dentro del mismo proceso y lleva a pensar en utilizar las calderas existentes y centralizar la generación de energía y desde ahí pensar en futuros proyectos.

### 1.1.3 OBJETIVOS GENERALES

- Estudiar alternativa de calentamiento del aire para el proceso de secado de alimento para peces (pellets).
- Centralizar la energía disponible en el vapor que producen las calderas de la empresa Ewos Chile Alimentos Ltda.

### 1.1.4 OBJETIVOS ESPECIFICOS

- Caracterizar el proceso de producción de alimento para peces (pellets).
- Determinación de la disponibilidad de vapor producido por las calderas.
- Determinación del requerimiento de vapor para calentar el aire del proceso de secado de alimento para peces (pellets).
- Estudio económico de las implementaciones del nuevo sistema de calentamiento de aire del sistema de secado de alimentos para peces (pellets).

## **CAPITULO II**

### **2.1 LA EMPRESA**

La historia de EWOS en Chile comienza en 1995 cuando Ewos Group adquiere Alimentos Mainstream S.A y su Planta ubicada en la ciudad de Coronel, en la Región del Bío Bío, dando origen a Ewos Chile S.A.

Actualmente Ewos Chile Alimentos Ltda. lidera el mercado de alimento para salmones en el país, con diferentes dietas para engorda tanto para la etapa de mar como la de agua dulce. La Compañía abastece a varias de las más importantes empresas salmoneras del país, con las que además mantiene estrechos vínculos.

La empresa tiene sus oficinas comerciales en Puerto Montt, donde se encuentra la Gerencia General, la gerencia de compras, el área Comercial y de Asistencia Técnica. Además, cuenta con una Central de Distribución en la zona de Chinquihue en las afueras de Puerto Montt.

La planta de proceso y fabricación está en la ciudad de Concepción, en Coronel cercana a uno de los principales puertos de Chile. Hoy en día la Planta cuenta con 7 líneas de Producción.

### **2.2 EL PRODUCTO**

#### **2.2.1 GENERALIDADES**

A diferencia de otros productos alimenticios chilenos, el de los peces nació principalmente para atender a la salmonicultura, esta vocación tomó cuerpo, a principios de los años 80 con una clara integración vertical de la propiedad de



estas empresas salmoneras. El cultivo de salmónidos ha mostrado el mayor dinamismo y crecimiento dentro del sector acuicultor, de ahí que se le reconozca como la de mayor importancia y gravitación en el ámbito de los cultivos hidrobiológicos.

El alimento constituye uno de los elementos principales dentro de la cadena de producción de las distintas especies de peces. En la producción de salmones y truchas representa cerca del 60% a 70% de los costos, porcentaje que no considera el valor del pigmento. Sin embargo el alimento ha sido uno de los mayores logros que ha experimentado la industria salmonera en los últimos años debido que ha ayudado a aumentar significativamente su eficiencia en la producción de salmones, acercando cada vez más a Chile al nivel de los mercados líderes.

### 2.2.2 TIPOS DE ALIMENTOS

Las empresas productoras de alimentos para salmones ofrecen dos tipos de alimentos, Pellet y Extruído.

Ewos hoy en día, siguiendo las técnicas de vanguardia, produce alimento extruído el que se obtiene transformando una mezcla de ingredientes secos que van del orden de un 50% para harina de pescado de buena calidad ( %densidad y cantidad de histamina ), harinas de trigo en un 12%, aceite de pescado sobre un 18%, porcentaje de humedad no superior al 8% y el resto depende del tipo de dieta; en las cuales pueden utilizarse proteínas, harinas de soya importadas, vitaminas, minerales, pigmentos y aditivos en general.

Es importante señalar que el uso de alimento extruído de alta energía, mejores técnicas de alimentación y aumento de la conversión del alimento han disminuido los tiempos de inicio de cosecha.

Esta clara ganancia de eficiencia, que además como consecuencia implica beneficios ecológicos, fue posible gracias a la tecnología de fabricar alimento extruído, tecnología de vanguardia que utiliza elementos como presión y temperatura para expandir y moldear las materias primas, lo que permite obtener un producto más poroso y con esto una mayor incorporación de aceite en el alimento.

Si se compara en líneas generales el alimento pelletizado con el alimento extruído, se puede decir que, comparativamente, el pellet normalmente sólo alcanza un nivel de absorción de un 18% de lípidos, en cambio con el alimento extruído se puede lograr alcanzar un 33%. El alimento extruído contiene, por lo tanto, más energía, menos proteína – insumo más caro respecto al aceite – permite a su vez una mayor digestibilidad de los insumos y contiene un menor nivel de fósforo, factores estos últimos de relevancia ecológica, para evitar la eutrofización en los lagos, en particular para los centros de agua dulce.

## 2.3 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO PRODUCTIVO

La fábrica posee siete líneas de producción totalmente automatizada, que son operadas por personal calificado. El proceso productivo de la fábrica se basa según los esquemas que se muestran a continuación.

### 2.3.1 RECEPCIÓN DE MATERIAS PRIMAS, MOLIENDA Y DOSIFICACIÓN

La recepción de materias primas se realiza a través de camiones con descarga directa a transportadores o descarga manual; luego esta es dirigida a los molinos para su trituración; posteriormente son enviados a tolvas de producto apto para su uso, desde estas tolvas son dosificados por medios de sistemas de PLC a básculas calibradas a razón de la receta que se desea preparar.

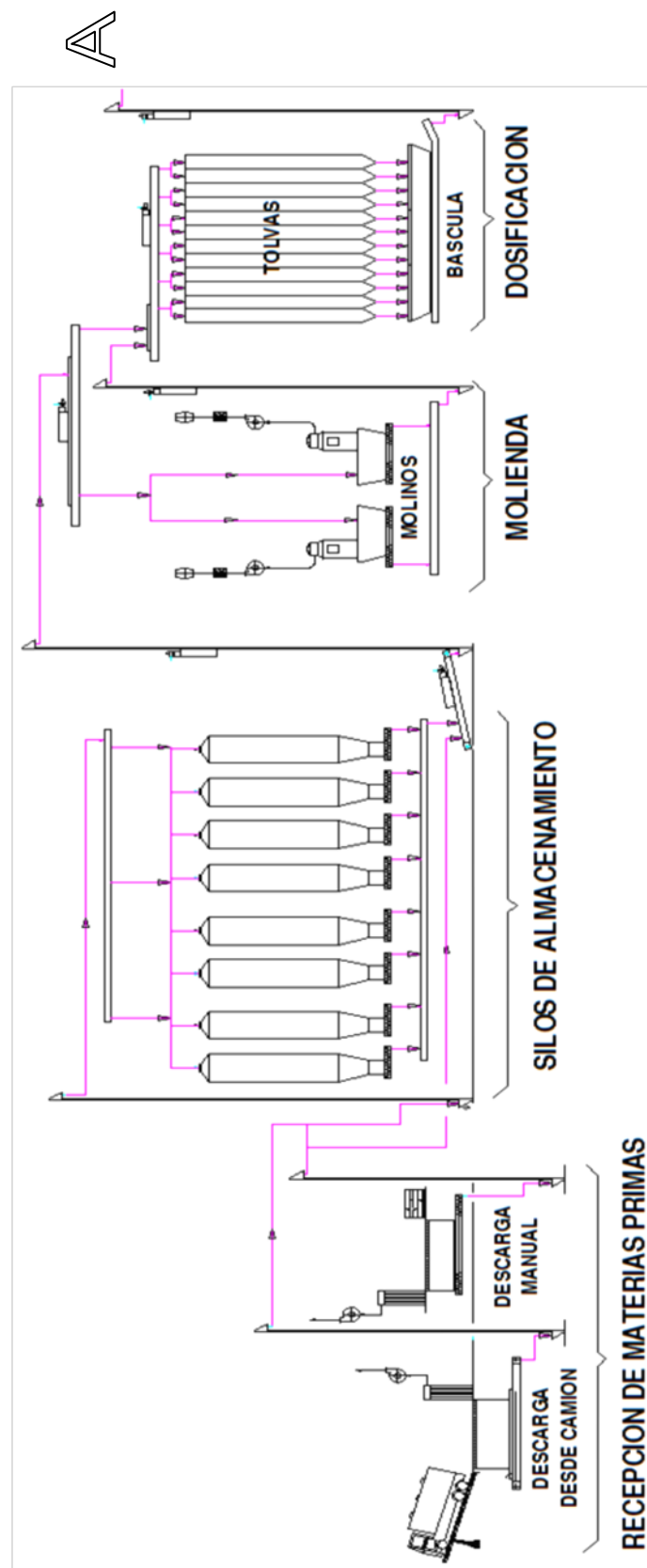


Figura 2.1 Diagrama de recepción de materias primas, molienda y dosificación

### 2.3.2 MEZCLADO; EXTRUIDO Y SECADO

Desde el punto A, luego de la dosificación (dieta) el producto es mezclado y luego acondicionado con agua, vapor y aceite para su extrusión. Al ser la dieta procesada por el extrusor y ésta es transformada a pellets húmedo de diferente calibre, según lo requerido en los planes de producción. Los pellets recién extruídos son enviados a secadores de doble paso con lo que se baja su humedad desde un 20% a un 8% aproximadamente quedando estos aptos para la adición de aceite.

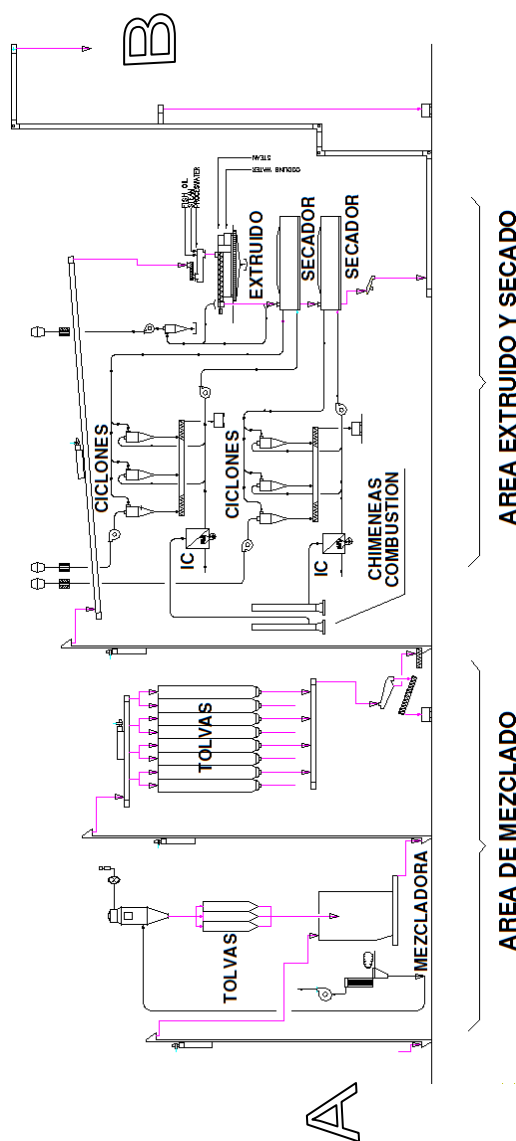


Figura 2.2 Diagrama de mezclado, extruido y secado.

### 2.3.3 ACEITADO, ENFRIADO Y EMPAQUE

En el punto B, se recibe el pellets seco el cual es enviado al mezclador (aceitados), en donde se le adiciona aceites (vegetal y marino) a razón de un 20 a 25% según la dieta a fabricar, este equipo funciona con un sistema que provoca una cámara de vacío de 0.5 bar, para extraer todo el aire desde el pellets y luego aplicar una lluvia de aceite dosificado, para finalmente restablecer la presión ambiente dentro de la cámara e incorporar perfectamente el aceite al interior del pellet. Luego de este proceso el producto se enfría para finalmente ser empacado en bolsas de 25 kg y pallet de 1250 kg o maxisacos de igual peso.

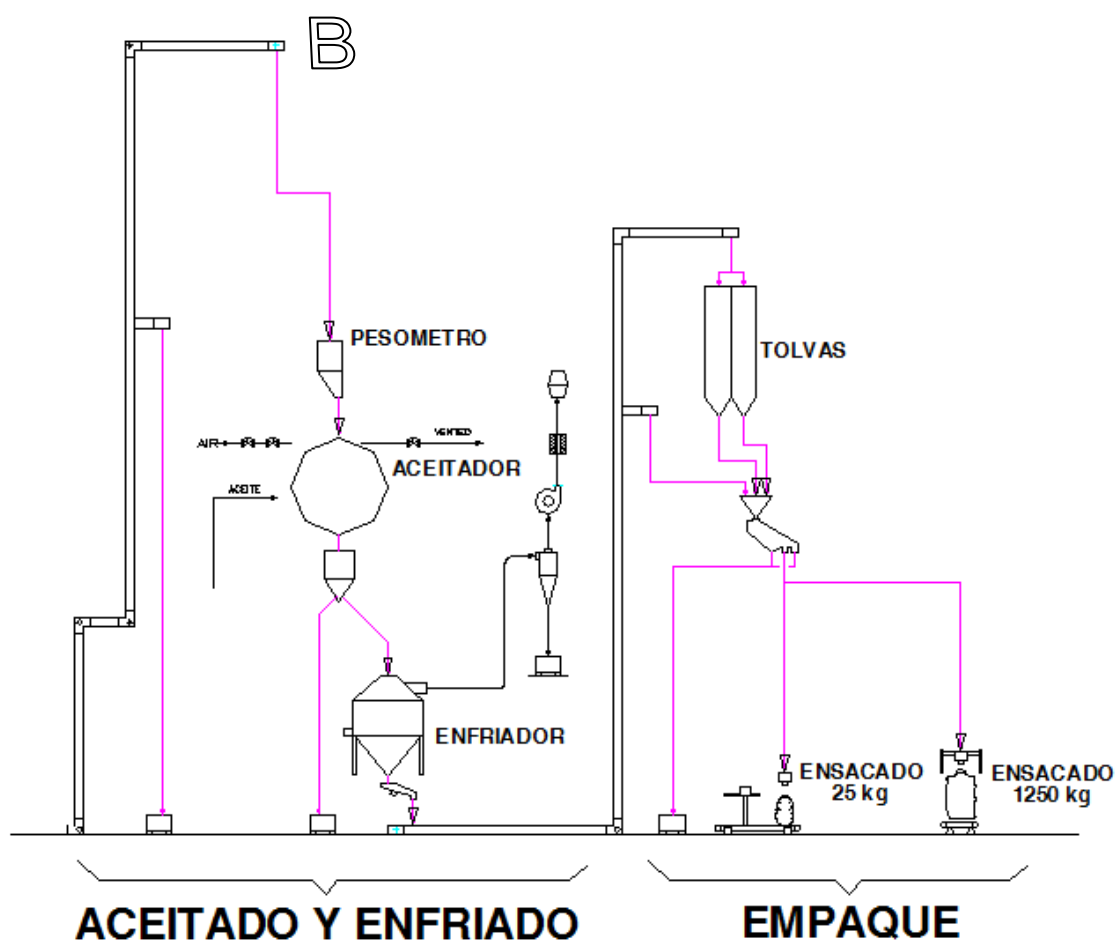


Figura 2.3 Diagrama de aceitado, enfriado y empaque.

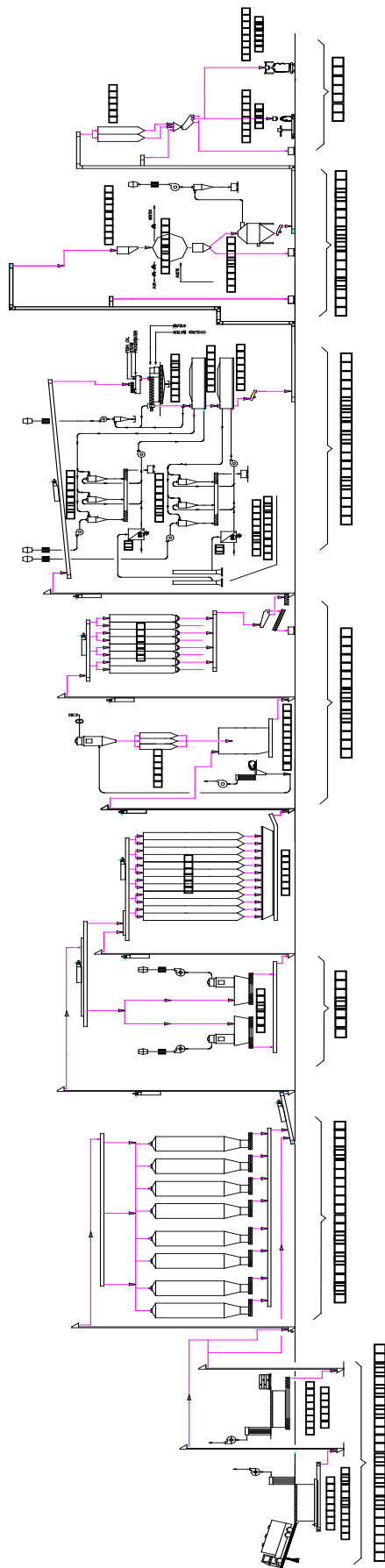


Figura 2.4 Diagrama de proceso general.

## CAPITULO III

### 3.1 DESCRIPCION DEL PROCESO DE SECADO ACTUAL

Este proceso consta de dos secadores en cascada y comienza con los pellets recién extruidos a una temperatura de 100°C aproximadamente y son enviados a la etapa de secado donde baja su humedad desde un 20% a un 8% aproximadamente y disminuyendo su temperatura a 50°C, quedando aptos para la etapa de adición de aceite.

El proceso global se indica en la figura 4.1.

#### 3.1.1 PRIMER SECADOR

Este proceso comienza con la alimentación de aire fresco a temperatura ambiente 15°C, aproximadamente, calentándolo con un quemador a gas (Licuado LPG o Gas Natural) a una temperatura de 250 °C aproximadamente. El aire caliente es extraído con un ventilador centrífugo, incorporándose a esta extracción dos recirculaciones que bajan la temperatura entre unos 100 a 120°C aproximadamente y enviado al primer cuerpo de secado, con un bajo porcentaje de humedad relativa producida por la alta temperatura del calentador de aire (250°C aproximadamente), esto permite captar mucha humedad del alimento (pellets). La salida del aire del secador parte se recircula en los dos puntos antes mencionado y así aprovechar su temperatura de 70°C, aproximadamente, la otra parte se expulsa con un ventilador centrífugo a la atmósfera pasando antes por un proceso de lavado de gases, así logra una renovación del aire saturado. Los dos puntos de recirculación cuentan con ciclones que separan el sólido en suspensión producido interiormente en el proceso. La cantidad de aire a recircular la regula la capacidad de los ventiladores y su apertura de dumper, que son variables a controlar dependiendo del producto a secar. Otra variable a controlar y modula el

encendido y apagado del quemador del calentador, es la temperatura de entrada al secador, cuando llega a la temperatura deseada (100 a 120 °C aproximadamente) el quemador del calentador de aire se apaga y una vez que baja la temperatura de los 100°C, aproximadamente, se enciende, esto se visualiza desde cada sala de control de cada línea de proceso. Lo anterior se esquematiza en la Figura 4.1.

### 3.1.2 SEGUNDO SECADOR

Este proceso es idéntico a la primer cuerpo de secado solo varían las variables del proceso de secado, apertura de dumper aire fresco del calentador de aire, temperatura de salida del calentador aire y apertura de dumper de recirculación, estas variables regulan la temperatura de entrada de aire al segundo cuerpo de secado y modula, al igual que el primer secador, el encendido y apagado del quemador del calentador de aire, esta temperatura, dependiendo del producto a secar, debería tener unos 40°C a 50°C menos que la temperatura de entrada del primer secador, quedando en una temperatura de 70°C, aproximadamente, de entrada al segundo secador.

Las variables operacionales en ambos secadores dependen del calibre a secar y la densidad del producto. El tiempo de retención en total en ambos secadores es de 30 a 40 minutos aproximadamente, manejando las camas de alimento (pellets) de forma rápida en el primero secador y lenta en el segundo secador, entendiéndose que en el segundo secador es más difícil extraer la humedad, debido a la adherencia de la humedad en el alimento (pellet). La altura de cama depende de lo antes mencionado, es decir calibre a fabricar, la densidad del producto y el tiempo de retención.

A continuación se detalla el proceso de secado indicado en la figura 4.1.



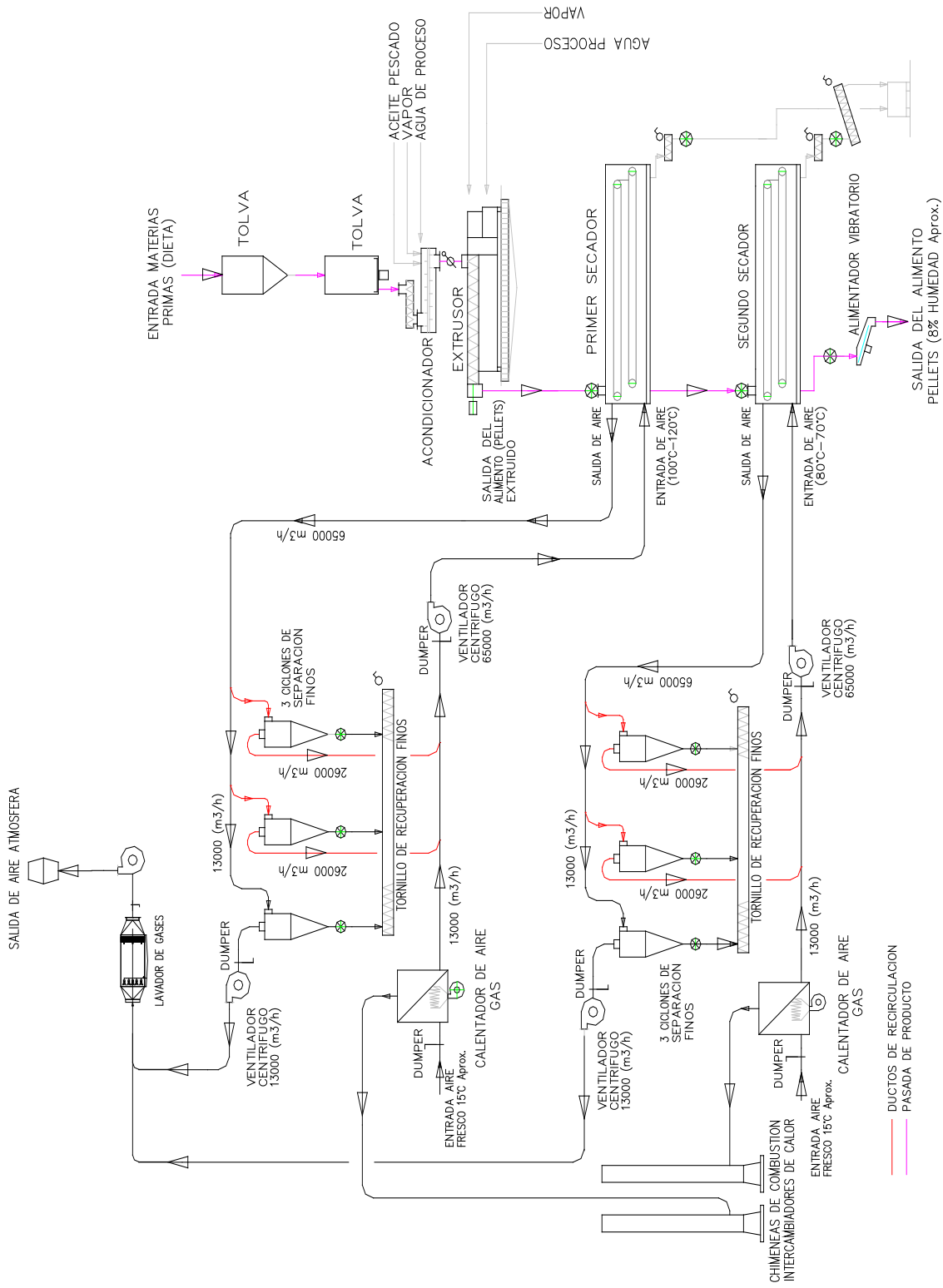


Figura 3.1 Diagrama del proceso de secado.

### 3.2 CONDICIONES OPERACIONES DEL PROCESO DE EXTRUIDO

La dieta es acondicionada con agua, vapor y aceite para su extrusión. Al ser la dieta procesada por el extrusor, ésta es transformada en alimento (pellets) húmedo de diferente calibre de alta energía y energía normal, de esto depende la cantidad de agua y vapor

- a) Dieta en  $\left(\frac{kg}{h}\right)$
- b) Agua en  $\left(\frac{kg}{h}\right)$
- c) Vapor en  $\left(\frac{kg}{h}\right)$
- d) Aceite en  $\left(\frac{kg}{h}\right)$

### 3.3 VARIABLES DEL PROCESO DE SECADO

- a) Apertura de dumper de aire fresco al calentador.
- b) Temperatura de salida del calentador. °C
- c) Apertura de dumper de recirculación de aire.
- d) Temperatura de entrada y salida secador. °C
- e) Diferencial de presión dinámica de entrada y salida secador.

### 3.4 VARIABLES OPERACIONALES DEL PROCESO SECADO

- a) Tiempo de retención del alimento (pellets) en los secadores. min.
- b) Altura de capa del alimento (pellets) en los secados. mm.
- c) Humedad de entrada del alimento (pellets) en el primer secado. %
- d) Temperatura del alimento (pellets) en la salida del extrusor. °C

- e) Humedad a la salida del alimento (pellets) en el segundo secador. %
- f) Temperatura del pellet a la salida del segundo secador. °C

## CAPITULO IV

### 4.1 CARACTERISTICAS TECNICAS DE LOS EQUIPO DEL PROCESO SECADO

El diseño BT del secador tipo horizontal Sprout – Matador permite a todos los ductos de aire, ciclones y calentador de aire, ser montados en forma exterior a la cámara de secado. Este concepto proporciona un alto grado de flexibilidad en la instalación reduciendo la cámara de secado requerida y permite al secador ser provisto como una unidad montada que reduce costos de instalación.

#### 4.1.1 CARACTERISTICAS TECNICAS DE LOS SECADOR

Nombre	=	Sprout – Matador
Tipo	=	Primer secador Horizontal BT 2 x 10
Tipo	=	Segundo secador Horizontal BT 2 x 12
Nº de pasos	=	Dos.
Nº de ventiladores	=	Dos.
Tiempo retención	=	15 min.



Figura 4.1 Secador Sprout-Matador.

#### 4.2.2 CARACTERISTICAS TECNICAS DE LOS VENTILADORES.

Nombre	=	Ventilador centrifugo.de entrada de aire al secador.
Tipo	=	DAT 900 – 132/R.
Caudal	=	65.000 $\left(\frac{m^3}{h}\right)$ .
Velocidad de giro	=	1.500 (rpm).
Temperatura aire	=	100 ( $^{\circ}C$ )
Potencia	=	132 (kW)



Figura 4.2 Ventilador centrífugo de entrada aire al secador.

Nombre	=	Ventilador centrífugo salida de la atmósfera.
Tipo	=	DAT 450 – 18,5/R.
Caudal	=	13.000 ( $m^3/h$ ).
Velocidad de giro	=	3.000 ( $rpm$ ).
Temperatura aire	=	60 ( $^{\circ}C$ ).
Potencia	=	15 ( $kW$ ).



Figura 4.3 Ventilador salida aire a la atmósfera

#### 4.3 CARACTERISTICAS TECNICAS DEL CALENTADOR DE AIRE Y QUEMADOR.

Nombre	=	Calentador de aire-gas.
Tipo	=	V 1300 Aire – Aire.
Combustible	=	Gas natural o LPG
Caudal Max. aire	=	16.000 $\left(\frac{m^3}{h}\right)$ .
Temperatura aire salida	=	250 ( $^{\circ}C$ ).
Potencia térmica	=	1300 ( $kW$ ).



Figura 4.4 Calentador de aire-gas.



Figura 4.5 Quemador Weishaupt a gas.

## CAPITULO V

### 5.1 CARACTERIZACION DEL PROCESO DE SECADO DE ALIMENTO (pellets)

El trabajo comienza con el estudio sicrométrico del proceso de secado, puesto que se necesita conocer las propiedades termodinámicas y los procesos con aire húmedo.

Las propiedades que se estudiarán en principio son temperatura de bulbo seco, temperatura de bulbo húmedo, humedad específica como entalpía del aire húmedo y humedad relativa.

Se destaca que la determinación de la temperatura de bulbo húmedo y la temperatura de bulbo seco son de vital importancia, porque permiten ir a la carta sicrométrica y con ella obtener todas las propiedades del aire húmedo o bien utilizando el software "EES".

I

#### 5.1.1 INSTRUMENTOS UTILIZADOS

Para medir algunas propiedades del proceso de secado en varios lugares del proceso, según los puntos de muestreos, indicados en la figura 6.4, se utilizaron los siguientes instrumentos:



- Figura 5.1 Termómetro Bimetálico 0+200 C





- Figura 5.2 Termómetro Bimetálico 0+500 C



- Figura 5.3 Equipo portátil de medición de humedad relativa y temperatura bulbo seco.

### 5.1.2 MEDICIONES

Las mediciones fueron realizadas en línea 5 sobre la dieta omega 3000, de la cual se obtienen los valores indicados en tablas 6.1 a 6.5

A continuación se muestra esquema de muestreo.

Secador Línea 5

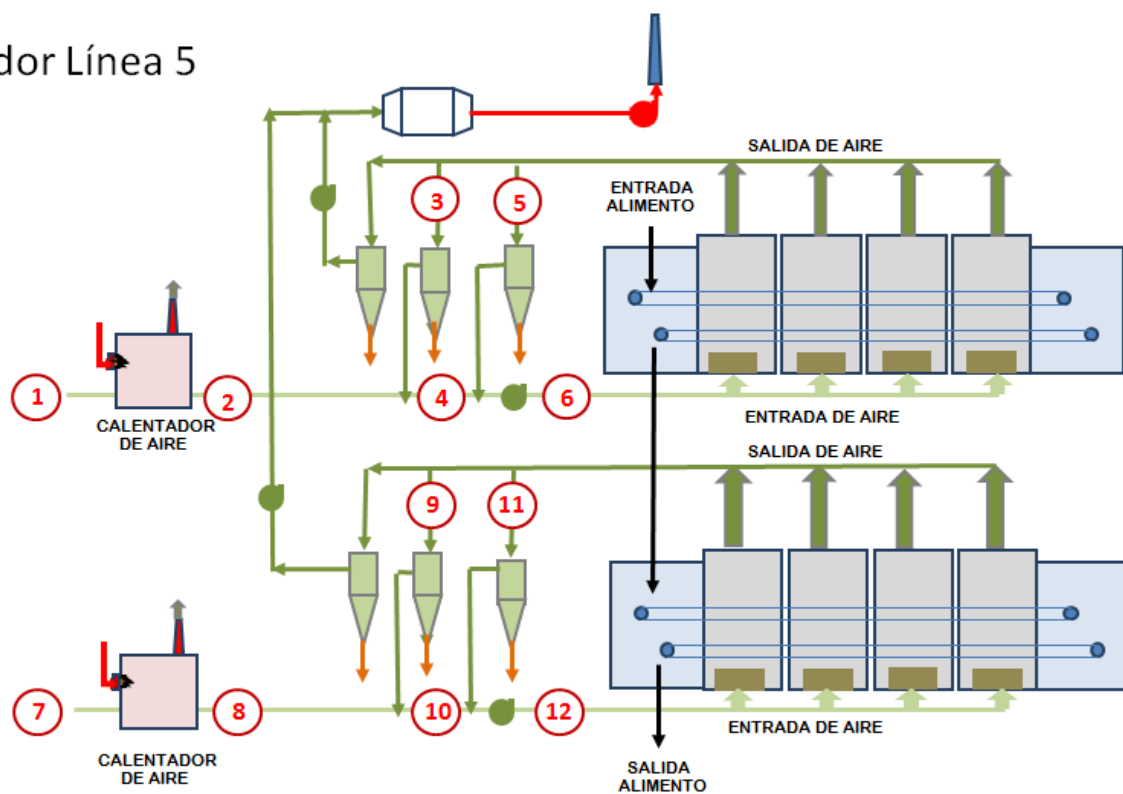


Figura 5.4 Esquema de muestreo

Puntos de muestreo 1-2-3-5-6-7-8-9-11-12.

Puntos de mezclado 4-10

## CONDICIONES Y VARIABLES

Tabla 5.1 Condiciones operacionales del extrusor

Equipo	Dieta (kg/h)	Agua (kg/h)	Vapor (kg/h)	Aceite (kg/h)	Total 12262(kg/h)
Acondicionador	10500	1000	620	142	

Tabla 5.2 Condiciones de secado

Equipos	Tiempo de retención Min.	Altura de cama mm.	Humedad pellets entrada %	T° pellets entrada °C	Humedad pellets salida %	T° pellets salida °C
Primer secador	15	200	20,04	90	11,32	50
Segundo secador	15	200	11,32	50	5,40	46

Tabla 5.3 Variables de calentador de aire

Equipos	Temperatura entrada de aire fresco °C puntos 1 y 7	Humedad relativa entrada de aire puntos 1 y 7	Apertura dumper entrada aire fresco % puntos 1 y 7	Temperatura salida °C, punto 2 y 8
Calentador primer secador	15°C	70%	50%	270 °C
Calentador segundo secador	15°C	70%	50%	210 °C

Tabla 5.4 Variables de los secadores

Equipos	T° bulbo seco °C entrada-salida puntos 6 y 12	T° bulbo húmedo °C entrada- salida puntos 6 y 12
Primer secador	100-75	60-60
Segundo secador	85-65	50-50

Tabla 5.5 Variables de los puntos de recirculación

Equipos	T° bulbo seco °C puntos 3 y 5	T° bulbo húmedo °C puntos 9 y 11	Apertura dumper
Primer secador	75-75	60-60	82%
Segundo secador	65-65	50-50	77%

### 5.1.3 BALANCE DE MASA Y ENERGIA PRIMER SECADOR

Con la finalidad de conocer la masa de líquido absorbido por el aire, se debe conocer la masa de producto húmedo por unidad de tiempo que ingresa al secador y sus respectivas humedades a la entrada y salida de éste.

### CALCULO DE MASA Y ENERGIA CALENTADOR DE AIRE (Proceso 1-2)

Es necesario para este trabajo, cuantificar la masa de aire que ingresa al sistema, como la masa de aire que recircula y vuelve a ingresar al secador.

### DATOS ENTRADA AIRE AL CALENTADOR.

Los siguientes datos fueron obtenidos a la entrada del calentador de aire punto 1 de muestreo.

Temperatura de bulbo seco ( $t_{BS1}$ ) = 15° C

Humedad relativa ( $\phi$ ) = 0,7  $\Rightarrow$  70%

#### VARIABLES DEL SISTEMA

Caudal Aire ( $\dot{V}_1$ ) = 13.000 ( $Nm^3/h$ )

Apertura de dumper = 50%

Caudal de aire entrada al calentador ( $\dot{V}_1$ ) = 6500 ( $Nm^3/h$ )

#### DATOS OBTENIDOS DE SOFTWARE EES

Volumen específico ( $v_1$ ) = 0,7772 ( $m^3/kg$ )

Humedad específica ( $w_1$ ) = 0,007417 ( $kg_v/kg_{a.s}$ )

Entalpía del aire húmedo ( $h_1$ ) = 33,85 ( $kJ/kg$ )

#### MASA DE AIRE

$m_{\text{aire}}$  = Masa de aire.

$$m_{\text{aire}} = \frac{\dot{V}_1}{v_1} = \frac{6500 \left( \frac{Nm^3}{h} \right)}{0,7772 \left( \frac{m^3}{kg} \right)} = 8363,35 \left( \frac{kg}{h} \right) \Rightarrow 2,3 \left( \frac{kg}{s} \right)$$

#### DATOS SALIDA DEL CALENTADOR DE AIRE

Los siguientes datos fueron obtenidos en la salida del calentador de aire punto 2 de muestreo.

Temperatura de bulbo seco ( $t_{BS2}$ ) = 270° C

DATOS OBTENIDOS DE SOFTWARE EES

Volumen específico ( $v_2$ ) = 0,7772 ( $m^3/kg$ )

Humedad relativa ( $\phi_2$ ) = 0,0001862

Entalpía del aire húmedo ( $h_2$ ) = 296,7 ( $kJ/kg$ )

MASA DE AIRE

$$m_{2aire} = m_{1aire} = 8363,35 \left( \frac{kg}{h} \right)$$

HUMEDAD ESPECIFICA

$$w_1 = w_2 = 0,007417 \left( \frac{kg_v}{kg_{a.s}} \right)$$

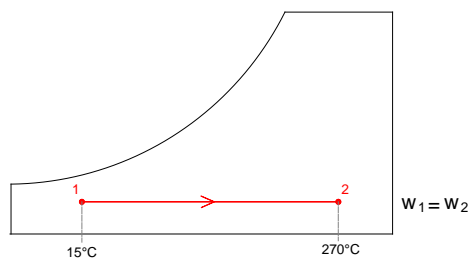


Fig. 5.5 Proceso sicrométrico  $w_1 = w_2$

CAUDAL DE AIRE

$$\dot{V}_2 = \dot{V}_1 = 6500 \left( Nm^3/h \right)$$

DATOS DEL AIRE EN PUNTOS DE RECIRCULACION

Los siguientes datos fueron obtenidos en puntos de muestreo 3 y 5

Temperatura de bulbo seco ( $t_{BS3-5}$ ) = 75°C

Temperatura de bulbo húmedo ( $t_{BH3-5}$ ) = 60°C

Apertura de dumper de recirculación = 82%

#### DATOS OBTENIDOS DE SOFTWARE EES

Entalpía del aire húmedo ( $h_{3-5}$ ) = 483,5 ( $\frac{kJ}{kg}$ )

Humedad específica ( $w_{3-5}$ ) = 0,1541 ( $\frac{kg_v}{kg_{a.s}}$ )

Volumen específico ( $v_{3-5}$ ) = 0,7763 ( $\frac{m^3}{kg}$ ).

Humedad relativa ( $\phi_{3-5}$ ) = 0,52  $\Rightarrow$  52%

#### CAUDAL DE AIRE DE RECIRCULACION

$$\square V_{3-5} = 26000 \left( \frac{Nm^3}{h} \right)$$

$$\square V_{3-5} = (\square V_{3-5} \cdot \text{Apertura de dumper de recirculación})$$

$$\square V_{3-5} = (26000 \cdot 0,82\%) = 21320 \left( \frac{Nm^3}{h} \right)$$

$$\square V_{3-5} = 21320 \left( \frac{Nm^3}{h} \right)$$

#### MASA DE AIRE

$$m_{3-5\text{aire}} = \frac{\square V}{v} = \frac{21320 \left( \frac{Nm^3}{h} \right)}{0,7763 \left( \frac{m^3}{kg} \right)} = 27463,60 \left( \frac{kg}{h} \right)$$

#### CALCULO DEL PRIMER PUNTO DE MEZCLA DE AIRE (Proceso 2-3-4)

El siguiente cálculo se obtiene en el primer punto de mezclado 4

### MASA DE AIRE

$$m_4 = m_2 + m_3 = 8363,35 \left( \frac{kg}{h} \right) + 27463,60 \left( \frac{kg}{h} \right) = 35826,95 \left( \frac{kg}{h} \right)$$

### CALCULO DE ENTALPIA

$$m_2 \cdot h_2 + m_3 \cdot h_3 = m_4 \cdot h_4$$

$$h_4 = \frac{(m_2 \cdot h_2) + (m_3 \cdot h_3)}{m_4}$$

$$h_4 = 442,30 \left( \frac{kJ}{kg} \right)$$

### CALCULO DE HUMEDAD ESPECIFICA

$$m_2 \cdot w_2 + m_3 \cdot w_3 = m_4 \cdot w_4$$

$$w_4 = \frac{(m_2 \cdot w_2) + (m_3 \cdot w_3)}{m_4}$$

$$w_4 = 0,1198 \left( \frac{kg_v}{kg_{a.s}} \right)$$

### CALCULO DE TEMPERATURA

$$t_4 = t_3 + \frac{m_2}{m_4} \cdot (t_2 - t_3)$$

$$t_4 = 120,52^\circ\text{C}$$

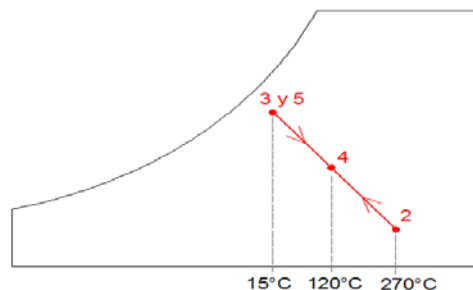


Fig. 5.6 Proceso sicrométrico de mezcla (estado 4)



## CALCULO DEL SEGUNDO PUNTO DE MEZCLA Y ENTRADA DE AIRE AL SECADOR (Proceso 4-5-6)

Los siguientes datos fueron obtenidos en la entrada de aire al secador punto de muestreo 6.

$$\text{Temperatura de bulbo seco } (t_{BS6}) = 100^\circ \text{ C}$$

$$\text{Temperatura de bulbo húmedo } (t_{BH6}) = 60^\circ \text{ C}$$

$$\text{Apertura de dumper de recirculación} = 82\%$$

### MASA DE AIRE

$$m_6 = m_4 + m_5 = 35826,95 \left( \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right) + 27431,80 \left( \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right) = 63258,75 \left( \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right)$$

### CALCULO DE ENTALPIA

$$m_4 \cdot h_4 + m_5 \cdot h_5 = m_6 \cdot h_6$$

$$h_6 = \frac{(m_4 \cdot h_4) + (m_5 \cdot h_5)}{m_6}$$

$$h_6 = 460,20 \left( \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right)$$

### CALCULO DE HUMEDAD ESPECIFICA

$$m_4 \cdot w_4 + m_5 \cdot w_5 = m_6 \cdot w_6$$

$$w_6 = \frac{(m_4 \cdot w_4) + (m_5 \cdot w_5)}{m_6}$$

$$w_6 = 0,1346 \left( \frac{\text{kg}_v}{\text{kg}_{a.s}} \right)$$

### CALCULO DE TEMPERATURA

$$t_6 = t_5 + \frac{m_4}{m_6} \cdot (t_4 - t_5)$$

$$t_6 = 100,78^\circ\text{C}$$

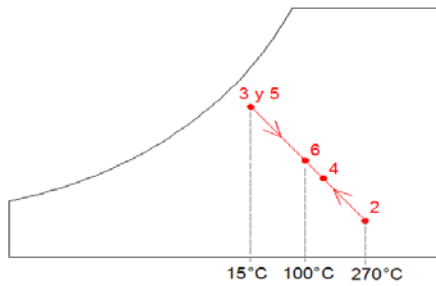


Fig. 5.7 Proceso sicrométrico de mezcla (estado 6)

#### CANTIDAD DE AGUA ABSORBIDA POR EL AIRE.

$ml_{abs}$  = Masa de líquido absorbida por el aire.

$$ml_{abs} = m_{6aire} \cdot (w_{3-5} - w_6) = 63258,75 \cdot (0,1541 - 0,1346)$$

$$ml_{ext} = 1233,54 \left( \frac{kg}{h} \right)$$

#### 5.1.4 BALANCE DE MASA Y ENERGIA SEGUNDO SECADOR

Con la finalidad de conocer la masa de líquido absorbido por el aire, se debe conocer la masa por unidad de tiempo que ingresa al secador y sus respectivas humedades específicas a la entrada y salida de éste.

#### CALCULO DE MASA Y ENERGIA CALENTADOR DE AIRE (Proceso 7-8)

Es necesario para este trabajo, cuantificar la masa de aire que ingresa al sistema, como la masa de aire que recircula y vuelve a ingresar al secador.

**DATOS ENTRADA AIRE AL CALENTADOR.**

Los siguientes datos fueron obtenidos a la entrada del calentador de aire punto 7 de muestreo.

Temperatura de bulbo seco ( $t_{BS7}$ ) = 15° C

Humedad relativa ( $\phi_7$ ) = 0,7  $\Rightarrow$  70%

**VARIABLES DEL SISTEMA**

Caudal Aire ( $\dot{V}_7$ ) = 13.000 ( $Nm^3/h$ )

Apertura de dumper = 50%, caudal de aire ( $\dot{V}_7$ ) = 6500 ( $Nm^3/h$ )

**DATOS OBTENIDOS DE SOFTWARE EES**

Volumen específico ( $v_7$ ) = 0,7772 ( $m^3/kg$ ).

**MASA DE AIRE**

$$m_{aire\ 7} = \frac{\dot{V}}{v} = \frac{6500 \left( \frac{Nm^3}{h} \right)}{0,7772 \left( \frac{m^3}{kg} \right)} = 8363,35 \left( \frac{kg}{h} \right) \Rightarrow 2,32 \left( \frac{kg}{s} \right)$$

**DATOS SALIDA DE AIRE DEL CALENTADOR**

Los siguientes datos fueron obtenidos en la salida del calentador de aire punto 8 de muestreo.

Temperatura de bulbo seco ( $t_{BS8}$ ) = 210° C

DATOS OBTENIDOS DE SOFTWARE EES

$$\text{Volumen específico } (v_8) = 0,7772 \left( \frac{m^3}{kg} \right)$$

$$\text{Humedad relativa } (\phi_8) = 0,0006263 \left( \frac{\square}{1} \right)$$

$$\text{Entalpía del aire húmedo } (h_8) = 234 \left( \frac{kJ}{kg} \right)$$

MASA DE AIRE

$$m_{7\text{aire}} = m_{8\text{aire}} = 8363,35 \left( \frac{kg}{h} \right)$$

HUMEDAD ESPECIFICA

$$w_8 = w_7 = 0,007417 \left( \frac{kg_v}{kg_{a.s}} \right)$$

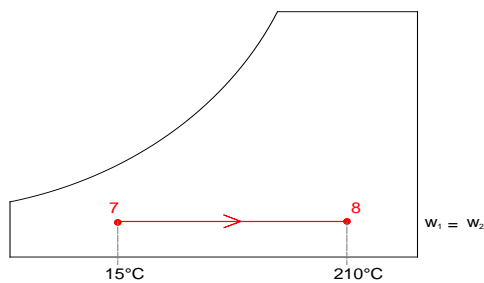


Fig. 5.8 Proceso sicrométrico  $w_8 = w_7$

CAUDAL DE AIRE

$$\dot{V}_8 = \dot{V}_7 = 6500. \left( \frac{Nm^3}{h} \right)$$

DATOS DEL AIRE PUNTOS DE RECIRCULACION

Los siguientes datos fueron obtenidos en puntos de muestreo 9 y 11

$$\text{Temperatura de bulbo seco } (t_{BS9-11}) = 65^\circ \text{ C}$$

Temperatura de bulbo húmedo ( $t_{BH9-11}$ ) = 50°C

Apertura de dumper de recirculación = 77%

#### DATOS OBTENIDOS DE SOFTWARE EES

Entalpía del aire húmedo ( $h_{9-11}$ ) = 295,40 ( $\frac{kJ}{kg}$ )

Humedad específica ( $w_{9-11}$ ) = 0,08771 ( $\frac{kg_v}{kg_{a.s}}$ )

Volumen específico ( $v_{9-11}$ ) = 0,7763 ( $\frac{m^3}{kg}$ ).

Humedad relativa ( $\phi_{9-11}$ ) = 0,50  $\Rightarrow$  50%

#### CAUDAL DE AIRE DE RECIRCULACION

$$\square \quad \bar{V}_{9-11} = (\bar{V}_{9-11} \cdot \text{Apertura de dumper recirculación})$$

$$\square \quad \bar{V}_{9-11} = (26000 \cdot 0,77\%) = \left(\frac{Nm^3}{h}\right)$$

$$\square \quad \bar{V}_{9-11} = 20020 \left(\frac{Nm^3}{h}\right)$$

#### MASA DE AIRE

$$m_{9aire} = m_{11aire} = \frac{\bar{V}}{v} = \frac{20020 \left(\frac{Nm^3}{h}\right)}{0,7763 \left(\frac{m^3}{kg}\right)} = 25788,99 \left(\frac{kg}{h}\right)$$

#### CALCULO DEL PRIMER PUNTO DE MEZCLA DE AIRE (Proceso 8-9-10)

El siguiente cálculo se obtiene en el primer punto de mezclado punto 10.

MASA DE AIRE

$$m_{10} = m_8 + m_9 = 8363,35 \left( \frac{kg}{h} \right) + 25788,99 \left( \frac{kg}{h} \right) = 34152,34 \left( \frac{kg}{h} \right)$$

CALCULO DE ENTALPIA

$$m_8 \cdot h_8 + m_9 \cdot h_9 = m_{10} \cdot h_{10}$$

$$h_{10} = \frac{(m_8 \cdot h_8) + (m_9 \cdot h_9)}{m_{10}}$$

$$h_{10} = 280,20 \left( \frac{kJ}{kg} \right)$$

CALCULO DE HUMEDAD ESPECIFICA

$$m_8 \cdot w_8 + m_9 \cdot w_9 = m_{10} \cdot w_{10}$$

$$w_{10} = \frac{(m_8 \cdot w_8) + (m_9 \cdot w_9)}{m_{10}}$$

$$w_{10} = 0,06803 \left( \frac{kg_v}{kg_{a.s}} \right)$$

CALCULO DE TEMPERATURA

$$t_{10} = t_9 + \frac{m_8}{m_{10}} \cdot (t_8 - t_9)$$

$$t_{10} = 100,5^\circ\text{C}$$

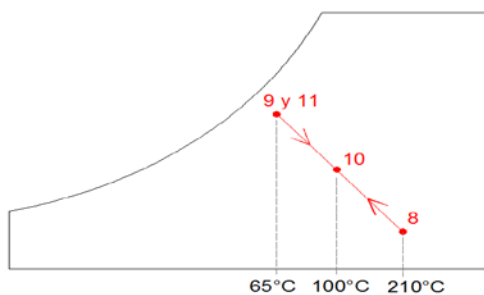


Fig. 5.9 Proceso sicrométrico de mezcla (estado 10)

## CALCULO DEL SEGUNDO PUNTO DE MEZCLA Y ENTRADA DE AIRE AL SECADOR (Proceso 10-11-12)

Los siguientes datos fueron obtenidos en la entrada de aire al secador punto 12 de muestreo

$$\text{Temperatura de bulbo seco } (t_{BS12}) = 85^{\circ} \text{ C}$$

$$\text{Temperatura de bulbo húmedo } (t_{BH12}) = 50^{\circ} \text{ C}$$

$$\text{Apertura de dumper de recirculación} = 77\%$$

### MASA DE AIRE

$$m_{12} = m_{10} + m_{11} = 34152,34 \left( \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right) + 25788,99 \left( \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right) = 59941,33 \left( \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right)$$

### CALCULO DE ENTALPIA

$$m_{10} \cdot h_{10} + m_{11} \cdot h_{11} = m_{12} \cdot h_{12}$$

$$h_{12} = \frac{(m_{10} \cdot h_{10}) + (m_{11} \cdot h_{11})}{m_{12}}$$

$$h_{12} = 286,7 \left( \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right)$$

### CALCULO DE HUMEDAD ESPECIFICA

$$m_{10} \cdot w_{10} + m_{11} \cdot w_{11} = m_{12} \cdot w_{12}$$

$$w_{12} = \frac{(m_{10} \cdot w_{10}) + (m_{11} \cdot w_{11})}{m_{12}}$$

$$w_{12} = 0,07650 \left( \frac{\text{kg}_v}{\text{kg}_{a.s.}} \right)$$

### CALCULO DE TEMPERATURA

$$t_{12} = t_{11} + \frac{m_{10}}{m_{12}} \cdot (t_{10} - t_{11})$$

$$t_{12} = 85,22^{\circ}\text{C}$$

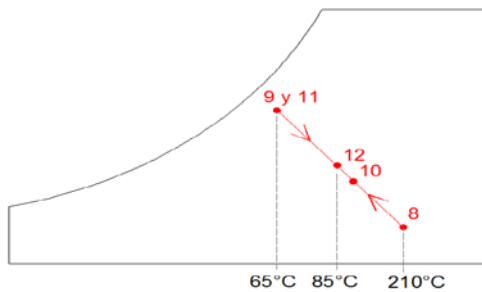


Fig. 5.10 Proceso sicrométrico de mezcla (proceso 12)

CANTIDAD DE AGUA ABSORBIDA POR EL AIRE.

$ml_{abs}$  = Masa de líquida absorbida por el aire.

$$ml_{abs} = m_{12aire} \cdot (w_{9-11} - w_{12}) = 59941,33 \cdot (0,08771 - 0,07650)$$

$$ml_{abs} = 671,94 \left( \frac{kg_v}{h} \right)$$

### 5.1.5 BALANCE DE MASA DEL ALIMENTO ENTRADA Y SALIDA PROCESO DE SECADO.

Con el propósito de verificar la cantidad de agua absorbida por el aire, se cuantifica la humedad del producto húmedo en los puntos de entrada y salida del primer secador, para lo cual se utiliza termobalanza digital facilitada por personal de laboratorio.

Se obtiene muestra de los siguientes puntos del proceso:

- Salida extrusor
- Salida primer secador
- Salida segundo secador

Con los siguientes resultados obtenidos en termobalanza:



Salida Extrusor		Salida 1°secador		Salida 2°secador	
Temp de secado	150 °C	Temp de secado	150 °C	Temp de secado	150 °C
Peso inicial	2.045 g	Peso inicial	2.040 g	Peso inicial	2.019 g
Duración total	4:08 min	Duración total	4:39 min	duración total	4:21 min
Peso final	1.635 g	Peso final	1.809 g	Peso final	1.910 g
Resultado final	20.05 %	Resultado final	11.32 %	Resultado final	5.40 %

Fig. 5.11 Resultados de termobalanza (Anexo 2)

## RESULTADOS

- Salida extrusor = 20,05%
- Salida 1° secador = 11,32%
- Salida 2° secador = 5,4%

### 5.1.5.1 HUMEDAD EN BASE HUMEDA DEL PRIMER SECADOR

$m_p$  = Masa del pellets (base húmeda), gramos.

$i$  = Estado inicial del producto.

$f$  = Estado final del producto.

$X$  = Humedad del pellets (base húmeda).

$$X_i = \frac{m_{pi} - m_{pf}}{m_{pi}} = \frac{2045 - 1635}{2045} = 0,2005 \Rightarrow X_i = 20,05\%$$

$$X_f = \frac{m_{pi} - m_{pf}}{m_{pi}} = \frac{2040 - 1809}{2040} = 0,1132 \Rightarrow X_f = 11,32\%$$

### MASA DEL ALIMENTO ENTRADA AL PRIMER SECADOR

$ml_i$  = Masa líquida inicial

$mph$  = Masa del producto húmedo

$mpss$  = Masa del producto sólido seco

$ml_{evap}$  = Masa líquida evaporada

$$ml_i = mph \cdot X_i = 12262 \cdot 0,2004 = 2457,30 \left( \frac{kg}{h} \right)$$

$$mpss = mph - ml_i = 12262 - 2457,30 = 9804,7 \left( \frac{kg}{h} \right)$$

$$ml_{evap} = ml_i - ml_{abs} = 2457,30 - 1233,54 = 1223,76 \left( \frac{kg}{h} \right)$$

$$ml_{evap} = 1223,76 \left( \frac{kg}{h} \right)$$

#### 5.1.5.2 HUMEDAD EN BASE HUMEDA DEL SEGUNDO SECADOR

$m_p$  = Masa del pellets (base húmeda).gramos.

$i$  = Estado inicial del producto.

$f$  = Estado final del producto

$X$  = Humedad del pellets (base húmeda).

$$X_i = \frac{m_{pi} - m_{pf}}{m_{pi}} = \frac{2040 - 1809}{2040} = 0,1132 \Rightarrow X_f = 11,32\%$$

$$X_f = \frac{m_{pi} - m_{pf}}{m_{pi}} = \frac{2019 - 1910}{2019} = 0,054 \Rightarrow X_f = 5,4\%$$

#### MASA DEL ALIMENTO ENTRADA AL SEGUNDO SECADOR

$ml_i$  = Masa líquida inicial

$mph$  = Masa del producto húmedo

$mpss$  = Masa del producto sólido seco

$ml_{evap}$  = Masa líquida evaporada

$$ml_i = mph \cdot X_i = 11038,24 \cdot 0,1132 = 1249,52 \left( \frac{kg}{h} \right)$$

$$mpss = mph - ml_i = 11038,24 - 1249,52 = 9788,72 \left( \frac{kg}{h} \right)$$

$$ml_{evap} = ml_i - ml_{abs} = 1249,52 - 671,94 = 577,58 \left( \frac{kg}{h} \right)$$

$$ml_{evap} = 577,58 \left( \frac{kg}{h} \right)$$

### 5.1.6 RESUMEN DE HUMEDAD EVAPORADA POR EL ALIMENTO

Tabla 5.6 Comparación de humedad evaporada por el alimento

Equipos	Cálculos con puntos de muestreos	Cálculos con resultado de termobalanza
Primer secador	1233,54 $\left( \frac{kg}{h} \right)$	1223,76 $\left( \frac{kg}{h} \right)$
Segundo secador	671,94 $\left( \frac{kg}{h} \right)$	577,58 $\left( \frac{kg}{h} \right)$

Se evidencia en el primer secador un resultado concordante entre puntos de muestreos y resultados de termobalanza, en cambio en el segundo secador hay una diferencia que se puede atribuir a variaciones al tomar la temperatura en los puntos de muestreos.



### PROCESO SICROMETRICO DEL PRIMER SECADOR

Se muestra el incremento de temperatura con humedad específica constante en el proceso 1 y 2, se ilustran las temperaturas de mezclado, salida y entrada del proceso de secado a bulbo húmedo constante que es teóricamente correctos en estos proceso, en figura 6.6 se muestra gráfica del proceso sicrométrico.

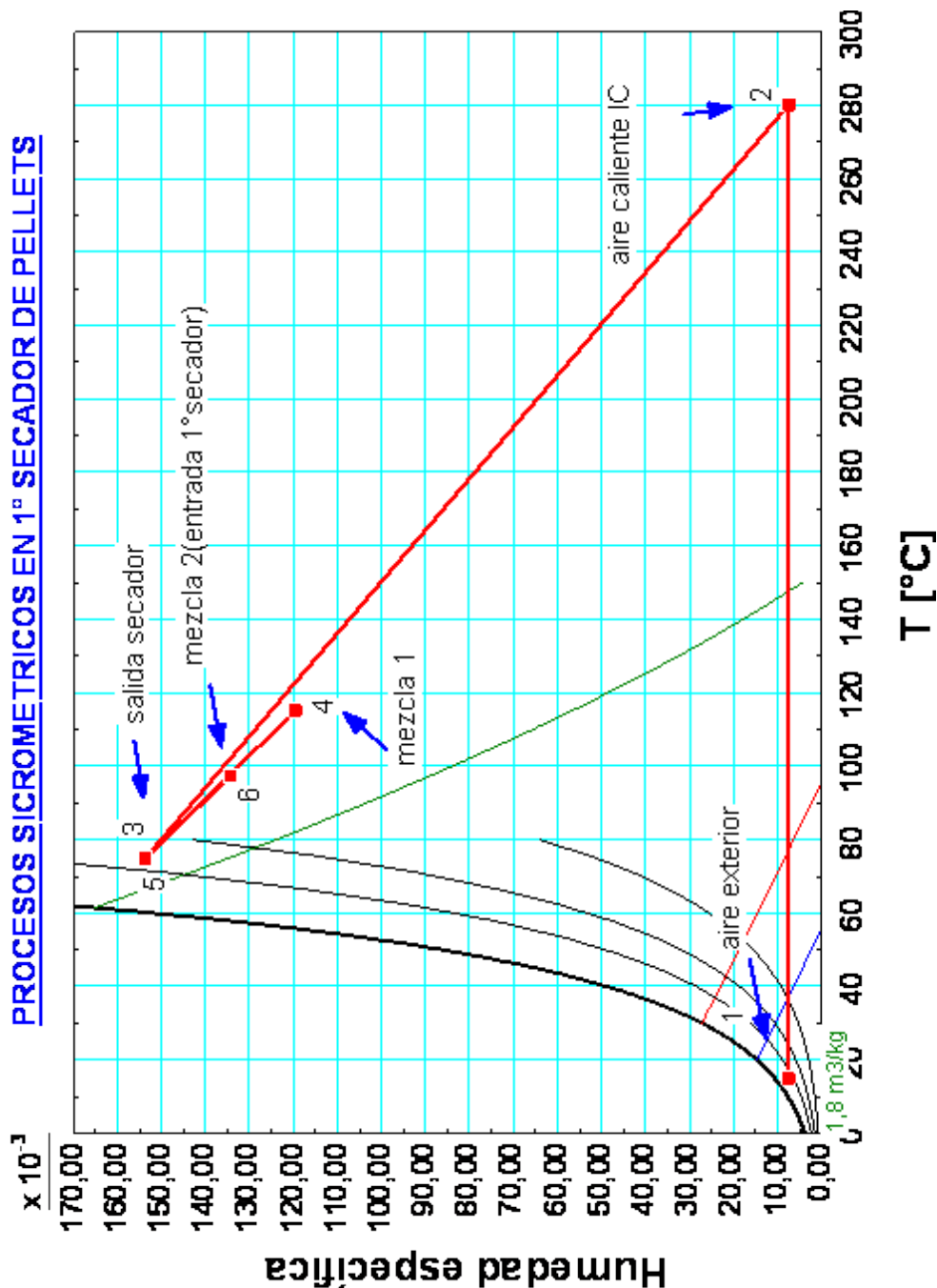


Figura 5.6 Proceso sicrométrico del proceso de secado en ESS .

## CAPITULO VI

### 6.1 DISPONIBILIDAD DE VAPOR PRODUCIDO POR LAS CALDERAS

#### 6.1.1 GENERACION DE VAPOR PLANTA

En la actualidad, la planta cuenta con cuatro calderas de distinta capacidad de generación de vapor de las cuales solo dos se encuentran operativas, caldera 3 y 4 que son las encargadas de alimentar todos los consumos de vapor de la planta. Con generaciones nominales de vapor de 5,5 [T/h] y 12,5 [T/h] respectivamente, ambas calderas trabajan a una presión de 8 [barg] siendo la caldera número 4 quien se encuentra constantemente trabajando y la caldera 3 como apoyo a la demanda requerida. Ver diagrama de distribución del vapor indicado en la figura 3.1 indicado a continuación.

#### 6.1.2 DISTRIBUCION DE VAPOR SALA DE CALDERA

El sistema de vapor cuenta con dos manifold en sala de calderas que distribuye el vapor hacia los distintos puntos de la planta:

MANIFOLD 1: Con un diámetro de 10", recibe el vapor proveniente desde CALDERA 4 y alimenta a las líneas de vapor que van hacia línea 7, líneas 3 y 4 y se une con manifold 2.

MANIFOLD 2: Con un diámetro de 12", recibe el vapor proveniente desde CALDERA 3 a través de una línea de 6" y alimenta a las líneas de vapor hacia intercambiador de calor estanque de lecitina, líneas 5 y 6, área 90 y calentamiento de líneas de petróleo.

Ver diagrama de distribución del vapor indicado en la figura 3.1 indicado a continuación.

### 6.1.3 DISTRIBUCION DE VAPOR A LINEAS DE PRODUCCION

Para alimentar las líneas 1, 2, 3 y 4, el vapor se distribuye desde la sala de calderas a través de una matriz de vapor de 6", la cual tiene una capacidad máxima de flujo de 8 [T/h] de vapor a 8 [barg], lo que indica que no existen problemas de capacidad de transporte considerando que el consumo de vapor de estas líneas no supera las 3,4 [T/h] de vapor según las mediciones de flujo de vapor.

Para alimentar las líneas 5, 6 e intercambiadores de placas en sala de líquidos, el vapor se distribuye desde la sala de calderas a través de una matriz de vapor de 6" y es posible transportar hasta 10[T/h] de vapor a 7 [barg]. lo que indica que no existen problemas de capacidad de transporte considerando que el consumo de vapor de estas líneas no supera las 3,4 [T/h] de vapor según las mediciones de flujo de vapor.

Para alimentar el Extrusor L7, secador vertical e intercambiadores de placas en sala de líquidos , el vapor se distribuye desde la sala de calderas a través de una matriz de vapor de 6" y es posible transportar hasta 10[T/h] de vapor a 7 [barg]. lo que indica que no existen problemas de capacidad de transporte considerando que el consumo de vapor de estas líneas no supera las 4,8 [T/h] de vapor según las mediciones de flujo de vapor.

A continuación se detalla el diagrama de distribución del vapor indicado en la figura 3.1.

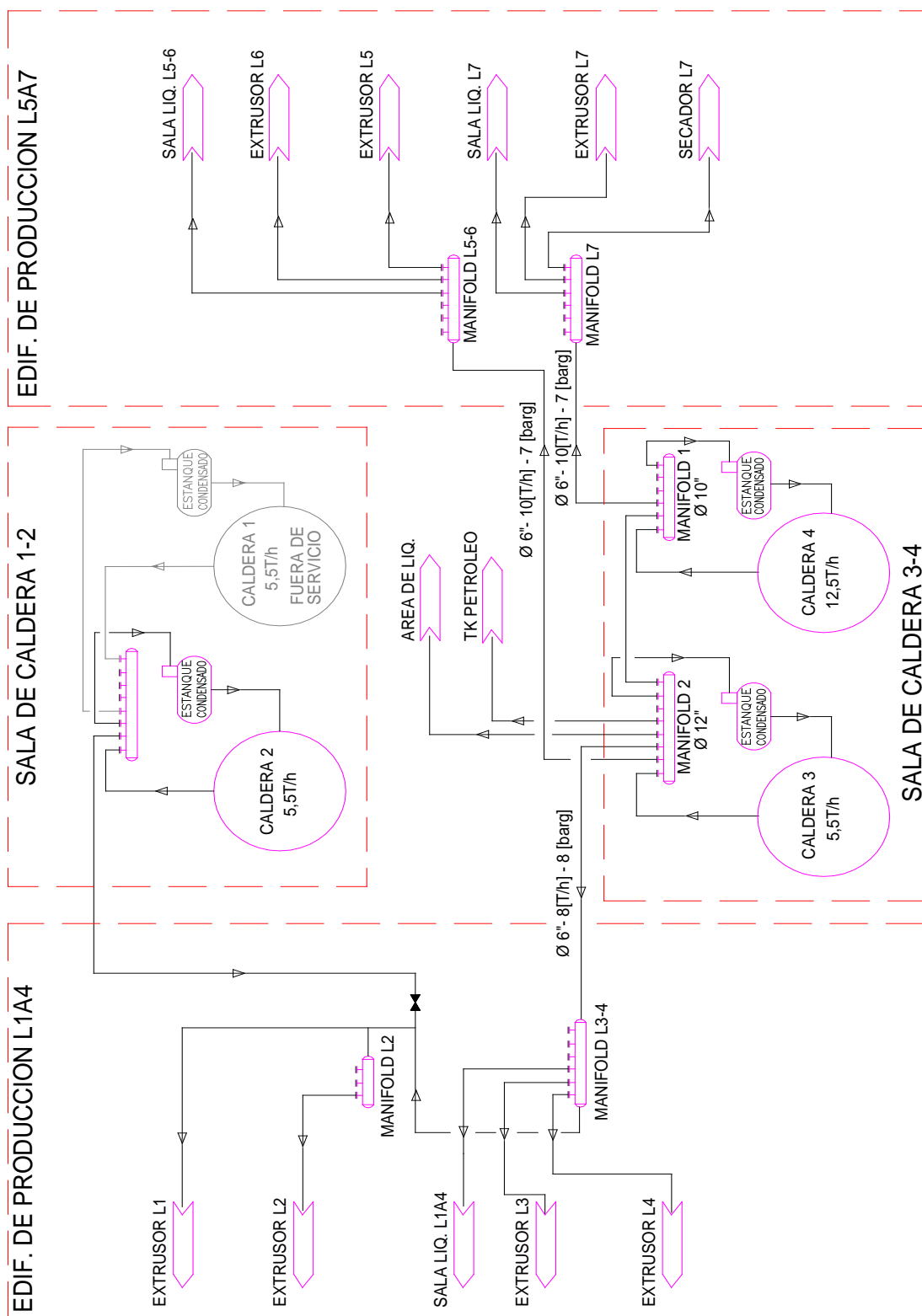


Figura 6.1 Diagrama de distribución de vapor planta.



## 6.2 ALTERNATIVAS DE REDISEÑO PARA EL CALENTAMIENTO DEL AIRE PARA EL PROCESO DE SECADO.

Como el objetivo del trabajo es sustituir el calefactor de aire-gas, por un sistema de calentamiento a través de intercambiadores de calor a vapor, por este motivo se estudian las siguientes alternativas:

Alternativa N°1 : Se proyectan 4 intercambiadores de calor a vapor, 2 en el primer secador y 2 en el segundo secador. Las posiciones fueron pensando en no alterar el diseño de ductos existente y aprovechar de mejor manera su capacidad de flujo volumétrico de entrada, recirculación y salida del aire. Se proyectó un intercambiador a la entrada del aire fresco (proceso 1 y 2, 7 y 8) sin posibilidad de regular entrada del aire, con la idea de aprovechar al máximo los  $13000 \text{ m}^3 / \text{h}$  de capacidad. Se proyecta el segundo intercambiador en la salida del punto de mezclado (proceso 6 y 16, 12 y 17) con la idea de seguir la lógica del diseño original del proceso aprovechando la recirculación necesaria y calentar el delta faltante para ingresar al secador con la temperatura óptima. El segundo secador tiene el mismo diseño proyectado. Ver figura 6.7 con proceso de secado con intercambiadores proyectados.

Alternativa N°2 : Se proyectan 4 intercambiadores de idéntica forma que la primera alternativa solo realizando algunos cambios en la posición del segundo intercambiador (proceso 4 y 16, 10 y 17) se evalúa esta alternativa dado que se tiene menos masa de aire y se podrá conseguir ahorro de consumo de vapor (se evaluará en etapa de cálculo). Hay otro punto importante a considerar que es el fino generado en los puntos de mezclado, por lo tanto, en el proceso 4 y 16, 10 y 17 se podrá encontrar menos fino ya que solo recibirá un punto de mezclado y se podrá reducir las mantenciones rutinarias de limpieza para el intercambiador. Ver figura 6.8 con la segunda alternativa de proceso de secado con intercambiadores proyectados.

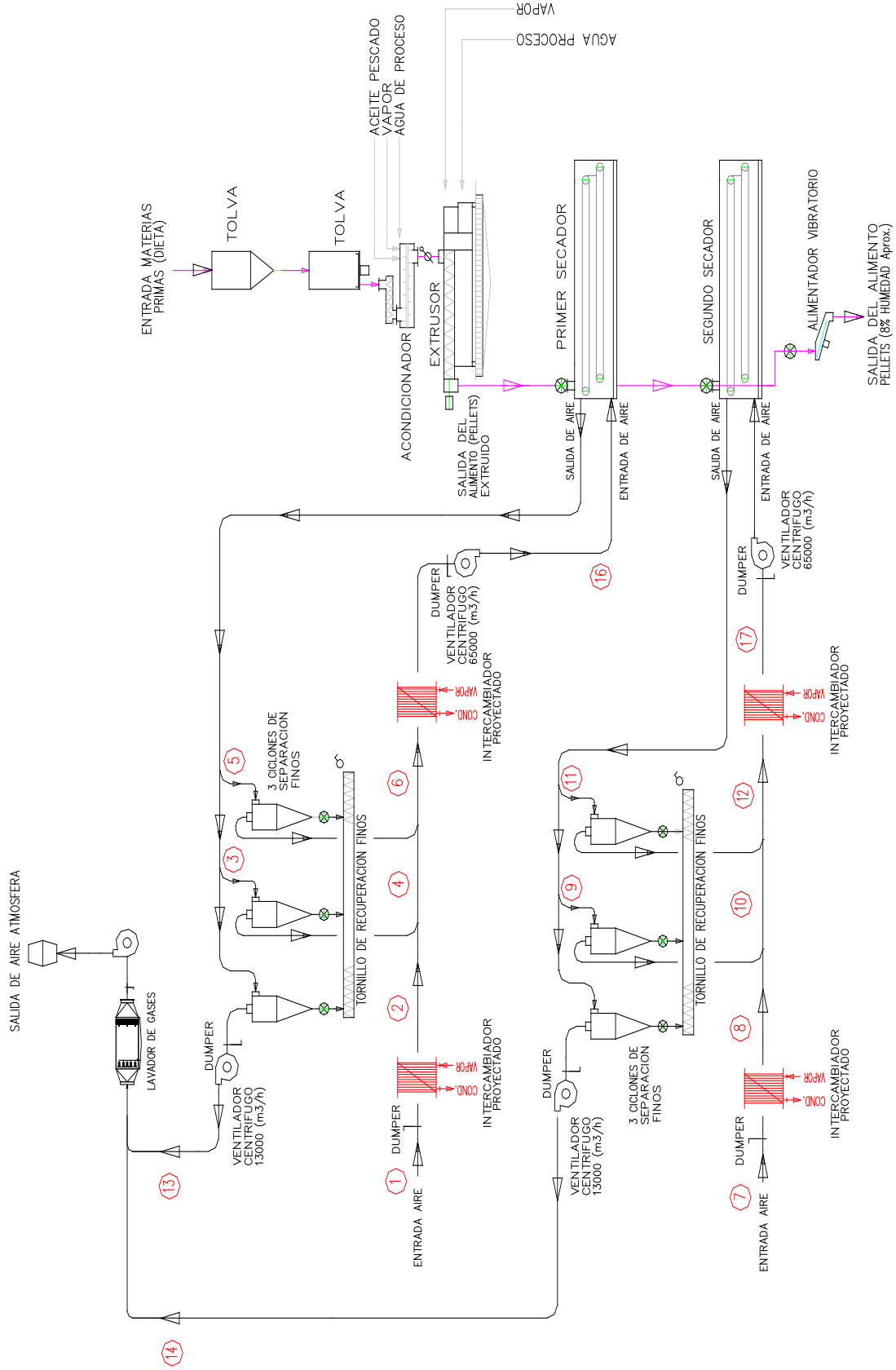


Figura 6.7 Proceso de secado con intercambiadores de calor a vapor alternativa N°1

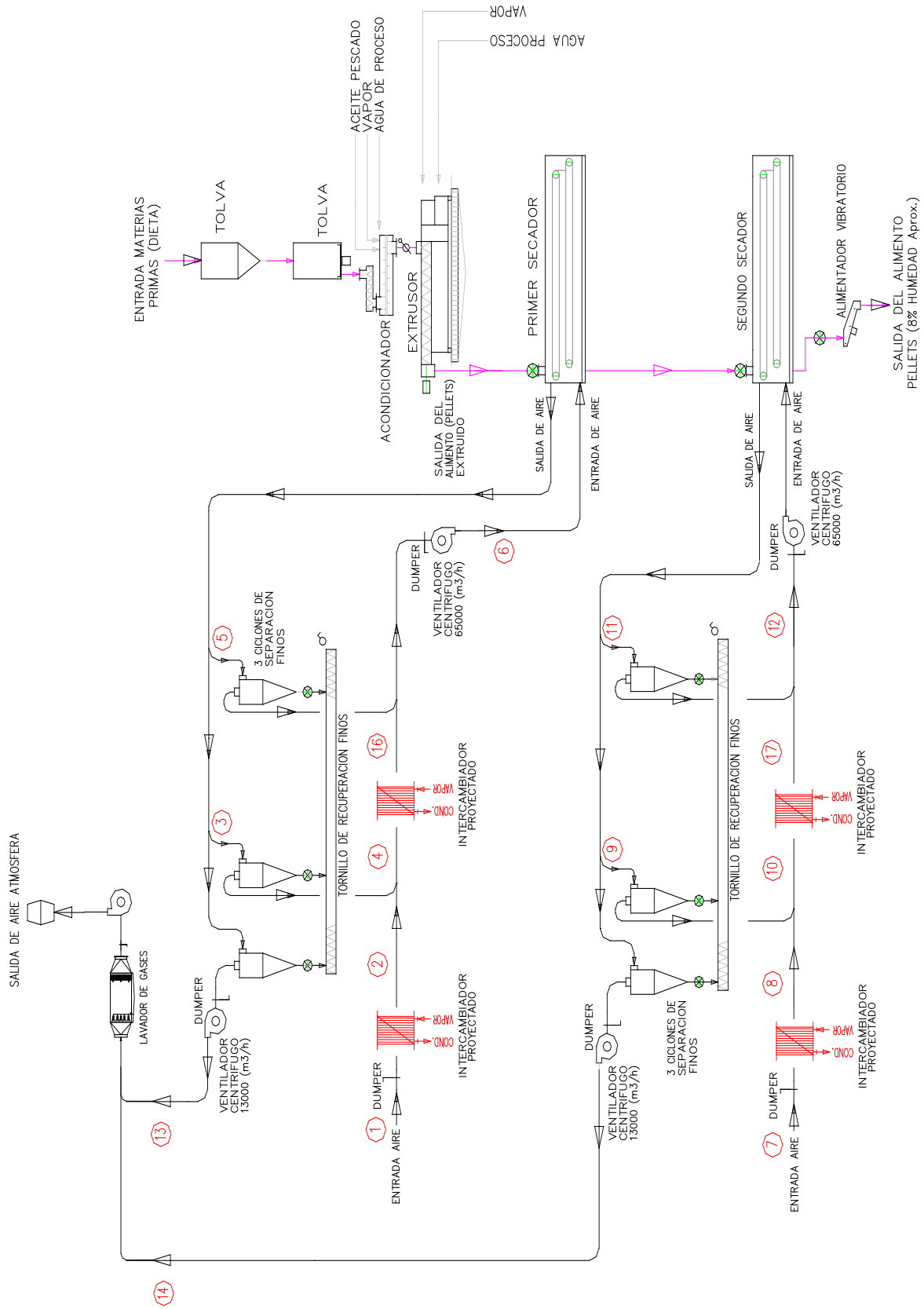


Figura 6.8 Proceso de secado con intercambiadores de calor a vapor Alternativa N°2

### 6.2.1 DIAGRAMA DE VAPOR Y CONDENSADO INTERCAMBIADORES PROYECTADOS

Para alimentar los intercambiadores de vapor se propone ocupar manifold existente que alimenta las líneas 5, 6 e intercambiadores de placas en sala de líquidos, manifold es alimentado desde sala de calderas a través de una matriz de vapor de 6" y tiene una capacidad de transportar hasta 10[T/h] de vapor a 7 [barg], a continuación se muestra diagrama en figura N°6.9

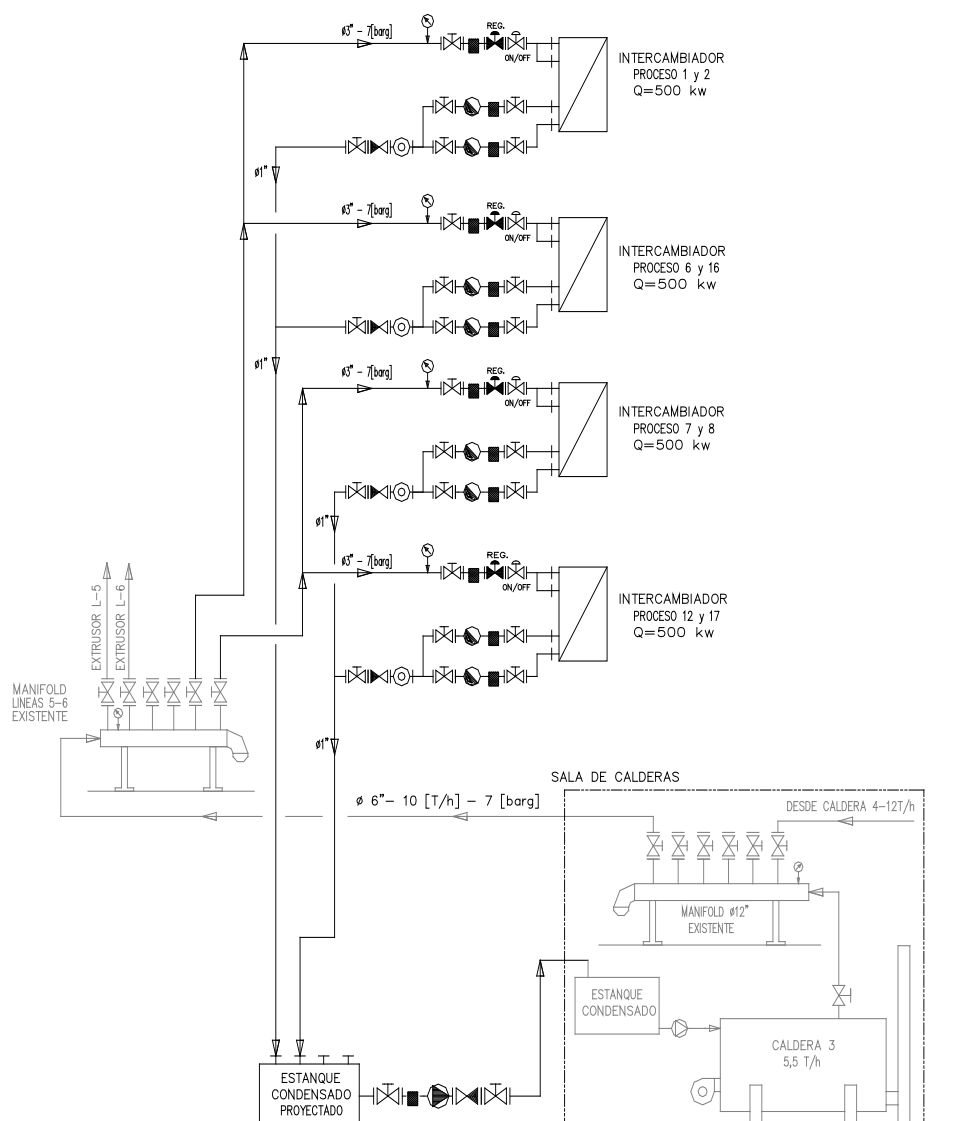


Figura 6.9 Diagrama de vapor y condensado.

### 6.3 DETERMINACION DE CALOR NECESARIO PARA CALENTAR EL AIRE

Con la finalidad de conocer el calor necesario para calentar el aire para las alternativas de rediseño, se realizan los siguientes cálculos.

#### 6.3.1 CALCULO DE MASA Y ENERGIA PARA INTERCAMBIADOR DE CALOR (Proceso 1-2)

Es necesario para este trabajo, cuantificar la masa de aire que ingresa al sistema, como la masa de aire que recircula y vuelve a ingresar al secador.

#### DATOS ENTRADA AIRE AL PRIMER INTERCAMBIADOR DE CALOR.

Se ingresan los mismos datos de entrada del aire obtenidos en las mediciones realizadas para la caracterización del proceso de secado existente.

Temperatura de bulbo seco ( $t_{BS1}$ ) = 15° C

Humedad relativa ( $\phi_1$ ) = 0,7  $\Rightarrow$  70%

#### VARIABLES DEL SISTEMA

Caudal Aire ( $\dot{V}_1$ ) = 13.000. ( $Nm^3/h$ )

#### DATOS OBTENIDOS DE SOFTWARE EES

Volumen específico ( $v_1$ ) = 0,7772 ( $m^3/kg$ )

Humedad específica ( $w_1$ ) = 0,007417 ( $kg_v/kg_{a.s}$ )

Entalpía del aire húmedo ( $h_1$ ) = 33,85 ( $kJ/kg$ )

## MASA DE AIRE

$m_{1aire}$  = Masa de aire.

$$m_{1aire} = \frac{\dot{V}_1}{v_1} = \frac{13000 \left( \frac{Nm^3}{h} \right)}{0,7772 \left( \frac{m^3}{kg} \right)} = 16726,7 \left( \frac{kg}{h} \right)$$

## DATOS SALIDA DE AIRE DEL PRIMER INTERCAMBIADOR DE CALOR

Temperatura de bulbo seco ( $t_{BS2}$ ) = 100° C

DATOS OBTENIDOS DE SOFTWARE EES

Volumen específico ( $v_2$ ) = 0,7772 ( $m^3/kg$ )

Humedad relativa ( $\phi_2$ ) = 0,01178  $\Rightarrow$  1,178%

Entalpía del aire húmedo ( $h_2$ ) = 120,7 ( $kJ/kg$ )

## HUMEDAD ESPECIFICA

$$w_2 = w_1 = 0,007417 \left( \frac{kg_v}{kg_{a.s}} \right)$$

## CAUDAL DE AIRE

$$\dot{V}_2 = \dot{V}_1 = 13000. \left( \frac{Nm^3}{h} \right)$$

## MASA DE AIRE

$$m_{2aire} = m_{1aire} = 16726,7 \left( \frac{kg}{h} \right) \Rightarrow 4,646 \left( \frac{kg}{s} \right)$$

## CALOR NECESARIO PARA EL PRIMER INTERCAMBIADOR DE CALOR

$$Q_{\text{int1}} = m_{2\text{aire}} \cdot (h_2 - h_1) = 4,646 \cdot (120,7 - 33,85)$$

$$Q_{\text{int1}} = 404 \text{ (kW)}$$

### 6.3.2 CALCULO DE MASA Y ENERGIA PARA INTERCAMBIADOR DE CALOR (Proceso 6-16)

#### CALCULO DEL SEGUNDO PUNTO DE MEZCLADO (Proceso 4-5-6)

Se ingresan los datos obtenidos en programa EES, simulando una recirculación del 50% para obtener una reducción de masa de aire y así obtener un ahorro de vapor en el segundo intercambiador.

#### MASA DE AIRE

$$m_6 = m_4 + m_5 = 33498,7 \left( \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right) + 16772 \left( \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right) = 50270,7 \left( \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right)$$

#### CALCULO DE ENTALPIA

$$m_4 \cdot h_4 + m_5 \cdot h_5 = m_6 \cdot h_6$$

$$h_6 = \frac{(m_4 \cdot h_4) + (m_5 \cdot h_5)}{m_6}$$

$$h_6 = 206 \left( \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right)$$

#### CALCULO DE HUMEDAD ESPECIFICA

$$m_4 \cdot w_4 + m_5 \cdot w_5 = m_6 \cdot w_6$$

$$w_6 = \frac{(m_4 \cdot w_4) + (m_5 \cdot w_5)}{m_6}$$

$$w_6 = 0,04616 \left( \frac{kg_v}{kg_{a.s}} \right)$$

#### CALCULO DE TEMPERATURA

$$t_6 = t_5 + \frac{m_4}{m_6} \cdot (t_4 - t_5)$$

$$t_6 = 83,2^\circ\text{C}$$

DATOS SALIDA DE AIRE DEL SEGUNDO INTERCAMBIADOR DE CALOR  
(Proceso 6-16)

Temperatura de bulbo seco ( $t_{BS6}$ ) = 100°C

Apertura de dumper de recirculación = 50%

DATOS OBTENIDOS DE SOFTWARE EES

Volumen específico ( $v_{16}$ ) = 0,7751 ( $m^3/kg$ )

Humedad relativa ( $\phi_{16}$ ) = 0,06907  $\Rightarrow$  6,9%

Entalpía del aire húmedo ( $h_{16}$ ) = 224,8 ( $kJ/kg$ )

HUMEDAD ESPECIFICA

$$w_6 = w_{16} = 0,04616 \left( \frac{kg_v}{kg_{a.s}} \right)$$

CAUDAL DE AIRE

$$\dot{V}_6 = \dot{V}_{16} = 39000 \cdot \left( \frac{Nm^3}{h} \right)$$



## MASA DE AIRE

$$m_{6aire} = m_{16aire} = 50270,7 \left( \frac{kg}{h} \right) \Rightarrow 13,96 \left( \frac{kg}{s} \right)$$

## CALOR NECESARIO PARA EL SEGUNDO INTERCAMBIADOR DE CALOR

$$Q_{int2} = m_{16aire} \cdot (h_{16} - h_6) = 13,9 \cdot (224,8 - 206)$$

$$Q_{int2} = 263(kW)$$

## CANTIDAD DE AGUA ABSORBIDA POR EL AIRE.

$ml_{abs}$  = Masa de líquido absorbida por el aire.

$$ml_{abs} = m_{16aire} \cdot (w_{3-5} - w_{16}) = 50270,7 \cdot (0,06548 - 0,04616)$$

$$ml_{ext} = 971,23 \left( \frac{kg_v}{h} \right)$$

6.3.3 CALCULO DE MASA Y ENERGIA PARA INTERCAMBIADOR DE CALOR  
(Proceso 7-8)

## DATOS ENTRADA AIRE AL PRIMER INTERCAMBIADOR DE CALOR.

Se ingresan los mismos datos de entrada del aire obtenidos en las mediciones realizadas para la caracterización del proceso de secado existente.

Temperatura de bulbo seco ( $t_{BS7}$ ) = 15° C

Humedad relativa ( $\phi_7$ ) = 0,7  $\Rightarrow$  70%

## VARIABLES DEL SISTEMA

Caudal Aire ( $\dot{V}_7$ ) = 13.000. ( $Nm^3/h$ )

## DATOS OBTENIDOS DE SOFTWARE EES

$$\text{Volumen específico } (v_7) = 0,7772 \left( \frac{m^3}{kg} \right)$$

$$\text{Humedad específica } (w_7) = 0,007417 \left( \frac{kg_v}{kg_{a.s}} \right)$$

$$\text{Entalpía del aire húmedo } (h_7) = 33,85 \left( \frac{kJ}{kg} \right)$$

## MASA DE AIRE

$m_{7aire}$  = Masa de aire.

$$m_{7aire} = \frac{\dot{V}_7}{v_7} = \frac{13000 \left( \frac{Nm^3}{h} \right)}{0,7772 \left( \frac{m^3}{kg} \right)} = 16726,7 \left( \frac{kg}{h} \right)$$

## DATOS SALIDA DE AIRE DEL PRIMER INTERCAMBIADOR DE CALOR

$$\text{Temperatura de bulbo seco } (t_{BS8}) = 100^\circ \text{ C}$$

## DATOS OBTENIDOS DE SOFTWARE EES

$$\text{Volumen específico } (v_8) = 0,7772 \left( \frac{m^3}{kg} \right)$$

$$\text{Humedad relativa } (\phi_8) = 0,01178 \Rightarrow 1,178\%$$

$$\text{Entalpía del aire húmedo } (h_8) = 120,7 \left( \frac{kJ}{kg} \right)$$

## CAUDAL DE AIRE

$$\dot{V}_8 = \dot{V}_7 = 13000. \left( \frac{Nm^3}{h} \right)$$

## MASA DE AIRE

$$m_{8aire} = m_{7aire} = 16726,7 \left( \frac{kg}{h} \right) \Rightarrow 4,646 \left( \frac{kg}{s} \right)$$

## CALOR NECESARIO PARA EL PRIMER INTERCAMBIADOR DE CALOR

$$Q_{int3} = m_{8aire} \cdot (h_8 - h_7) = 4,646 \cdot (120,7 - 33,85)$$

$$Q_{int3} = 404(kW)$$

6.3.4 CALCULO DE MASA Y ENERGIA PARA INTERCAMBIADOR DE CALOR  
(Proceso 12-17)

## CALCULO DEL SEGUNDO PUNTO DE MEZCLADO (Proceso 10-11-12)

Se ingresan los datos obtenidos en programa EES, simulando una recirculación del 50% para obtener una reducción de masa de aire y así obtener un ahorro de vapor en el segundo intercambiador.

## MASA DE AIRE

$$m_{12} = m_{10} + m_{11} = 33498,7 \left( \frac{kg}{h} \right) + 16772 \left( \frac{kg}{h} \right) = 50270,7 \left( \frac{kg}{h} \right)$$

## CALCULO DE ENTALPIA

$$m_{10} \cdot h_{10} + m_{11} \cdot h_{11} = m_{12} \cdot h_{12}$$

$$h_{12} = \frac{(m_{10} \cdot h_{10}) + (m_{11} \cdot h_{11})}{m_{12}}$$

$$h_{12} = 155,5 \left( \frac{kJ}{kg} \right)$$

## CALCULO DE HUMEDAD ESPECIFICA

$$m_{10} \cdot w_{10} + m_{11} \cdot w_{11} = m_{12} \cdot w_{12}$$

$$w_{12} = \frac{(m_{10} \cdot w_{10}) + (m_{11} \cdot w_{11})}{m_{12}}$$

$$w_{12} = 0,0298 \left( \frac{kg_v}{kg_{a.s}} \right)$$

## CALCULO DE TEMPERATURA

$$t_{12} = t_{11} + \frac{m_{10}}{m_{12}} \cdot (t_{10} - t_{11})$$

$$t_{12} = 76,3^{\circ}\text{C}$$

DATOS SALIDA DE AIRE DEL SEGUNDO INTERCAMBIADOR DE CALOR  
(Proceso 12-17)

Temperatura de bulbo seco ( $t_{BS17}$ ) = 85°C

DATOS OBTENIDOS DE SOFTWARE EES

Volumen específico ( $v_{17}$ ) = 0,7751 ( $m^3/kg$ )

Humedad relativa ( $\phi_{17}$ ) = 0,08005  $\Rightarrow$  8,0%

Entalpía del aire húmedo ( $h_{17}$ ) = 164,9 ( $kJ/kg$ )

HUMEDAD ESPECIFICA

$$w_{12} = w_{17} = 0,0298 \left( \frac{kg_v}{kg_{a.s}} \right)$$

## CAUDAL DE AIRE

$$\dot{V}_{12} = \dot{V}_{17} = 39000. \left( \frac{Nm^3}{h} \right)$$

## MASA DE AIRE

$$m_{12aire} = m_{17aire} = 50270,7 \left( \frac{kg}{h} \right) \Rightarrow 13,96 \left( \frac{kg}{s} \right)$$

## CALOR NECESARIO PARA EL SEGUNDO INTERCAMBIADOR DE CALOR

$$Q_{int4} = m_{17aire} \cdot (h_{17} - h_{12}) = 13,96 \cdot (164,9 - 155,5)$$

$$Q_{int4} = 131(kW)$$

## CANTIDAD DE AGUA ABSORBIDA POR EL AIRE.

$ml_{abs}$  = Masa de líquido absorbida por el aire.

$$ml_{abs} = m_{17aire} \cdot (w_{9-11} - w_{17}) = 50270,7 \cdot (0,04097 - 0,0298)$$

$$ml_{abs} = 561,52 \left( \frac{kg_v}{h} \right)$$

### 6.3.5 BALANCE DE MASA DEL ALIMENTO ENTRADA Y SALIDA PROCESO DE SECADOR CON EL REDISEÑO DE LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR A VAPOR.

#### 6.3.5.1 MASA DEL PRODUCTO DE ALIMENTO ENTRADA AL PRIMER SECADOR

Se ingresa la misma masa de producto que se tomó en la caracterización del proceso de secador.

$ml_i$  = Masa líquida inicial

$mph$  = Masa del producto húmedo

$mpss$  = Masa del producto sólido seco

$ml_f$  = Masa líquida final

$X_i$  = Humedad del producto, (base húmeda)

$$ml_i = mph \cdot X_i = 12262 \cdot 0,2004 = 2457,30 \left( \frac{kg}{h} \right)$$

$$mpss = mph - ml_i = 12262 - 2457,30 = 9804,7 \left( \frac{kg}{h} \right)$$

$$ml_f = ml_i - ml_{abs} = 2457,30 - 971,23 = 1486,07 \left( \frac{kg}{h} \right)$$

#### HUMEDAD EN BASE HUMEDA

$X$  = Humedad del pellets (base húmeda).

$f$  = Estado final del producto.

$$X_f = \frac{ml_f}{mpss + ml_f} = \frac{1486,07}{9804,7 + 1486,07} = 0,1316 \Rightarrow X_f = 13,16\%$$

#### 6.3.5.2 MASA DEL PRODUCTO DE ALIMENTO ENTRADA AL SEGUNDO SECADOR

$ml_i$  = Masa líquida inicial

$mph$  = Masa del producto húmedo

$mpss$  = Masa del producto sólido seco

$ml_f$  = Masa líquida final

$X_i$  = Humedad del producto, (base húmeda)

$$ml_i = mph \cdot X_i = 11290,77 \cdot 0,1316 = 1485,86 \left( \frac{kg}{h} \right)$$

$$mpss = mph - ml_i = 11290,77 - 1485,86 = 9804,9 \left( \frac{kg}{h} \right)$$

$$ml_f = ml_i - ml_{abs} = 1485,86 - 561,52 = 1052,15 \left( \frac{kg}{h} \right)$$

#### HUMEDAD EN BASE HUMEDA

$X$  = Humedad del pellets (base húmeda).

$f$  = Estado final del producto.

$$X_f = \frac{ml_f}{mpss + ml_f} = \frac{924,28}{9804,9 + 924,28} \Rightarrow X_f = 8,6\%$$

#### 6.4 DETERMINACION DE LA CANTIDAD DE VAPOR REQUERIDO

Para el cálculo del vapor requerido se ocupa la presión de manométrica de vapor a 7 [barg] existente en manifold disponible en líneas 5-6, la capacidad y disponibilidad se describe en capítulo III.

##### 6.4.1 CALCULO DE MASA DE VAPOR PARA INTERCAMBIADORES DE CALOR

## PRESION SATURACION

$$P_{sat} = P_{man} + P_{atm} = 7 + 1 = 8(bar)abs$$

$$8(bar) = 0,8(MPa)$$

## CALOR LATENTE (Ver Anexo 1)

$$P_{sat} = hfg = 2048 \left( \frac{kJ}{kg} \right)$$

## MASA DE VAPOR (Proceso 1-2)

$$Q_{int1} = 404(kW)$$

$$Q_{int1} = mv_1 \cdot (hfg)$$

$$mv_1 = \frac{Q_{int1}}{hfg} = \frac{404 \left( \frac{kJ}{s} \right)}{2048 \left( \frac{kJ}{kg} \right)} = 0,197 \left( \frac{kg}{s} \right)$$

$$mv_1 = 710 \left( \frac{kg}{h} \right)$$

## MASA DE VAPOR (Proceso 6-16)

$$Q_{int2} = 263(kW)$$

$$Q_{int2} = mv_2 \cdot (hfg)$$

$$mv_2 = \frac{Q_{int2}}{hfg} = \frac{263 \left( \frac{kJ}{s} \right)}{2048 \left( \frac{kJ}{kg} \right)} = 0,128 \left( \frac{kg}{s} \right)$$

$$mv_2 = 462,3 \left( \frac{kg}{h} \right)$$



## MASA DE VAPOR (Proceso 7-8)

$$Q_{\text{int}3} = 404(\text{kW})$$

$$Q_{\text{int}3} = mv_3 \cdot (hfg)$$

$$mv_3 = \frac{Q_{\text{int}3}}{hfg} = \frac{404 \left( \frac{\text{kJ}}{\text{s}} \right)}{2048 \left( \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right)} = 0,197 \left( \frac{\text{kg}}{\text{s}} \right)$$

$$mv_3 = 710 \left( \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right)$$

## MASA DE VAPOR (Proceso 12-17)

$$Q_{\text{int}4} = 131(\text{kW})$$

$$Q_{\text{int}4} = mv_4 \cdot (hfg)$$

$$mv_4 = \frac{Q_{\text{int}4}}{hfg} = \frac{131 \left( \frac{\text{kJ}}{\text{s}} \right)}{2048 \left( \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right)} = 0,063 \left( \frac{\text{kg}}{\text{s}} \right)$$

$$mv_4 = 230 \left( \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right)$$

#### 6.4.2 RESUMEN CON LAS DOS ALTERNATIVAS DE REDISEÑO DEL CALENTAMIENTO DEL AIRE PARA EL PROCESO DE SECADOR

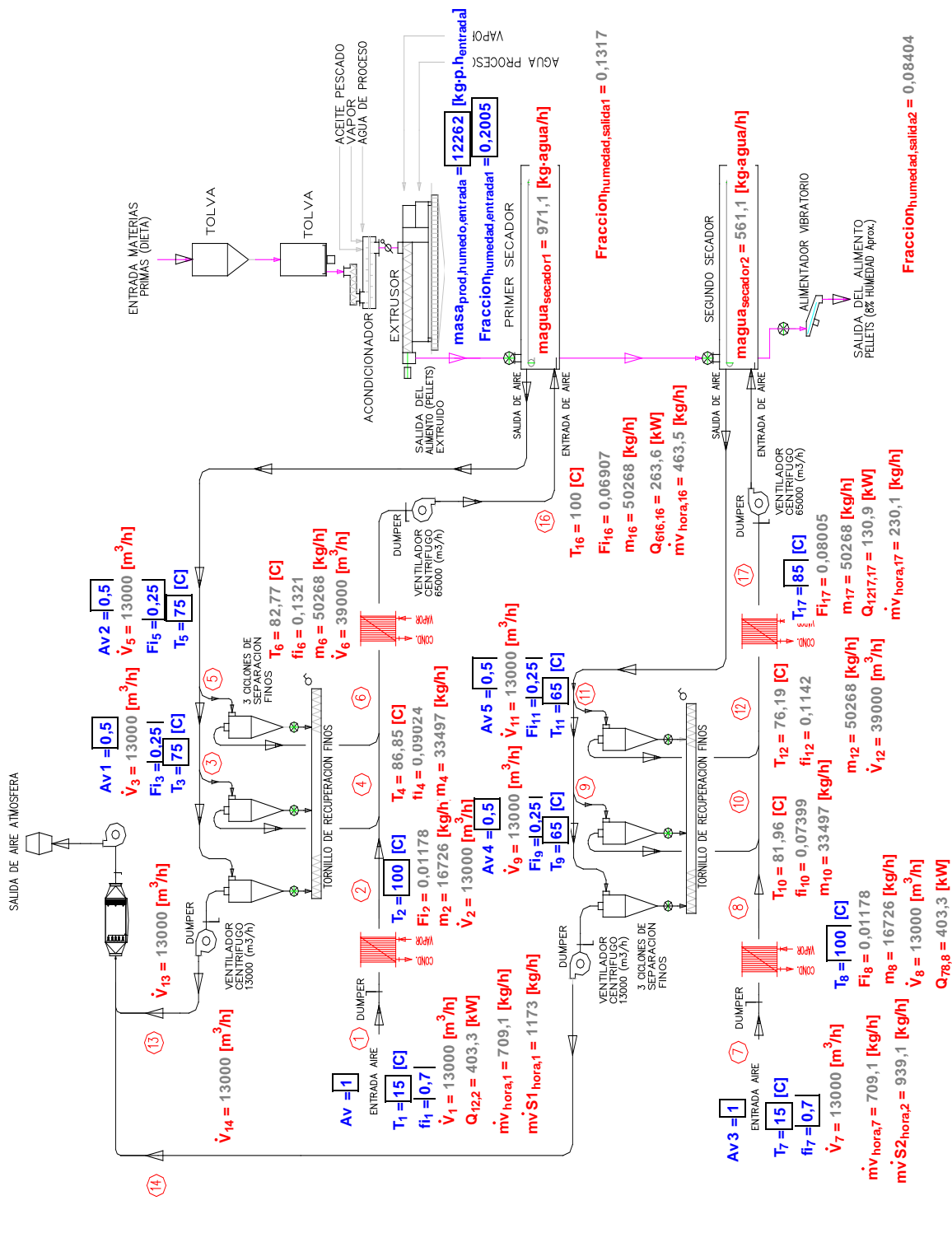
Se muestra consumo y potencia de los intercambiadores de las dos alternativas de rediseño.

Tabla 6.6 Resumen de cálculo de calor y masa de vapor referidas a los intercambiadores.

	Alternativa N°1	Alternativa N°2
Q aire 1-2 (kW)	403,3	237,1
Q aire 6-16 (kW)	263,6	-
Q aire 4-16 (kW)	-	350,9
Q aire 7-8 (kW)	403,3	284,6
Q aire 12-17 (kW)	130,9	-
Q aire 10-17 (kW)	-	294,1
mv 1°S (kg/h)	1173	1117
mv 2°S (kg/h)	939,1	933,9
mv Total (kg/h)	2112	2051

#### 6.4.2 MODELACION DE LAS ALTERNATIVAS DE REDISEÑO PARA EL CALENTAMIENTO DEL AIRE PARA EL PROCESO DE SECADO EN PROGRAMA DE INGENIERIA EES

Se realiza modelación con las dos alternativas de rediseño, a continuación se muestra esquema de modelación, según figura 6.10 y 6.11.



$m_{V \dot{O}T \text{ hora},1} = 2112 \text{ [kg/h]}$

Figura 6.10 Modelación en EES alternativa N°1 rediseño de proceso secado

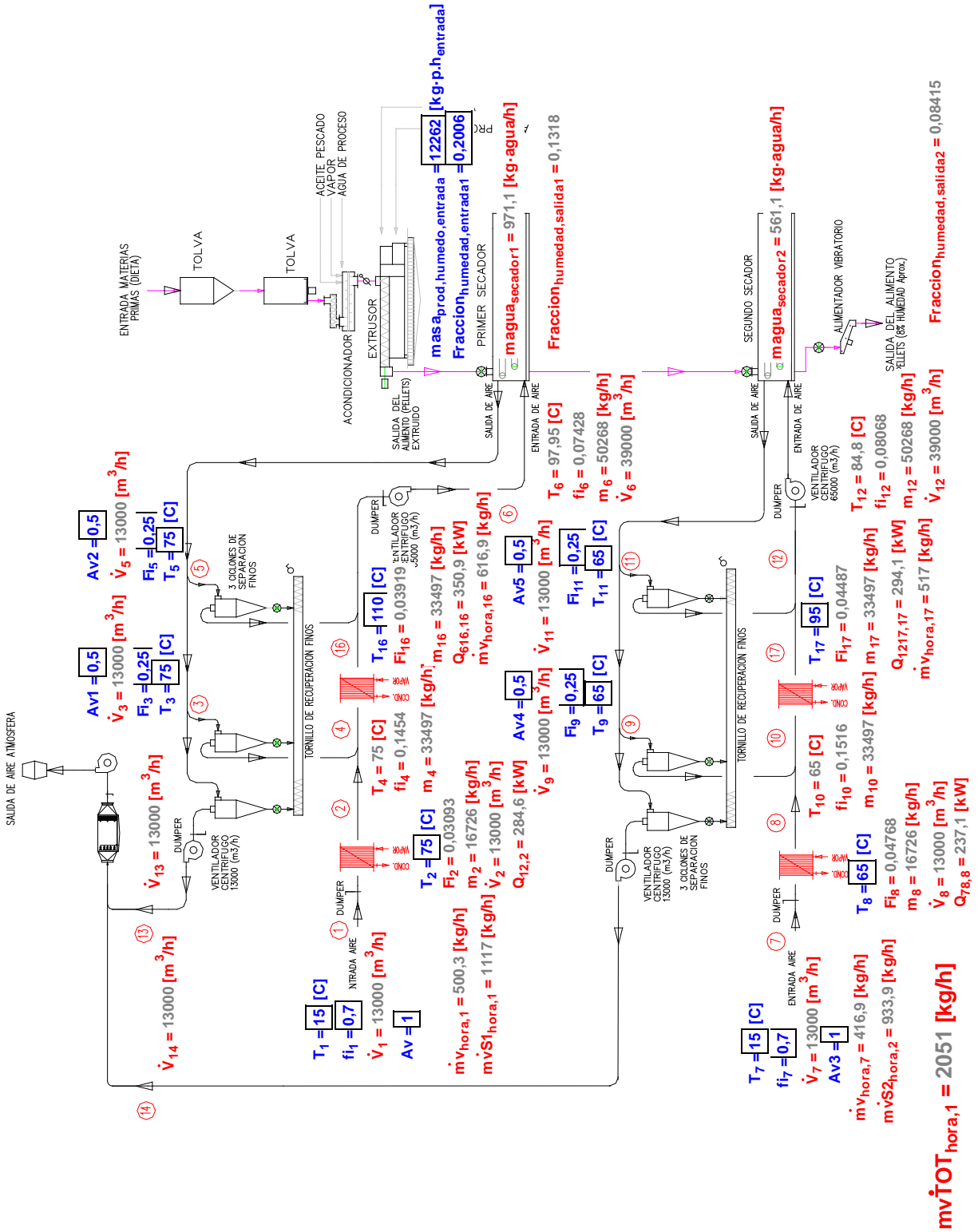


Figura 6.10 Modelación en EES alternativa N°2 rediseño de proceso secado

## CAPITULO VII

### 7.1 ESTUDIO Y SELECCIÓN DE LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR A VAPOR

#### 7.1.1 ESTUDIO DE INTERCAMBIADORES A VAPOR REQUERIDO

Un intercambiador de calor se puede describir de un modo muy elemental en donde dos corrientes de fluidos a distintas temperaturas fluyen sin mezclarse con el objetivo de enfriar o calentar una de ellas.

La disposiciones de las corrientes son esenciales para la selección de un equipo adecuado. Para este estudio las corrientes son cruzadas con un ángulo recto (vapor – aire), el tipo de intercambiados de calor más adecuado es el banco de tubos aletados.

Como se sabe en un intercambiador de calor cuando el fluido externo es un gas (aire) los coeficientes de convección tienen valores muy bajos, lo que implica que necesariamente se deben utilizar mayores superficies para mejorar la transferencia de calor, estas superficies se construyen en forma de bancos de tubos aletados y conforman el núcleo de los intercambiadores de calor y son unidades compactas de construcción robusta y resistente a la corrosión. Dependiendo de los requerimientos específicos de cada equipo y proceso se escoge el tipo de tubos aletados con distribución en forma cuadrada o triangular expuestos a un flujo transversal del aire. De los tipos de tubos, más utilizados actualmente, se tiene los de sección circular con aletas en espiral, se ha probado su alta eficiencia de transferencia de calor, la baja caída de presión y su tamaño compacto son sus principales características.

### 7.1.2 ESPECIFICACIÓN TÉCNICAS DEL EQUIPO Y PROCESO DE SECADO

De acuerdo a los cálculos obtenidos en el punto 6.4 y al estudio del tipo de intercambiador requerido se define lo siguiente:

#### ESPECIFICACIONES TÉCNICAS DEL EQUIPOS

Tipo = Intercambiados de calor a vapor

Modelo = Banco de tubos aletados.

Potencia = 500 kW

Material = Acero Inoxidable AISI 316L

Juegos de campanas de transición 2 por intercambiador, para ductos de 500mm y 1000mm.

#### ESPECIFICACIONES TÉCNICAS DE PROCESO

Presión de vapor = 7 barg

Presión del aire = Atmosférica

#### PROCESO 1 y 2 – 7 y 8

Diámetro del ducto = 500mm.

Rango de temperatura de entrada = 10°C – 20°C

Rango de temperatura de salida = 80°C – 100°C

Flujo volumétrico del aire =  $13000 \left( \frac{Nm^3}{h} \right)$

#### PROCESO 6 y 16 – 12 y 17

Diámetro del ducto = 1000mm.

Rango de temperatura de entrada = 80°C – 100°C

Rango de temperatura de salida = 100°C – 120°C

Flujo volumétrico del aire =  $65000 \left( \frac{Nm^3}{h} \right)$

### 7.1.3 COTIZACIONES DEL EQUIPO (INTERCAMBIADOR DE CALOR A VAPOR)

Se cotiza el equipo con 2 empresas que diseñan este tipo de intercambiadores de banco y tubos aletados, según especificaciones entregadas.

#### COTIZACION INPPA



Folio **207.118 - 0**  
 Fecha Emisión **21 de Noviembre de 2013**

### Cotización

Sr(es) : EWOS CHILE ALIMENTOS LTDA.  
 At. Sr(a) : RIQUELME CRISTIAN

Rut : 77.424.780-7

Dirección : PARQUE IND. ESCUADRON KM 20 S/N Fono : Fax: Forma Pago : CTDO.C/ENT. Moneda : Pesos
---

Código	Cant.	Unid.	Glosa	Valor Unitario	Desccto	Total
ICIABBAN010	4,00	UN	FABRICACION INT. DE CALOR BANCO DE TUBOS ALETADOS SEGUN CONDICIONES DE OPERACION ENTREGADAS DIMENSIONES APP. 2000 X 1500 X 180 MM , MATERIALES: TUBOS: CAÑERIA DE 1/2" ACERO INOXIDABLE 316 L SCH-10. ALETAS: ACERO INOXIDABLE CALIDAD 316 L DE 10 X 0,3 CON UNA DENSIDAD DE 8/PULGADA. COLECTORES Y ESTANQUES: ACERO INOXIDABLE CALIDAD 316 L . ESCUADRAS: ACERO INOXIDABLE CALIDAD 316 L PRESION DE PRUEBA: 10 BAR G DURANTE 30 MINUTOS . NOTA: DE ACUERDO A NUESTRO DISEÑO SE OCUPARIAN EQUIPOS SIMILARES PARA LAS CUATRO FASES, CONSIDERANDO LAS POTENCIAS TERMICAS Y CONMDICION DE OPERACION SOLICITADAS.	7.801.257,00		31.205.028,00

COTIZACION PAICAVI



**COMERCIAL E INDUSTRIAL PAICAVI LTDA.**  
INGENIERIA EN TRANSFERENCIAS DE CALOR

**COTIZACION**

FECHA : 27 de noviembre de 2013

CellP Nº : 8220/13

SENORES :	EWOS CHILE ALIMENTOS LTDA.	RUT:	
DIRECCION :	PQE. INDUSTRIAL ESCUADRÓN KM.20	FONO:	220 5792
CIUDAD :	CORONEL	MÓVIL:	6795 2080
ATENCION :	SR. JUAN CARLOS RETAMAL / SR. CRISTIAN RIQUELME		
E-MAIL :	juancarlos.retamal@ewos.com / cristian.riquelme@ewos.com		
REF :	INTERCAMBIADORES DE CALOR SECADORES LINEA 5		

Mediante esta nota tenemos el agrado de cotizar para Uds. lo siguiente:

ITEM	CANT	DESCRIPCION	VALOR UNITARIO	SUBTOTAL NETO
1	4	<b>DISEÑO Y FABRICACIÓN DE INTERCAMBIADOR DE CALOR VAPOR VS. AIRE PARA SECADORES DE L-5</b> - POTENCIA: (Calor a Transferir) 430.000 kcal/hr - TUBOS: Acero Inoxidable AISI 316L - ALETAS: Helicoidales de Ac. Inox. AISI 316L - ESTANQUES Y ESTRUCTURA: Ac. Inox. AISI 316L - CONEXIÓN ENTRADA VAPOR: Flange 3" ANSI #150 - CONEXIÓN SALIDA CONDENSADO: Flange 1.1/2" #150 - PRUEBA ESTANQUEIDAD: 13 BAR	\$ 9.624.794	\$ 38.499.178
2	4	<b>JUEGO DE CAMPANAS DE TRANSICIÓN (2 por Interc.)</b> - MATERIAL: 100% Ac. Inox. AISI 304L, 2 mm espesor - DIMENSIONES: Sección cuadrada 1650x1590 mm Sección Circular: 500 mm Largo Transición: 1000 mm - FLANGES: Ac. Inox. 5 mm espesor	\$ 5.749.246	\$ 22.996.983
<b>NETO</b>			<b>\$ 61.496.160</b>	
Producto/Servicio cubierto por el Sistema de Calidad <input checked="" type="checkbox"/> SI <input type="checkbox"/> NO			<b>19% IVA</b>	<b>\$ 11.684.270</b>
			<b>TOTAL</b>	<b>\$ 73.180.430</b>

Plazo de entrega :	16 semanas
Validez del Ppto :	15 días
Forma de Pago :	30 días
Garantía :	1 año contra defectos de fabricación, bajo las condiciones de operación declaradas

V°B° Gerente

  
Roberto Oyarzún Ríos  
Ingeniero de Servicios

V° B° Cliente



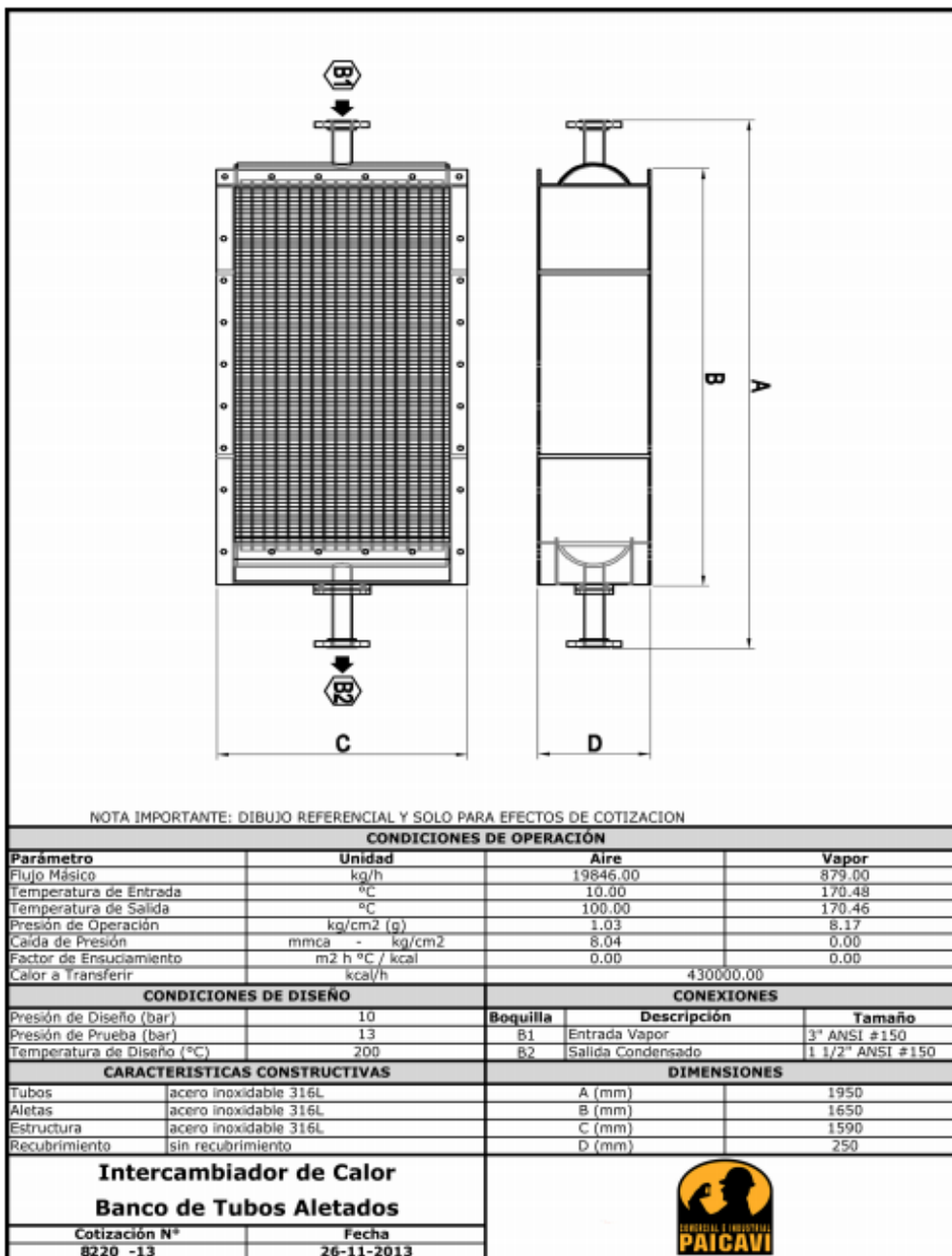


Tabla 7.1 Tabla resumen de cotización de equipo.

Equipos	INNPA	PAICAVI
4 Intercambiador de calor	\$31.205.028	\$ 38.499.178
4 Campanas de transición	no cotizo-	\$ 22.996.983
<b>Total</b>	<b>\$31.205.028</b>	<b>\$ 61.496.160</b>

## CAPITULO VIII

### 8.1 ESTUDIO DEL COSTO DE INVERSION Y OPERACIÓN DE LA NUEVA IMPLEMENTACION

#### 8.1.1 COSTOS DE INVERSION INICIAL DE LA NUEVA IMPLEMENTACIÓN

En la tabla 8.1 se resumen los costos de todos los equipos, componentes y materiales que se ocuparan en la implementación, se reflejan valores unitarios y totales sacados del capítulo VII y estimaciones realizadas con la empresa Spirax Sarco con todos los componentes y materiales estimados para la implementación. A continuación se muestra la tabla 8.1 con los valores en pesos nacionales y se adjunta un valor total con un USD de referencia de \$500.

#### 8.1 Tabla resumen con costos de los equipos, componentes y materiales.-

Item	Material	Unidad	Valor Unitario	Cantidad	Total
1	SEPARADOR DE AGUA 2.1/2" 300# Spirax Sarco	c/u	\$ 798.000	4	\$ 3.192.000
2	TRAMPA VAPOR 1/2" 300# Spirax Sarco	c/u	\$ 112.000	4	\$ 448.000
3	VALVULA DE CIERRE DIAFRAGMA 2.1/2" 300# Spirax Sarco	c/u	\$ 185.000	4	\$ 740.000
4	FITRO 2.1/2" 300# Spirax Sarco	c/u	\$ 277.000	4	\$ 1.108.000
5	FITRO 1" 300# Spirax Sarco	c/u	\$ 46.000	4	\$ 184.000
6	VALVULA DE CONTROL REGULABLE 2.1/2" 300# Spirax Sarco	c/u	\$ 2.866.000	4	\$ 11.464.000
7	FLOTADOR SEPARADOR CONDENSADO 1" Spirax Sarco	c/u	\$ 382.000	4	\$ 1.528.000
8	VALVULA DE CIERRE NEUMATICO 0-10 BAR Spirax Sarco	c/u	\$ 419.000	4	\$ 1.676.000
9	PT 100 Spirax Sarco	c/u	\$ 50.000	4	\$ 200.000
10	REGULADOR CONTROL (V/V DE CONTROL Y PT100) Spirax Sarco	c/u	\$ 197.000	4	\$ 788.000
11	CAÑERÍA 3" SCH 80 AC. CARBONO ASTM A-106 Gr B S/COSTURA	ml	\$ 43.854	150	\$ 6.578.100
12	CAÑERÍA 1" SCH 80 AC. CARBONO ASTM A-106 Gr B S/COSTURA	ml	\$ 21.198	120	\$ 2.543.760
13	FLANGE 3" 300# TIPO SW, AC. FORJADO, ANSI B16,5 CARA C/RESALTE	c/u	\$ 39.000	12	\$ 468.000
14	AISLACION TERMICA	ml	\$ 30.000	270	\$ 8.100.000
15	ESTANQUE DE CONDENSADO 2m3	c/u	\$ 5.000.000	1	\$ 5.000.000
<b>SubTotal</b>					<b>\$ 44.017.860</b>
16	INTERCAMBIADOR DE CALOR Y BANCO DE TUBOS ALETADOS	c/u	\$ 15.374.040	4	\$ 61.496.160
<b>SubTotal</b>					<b>\$ 61.496.160</b>
<b>Total</b>					<b>\$ 105.514.020</b>
<b>Total</b>					<b>USD 211.028</b>

Nota: faltaría estimar costo de ingeniería de detalle y mano de obra.-

## 8.1.2 COSTOS OPERACIONES DEL SISTEMA ACTUAL

Se realiza estudio del costo del consumo de gas LPG para el proceso de secado actual.

### PODER CALORIFICO DEL GAS LPG

$$\text{Poder calorífico inferior } P_c = 11000 \left( \frac{\text{kcal}}{\text{kg}} \right)$$

### RENDIMIENTO DE CALENTADOR DE AIRE

Se asume un rendimiento de  $\eta = 85\%$

#### 8.1.2.1 CALCULO DE CALOR Y MASA DE COMBUSTIBLE

Se ocupan los datos obtenidos en el punto 6.1.3, de la caracterización del proceso de secado actual.

### PRIMER SECADOR (Proceso 1 y 2)

#### MASA DE AIRE

$$m_{\text{aire}} = m_{2\text{aire}} \cdot 8363,35 \left( \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right) \Rightarrow 2,32 \left( \frac{\text{kg}}{\text{s}} \right)$$

#### DATOS OBTENIDOS DE SOFTWARE EES

$$\text{Entalpía del aire húmedo } (h_1) = 33,85 \left( \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right)$$

$$\text{Entalpía del aire húmedo } (h_2) = 307,2 \left( \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right)$$

#### CALOR APORTADO POR EL AIRE

$$Q_{\text{Aire1-2}} = m \cdot \Delta h$$

$$Q_{\text{Aire1-2}} = 2,32 \cdot (296,7 - 33,85)$$

$$Q_{\text{Aire1-2}} = 610(\text{kW})$$

## CALOR APORTADO POR GAS LPG

$$P_c = 11000 \left( \frac{kcal}{kg} \right)$$

$$\eta = 85\%$$

$$Q_{gas1-2} = \frac{Q_{aire1-2}}{\eta} \cdot 100$$

$$\eta = \frac{Q_{aire1-2}}{Q_{gas1-2}} \cdot 100 \Rightarrow Q_{gas1-2} = \frac{610}{85} \cdot 100$$

$$Q_{gas1-2} = 718(kW)$$

## MASA DE COMBUSTIBLE

$$Q_{Gas1-2} = m_{Gas1-2} \cdot P_c \Rightarrow m_{Gas1-2} = \frac{Q_{Gas1-2}}{P_c}$$

$$m_{Gas1-2} = \frac{718}{11000 \cdot 4,18}$$

$$m_{Gas1-2} = 56,2 \left( \frac{kgcomb}{h} \right)$$

## PRIMER SECADOR (Proceso 7 y 8)

## MASA DE AIRE

$$m_{7aire} = m_{8aire} = 8363,35 \left( \frac{kg}{h} \right) \Rightarrow 2,32 \left( \frac{kg}{s} \right)$$

## DATOS OBTENIDOS DE SOFTWARE EES

$$\text{Entalpía del aire húmedo } (h_7) = 33,85 \left( \frac{kJ}{kg} \right)$$

$$\text{Entalpía del aire húmedo } (h_8) = 234 \left( \frac{kJ}{kg} \right)$$

## CALOR APORTADO POR EL AIRE

$$Q_{Aire7-8} = m \cdot \Delta h$$

$$Q_{Aire1-2} = 2,32 \cdot (307,2 - 33,85)$$

$$Q_{Aire7-8} = 464 (kW)$$

## CALOR APORTADO POR GAS LPG

$$P_C = 11000 \left( \frac{kcal}{kg} \right)$$

$$\eta = 85\%$$

$$Q_{Gas1-2} = \frac{Q_{Aire7-8}}{\eta} \cdot 100$$

$$\eta = \frac{Q_{Aire7-8}}{Q_{Gas7-8}} \cdot 100 \Rightarrow Q_{Gas7-8} = \frac{464}{85} \cdot 100$$

$$Q_{Gas7-8} = 546 (kW)$$

## MASA DE COMBUSTIBLE

$$Q_{Gas7-8} = m_{Gas7-8} \cdot P_C \Rightarrow m_{Gas7-8} = \frac{Q_{Gas7-8}}{P_C}$$

$$m_{Gas7-8} = \frac{546}{11000 \cdot 4,18}$$

$$m_{Gas7-8} = 42,75 \left( \frac{kgcomb}{h} \right)$$

## 8.1.2.2 COSTO DEL CONSUMO DE GAS LPG PARA EL PROCESO DE SECADO ACTUAL.

El costo de la energía entregada a Ewos es de  $19 \left( \frac{USD}{MMBTU} \right)$  y se puede calcular para cada secador, el costo mensual por consumo de combustible.

Se utilizó un cambio de \$500 por dólar.

$$19 \left( \frac{USD}{MMBTU} \right) \cdot \$500 \Rightarrow 9500 \left( \frac{\$}{MMBTU} \right)$$

$$1MBTU = 0,2525Mkcal$$

$$\frac{9500 \left( \frac{\$}{MMBTU} \right)}{0,2525Mkcal} = 0,03762 \cdot 10^{-6} \left( \frac{\$}{kcal} \right)$$

$$0,03762 \cdot 10^{-6} \left( \frac{\$}{kcal} \right) \cdot 12000 \left( \frac{kcal}{kg} \right) = 451,4 \left( \frac{\$}{kg} \right)$$

Asumiendo que el equipo funciona  $6 \left( \frac{hrs}{Turno} \right) \cdot 3 \left( \frac{Turnos}{Dia} \right) \cdot 26 \left( \frac{Dias}{Mes} \right)$ , lo cual indica lo siguiente.

#### PRIMER SECADOR

$$m_{Gas1-2} = 56,2 \left( \frac{kgcomb}{h} \right) \cdot 451,4 \left( \frac{\$}{kg} \right) = 25368 \left( \frac{\$}{h} \right) \Rightarrow 50,7 \left( \frac{USD}{h} \right)$$

$$23728 \left( \frac{USD}{mes} \right) \quad \text{ó} \quad 11.872.224 \left( \frac{\$}{mes} \right)$$

#### SEGUNDO SECADOR

$$m_{Gas7-8} = 42,75 \left( \frac{kgcomb}{h} \right) \cdot 451,4 \left( \frac{\$}{kg} \right) = 19297 \left( \frac{\$}{h} \right) \Rightarrow 38,59 \left( \frac{USD}{h} \right)$$

$$18062 \left( \frac{USD}{mes} \right) \quad \text{ó} \quad 9.030.996 \left( \frac{\$}{mes} \right)$$

### 8.1.3 COSTOS OPERACIONES DE LA NUEVA IMPLEMENTACION

#### 8.1.3.1 MASA DE VAPOR DE LA NUEVA IMPLEMENTACION

Se obtiene los datos de la tabla 6.6, alternativa N°1.

##### PRIMER SECADOR

$$mv_{1^{\circ}\text{secador}} = 1173 \left( \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right)$$

##### SEGUNDO SECADOR

$$mv_{2^{\circ}\text{secador}} = 939 \left( \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right)$$

#### 8.1.3.2 COSTO DEL CONSUMO DE VAPOR PARA NUEVA IMPLEMENTACION

El costo de la generación de vapor producida por las calderas es de 44  $\left( \frac{\text{USD}}{\text{Ton}} \right)$ , este valor contempla agua y combustible, personal, mantención y consumo eléctrico. Con estos datos se puede calcular el valor de la  $\left( \frac{\text{Ton}}{\text{h}} \right)$  de la nueva implementación

Se utilizó un cambio de \$500 por dólar.

$$44 \left( \frac{\text{USD}}{\text{Ton}} \right) \cdot \$500 \Rightarrow 22000 \left( \frac{\$}{\text{Ton}} \right)$$

Asumiendo que el equipo funciona 6  $\left( \frac{\text{hrs}}{\text{Turno}} \right)$  3  $\left( \frac{\text{Turnos}}{\text{Dia}} \right)$  26  $\left( \frac{\text{Dias}}{\text{Mes}} \right)$ , lo cual indica lo siguiente.

PRIMER SECADOR

$$mv_{1^{\circ}\text{secador}} = 1.17 \left( \frac{\text{Ton}}{h} \right) \cdot 22000 \left( \frac{\$}{\text{Ton}} \right) = 25740 \left( \frac{\$}{h} \right) \Rightarrow 51,48 \left( \frac{\text{USD}}{h} \right)$$

$$24093 \left( \frac{\text{USD}}{\text{mes}} \right) \quad \text{ó} \quad 12.046.320 \left( \frac{\$}{\text{mes}} \right)$$

SEGUNDO SECADOR

$$mv_{2^{\circ}\text{secador}} = 0.939 \left( \frac{\text{Ton}}{h} \right) \cdot 22000 \left( \frac{\$}{\text{Ton}} \right) = 20660 \left( \frac{\$}{h} \right) \Rightarrow 41,3 \left( \frac{\text{USD}}{h} \right)$$

$$19328 \left( \frac{\text{USD}}{\text{mes}} \right) \quad \text{ó} \quad 9.668.880 \left( \frac{\$}{\text{mes}} \right)$$

8.1.4 RESUMEN COMPARATIVOS CON LOS COSTO OPERACIONES DEL SISTEMA ACTUAL Y LA NUEVA IMPLEMENTACION.

Tabla 8.1 Resumen costos operaciones del sistema actual y nueva implementación.

	Situación actual GAS LPG $\left( \frac{\text{USD}}{\text{mes}} \right)$	Nueva implementación VAPOR $\left( \frac{\text{USD}}{\text{mes}} \right)$
PRIMER SECADOR	23728	24093
SEGUNDO SECADOR	18062	19328
TOTAL	41790	43421

Los cálculos obtenidos desprende que no existe un ahorro con la nueva implementación de calentar el aire con intercambiadores de calor. No obstante en las conclusiones se argumentara las ventajas del sistema propuesto.



## CAPITULO IX

### 9.1 CONCLUSIONES

- Haciendo la comparación de la situación actual con la implementación propuesta no se evidencia una diferencia notoria de los costos de ahorro por concepto de costo de energía ya que los resultados son muy similares.
- El rediseño del sistema de calentamiento del aire con vapor elimina los gases de combustión que emiten las dos chimeneas de los calentadores de aire a gas LPG, disminuyendo considerablemente la emisión de gases que inciden en el efecto invernadero y otros gases contaminantes ambientales.
- Con el rediseño se elimina las altas temperaturas que requiere el calentador de aire actual y se depende menos de la recirculación, debido al intercambiador de vapor proyectado a la entrada del aire al secador, esto para incrementar la temperatura óptima de ingreso al secador.
- El rediseño contempla la instalación de 4 intercambiadores de calor de banco de tubos aletados de 500 ( $kW$ ) de potencia térmica con 4 hileras de tubos de 3/4" diámetro c/u.
- El presente rediseño interviene al mínimo el diseño existente, debido a la incorporación de los intercambiadores de calor en los ductos existentes, así se consigue las menores modificaciones al proceso de secado actual.
- Con el cálculo obtenido del consumo de vapor en el rediseño, se puede estimar el consumo de vapor para el proceso de secado de toda la planta, debido a la similitud de las 7 líneas de producción.
- Con el rediseño se abordará la disponibilidad de líneas de vapor dado que están sobre dimensionadas para el consumo actual de vapor. Esta recomendación nace del estudio de auditoria de vapor realizada por la empresa Termodinámica.

## 9.2 RECOMENDACIONES

- Para el proceso actual o futuro rediseño, instalar sensores de humedad relativa en la salida del aire de los secadores, ya que con este dato más la temperatura de salida del aire, se podrá conocer cuánta humedad está captando el aire en el secador y se podrá regular la temperatura de entrada de aire al secador.
- Proponer la instalación de equipo que mida la humedad en línea del producto entre los dos secadores y a la salida del producto, en el proceso de secado ya que en las mediciones realizadas se evidencia que el producto se está secando más de lo establecido por el proceso, por ende se está gastando mayor energía.
- Ocupar energía disponible para calentar el aire fresco antes de entrar al calentador de aire y así aumentar la apertura del damper de aire fresco, con esto se disminuye la temperatura del calentado de aire, el consumo de gas y los gases de combustión emitidos por las chimeneas.
- Revisar la aislación térmica de los calentadores de aire existentes ya que está con deterioro en varios sectores, esto debido a las altas temperaturas que está sometido el equipo.
- Para el rediseño contemplar un manifold de alta presión para los extrusores y los intercambiadores de los secadores y otro manifold de baja presión para los servicios de calentamiento de agua o aceite para el área de líquidos.
- Para los intercambiadores proyectados contemplar compuerta de inspección, debido a los finos que se generan en los secadores, sobre todo los intercambiador proyectados a la entrada del secador ya que toma aire de recirculación.

## CAPITULO X

### 10.1 BIBLIOGRAFIA



PROPIEDADES DEL AIRE HUMEDAD Y PROCESOS CON AIRE HUMEDO (SICROMETRIA) apunte de termotecnia

Prof. Luis Cerda M. 2012.



TRANSFERENCIA DE CALOR apunte de máquinas térmicas

Prof. Luis Cerda M. 2012.



PROPIEDADES DEL VAPOR DE AGUA apunte de máquinas terminas

Prof. Vicente Pita V. 2012.



MANUAL DEL INGENIERO MECANICO MARKS.

Avallone, Egene A. 1995.



MANUAL DEL INGENIERO QUÍMICO.

Perry, Robert H. 1992.



DOCUMENTACIÓN TÉCNICA EWOS CHILE S.A.

Graintec a/s. 2000.



MEMORIA "AUDITORIA ENERGETICA  
PROCESO DE SECADO DE PELLETS  
PLANTA EWOS CHILE S.A"  
U.B.B.

Ing. Nelson Tapia Troncoso 2003.

## **CAPITULO XI**

### **11.1 ANEXOS**

ANEXO 1 Tabla 3.1a Agua, vapor y liquido saturado

T K	P MPa	volume, m <sup>3</sup> /kg		enthalpy, kJ/kg			entropy, kJ/(kg·K)		
		v <sub>f</sub>	v <sub>g</sub>	h <sub>f</sub>	h <sub>fg</sub>	h <sub>g</sub>	s <sub>f</sub>	s <sub>fg</sub>	s <sub>g</sub>
273.16	0.0006113	0.001000	206.1	0.0	2500.9	2500.9	0.0	9.1555	9.1555
275	0.0006980	0.001000	181.7	7.5	2496.8	2504.3	0.0274	9.0792	9.1066
280	0.0009912	0.001000	130.3	28.1	2485.4	2513.5	0.1015	8.8765	8.9780
285	0.001388	0.001001	94.67	48.8	2473.9	2522.7	0.1749	8.6803	8.8552
290	0.001919	0.001001	69.67	69.7	2462.2	2531.9	0.2475	8.4903	8.7378
295	0.002620	0.001002	51.90	90.7	2450.3	2541.0	0.3193	8.3061	8.6254
300	0.003536	0.001004	39.10	111.7	2438.4	2550.1	0.3900	8.1279	8.5179
305	0.004718	0.001005	29.78	132.8	2426.3	2559.1	0.4598	7.9551	8.4149
310	0.006230	0.001007	22.91	153.9	2414.3	2568.2	0.5285	7.7878	8.3163
315	0.008143	0.001009	17.80	175.1	2402.0	2577.1	0.5961	7.6255	8.2216
320	0.01054	0.001011	13.96	196.2	2389.8	2586.0	0.6626	7.4682	8.1308
325	0.01353	0.001013	11.04	217.3	2377.6	2594.9	0.7280	7.3156	8.0436
330	0.01721	0.001015	8.809	238.4	2365.3	2603.7	0.7924	7.1675	7.9599
335	0.02171	0.001018	7.083	259.4	2353.0	2612.4	0.8557	7.0236	7.8793
340	0.02718	0.001021	5.737	280.5	2340.5	2621.0	0.9180	6.8838	7.8018
345	0.03377	0.001024	4.680	301.5	2328.0	2629.5	0.9793	6.7479	7.7272
350	0.04166	0.001027	3.844	322.5	2315.4	2637.9	1.0397	6.6156	7.6553
355	0.05105	0.001030	3.178	343.4	2302.9	2646.3	1.0991	6.4869	7.5860
360	0.06215	0.001034	2.643	364.4	2290.1	2654.5	1.1577	6.3615	7.5192
365	0.07521	0.001037	2.211	385.3	2277.3	2662.6	1.2155	6.2391	7.4546
370	0.09047	0.001041	1.860	406.3	2264.3	2670.6	1.2725	6.1198	7.3923
375	0.1082	0.001045	1.573	427.3	2251.2	2678.5	1.3288	6.0032	7.3320
380	0.1288	0.001049	1.337	448.3	2237.9	2686.2	1.3843	5.8894	7.2737
385	0.1524	0.001053	1.142	469.3	2224.5	2693.8	1.4393	5.7779	7.2172
390	0.1795	0.001058	0.9800	490.4	2210.9	2701.3	1.4936	5.6688	7.1624
395	0.2104	0.001062	0.8445	511.5	2197.0	2708.5	1.5473	5.5621	7.1094
400	0.2456	0.001067	0.7308	532.7	2182.9	2715.6	1.6005	5.4573	7.0578
405	0.2854	0.001072	0.6349	554.0	2168.6	2722.6	1.6532	5.3546	7.0078
410	0.3302	0.001077	0.5537	575.3	2154.0	2729.3	1.7054	5.2537	6.9591
415	0.3806	0.001082	0.4846	596.7	2139.1	2735.8	1.7572	5.1545	6.9117
420	0.4370	0.001087	0.4256	618.2	2123.9	2742.1	1.8085	5.0570	6.8655
425	0.4999	0.001093	0.3750	639.8	2108.4	2748.2	1.8594	4.9611	6.8205
430	0.5699	0.001099	0.3314	661.4	2092.7	2754.1	1.9099	4.8667	6.7766
435	0.6474	0.001104	0.2938	683.1	2076.6	2759.7	1.9599	4.7737	6.7336
440	0.7332	0.001110	0.2612	705.0	2060.0	2765.0	2.0096	4.6820	6.6916
445	0.8277	0.001117	0.2328	726.9	2043.2	2770.1	2.0590	4.5914	6.6504
450	0.9315	0.001123	0.2080	749.0	2025.9	2774.9	2.1080	4.5020	6.6100
455	1.045	0.001130	0.1864	771.1	2008.2	2779.3	2.1567	4.4136	6.5703
460	1.170	0.001137	0.1673	793.4	1990.1	2783.5	2.2050	4.3263	6.5313
465	1.306	0.001144	0.1506	815.7	1971.6	2787.3	2.2530	4.2399	6.4929
470	1.454	0.001152	0.1358	838.2	1952.6	2790.8	2.3007	4.1544	6.4551
475	1.615	0.001159	0.1227	860.8	1933.0	2793.8	2.3482	4.0695	6.4177
480	1.789	0.001167	0.1111	883.5	1913.0	2796.5	2.3953	3.9855	6.3808
490	2.181	0.001184	0.09150	929.3	1871.4	2800.7	2.4687	3.8193	6.3080
500	2.637	0.001202	0.07585	975.6	1827.5	2803.1	2.5413	3.6550	6.2363
510	3.163	0.001222	0.06323	1022.6	1781.0	2803.6	2.6131	3.4921	6.1652
520	3.766	0.001244	0.05296	1070.4	1731.7	2802.1	2.6844	3.3301	6.0945
530	4.453	0.001267	0.04454	1119.1	1679.1	2798.2	2.7555	3.1681	6.0236
540	5.233	0.001293	0.03758	1168.9	1622.9	2791.8	2.8266	3.0055	5.9521
550	6.112	0.001322	0.03179	1219.9	1562.7	2782.6	2.8982	2.8413	5.8795
560	7.100	0.001355	0.02694	1272.5	1497.8	2770.3	2.9706	2.6746	5.8052
570	8.206	0.001391	0.02284	1326.9	1427.5	2754.4	3.0421	2.5044	5.7285
580	9.439	0.001433	0.01934	1383.3	1350.9	2734.2	3.1137	2.3291	5.6484
590	10.81	0.001482	0.01635	1442.3	1266.6	2708.9	3.1852	2.1468	5.5635
600	12.33	0.001540	0.01375	1504.6	1172.5	2677.1	3.2567	1.9543	5.4717
610	14.02	0.001611	0.01146	1571.1	1065.6	2636.7	3.3282	1.7468	5.3699
620	15.88	0.001704	0.009422	1644.3	939.6	2583.9	3.4000	1.5154	5.2524
630	17.95	0.001837	0.007532	1729.3	781.4	2510.7	3.4721	1.2404	5.1075
640	20.25	0.002076	0.005626	1842.9	550.5	2393.4	3.5448	0.8602	4.8991
647.29	22.089	0.003155	0.003155	2098.8	0.0	2098.8	4.4289	0.0	4.4289

ANEXO 2 Resultado de laboratorio de humedad del producto

BASE Húmeda		HUMEDAD		SALIDA SÓLIDA	
H1	H2	H1	H2	H1	H2
5.81	5.40			2.019 g	1.910 g
				16.08.13	04:28
				2.040 g	1.809 g
				16.08.13	04:37
				2.031 g	1.832 g
				16.08.13	04:54


~~SALIDA SÓLIDA~~  
 Criterio desconexión 3  
 Temp. desecac. 150 °C  
 Peso inicial 2.019 g  
 0...-100 %MC  
 Durac. total 4:21 min  
 Resul. final -5.40 %MC  
 1.910 g  
 ---16.08.13---04:28---

SALIDA A CUERPO  
 Criterio desconexión 3  
 Temp. desecac. 150 °C  
 Peso inicial 2.040 g  
 0...-100 %MC  
 Durac. total 4:39 min  
 Resul. final -11.32 %MC  
 1.809 g  
 ---16.08.13---04:37---

SALIDA EXTRUSA  
 Criterio desconexión 3  
 Temp. desecac. 150 °C  
 Peso inicial 2.031 g  
 0...-100 %MC  
 Durac. total 4:08 min  
 Resul. final -20.65 %MC  
 1.632 g  
 ---16.08.13---04:54---

SALIDA EXTRUSA  
 Criterio desconexión 3  
 Temp. desecac. 150 °C  
 Peso inicial 2.045 g  
 0...-100 %MC  
 Durac. total 4:08 min  
 Resul. final -20.65 %MC  
 1.632 g  
 ---16.08.13---04:54---

ANEXO 3 Cotización INPPA intercambiador de vapor



**INPPA**

**Folio** 207.118 - 0  
**Fecha Emisión** 21 de Noviembre de 2013

### Cotización

**Sr(es):** EWOS CHILE ALIMENTOS LTDA.  
**At. Sr(a):** RIQUELME CRISTIAN

**Rut:** 77.424.780-7

**Dirección:** PARQUE IND. ESCUADRON KM 20 S/N  
**Fono:**  
**Fax:**  
**Forma Pago:** CTDO.C/ENT.  
**Moneda:** Pesos

Código	Cant.	Unid.	Glosa	Valor Unitario	Descto	Total
ICIABBAN010	4,00	UN	FABRICACION INT. DE CALOR BANCO DE TUBOS ALETADOS SEGUN CONDICIONES DE OPERACION ENTREGADAS DIMENSIONES APP. 2000 X 1500 X 180 MM  MATERIALES: TUBOS: CAÑERIA DE 1/2" ACERO INOXIDABLE 316 L SCH-10. ALETAS: ACERO INOXIDABLE CALIDAD 316 L DE 10 X 0,3 CON UNA DENSIDAD DE 8/PULGADA. COLECTORES Y ESTANQUES: ACERO INOXIDABLE CALIDAD 316 L. ESCUADRAS: ACERO INOXIDABLE CALIDAD 316 L. PRESION DE PRUEBA: 10 BAR G DURANTE 30 MINUTOS  NOTA: DE ACUERDO A NUESTRO DISEÑO SE OCUPARIAN EQUIPOS SIMILARES PARA LAS CUATRO FASES, CONSIDERANDO LAS POTENCIAS TERMICAS Y CONMDICION DE OPERACION SOLICITADAS.	7.801.257,00		31.205.028,00

<b>SUB-TOTAL</b>	<b>DESCUENTO</b>	<b>AFECTO</b>	<b>IVA</b>	<b>TOTAL</b>
31.205.028,00		31.205.028,00	5.928.955,00	37.133.983,00

**OBSERVACIONES**  
 PLAZO DE ENTREGA: 30 DIAS DESDE LA ACEPTACION  
 VALIDEZ OFERTA 30 DIAS  
 GARANTIA: 12 MESES DEEFCTOS DE FABRICACION Y COND. NORMELES DE OPERACION

ANEXO 4 Cotización de PAICAVI Intercambiador de calor



**COMERCIAL E INDUSTRIAL PAICAVI LTDA.**  
INGENIERIA EN TRANSFERENCIAS DE CALOR

**COTIZACION**

FECHA : 27 de noviembre de 2013

CeIP N° : 8220/13

<b>SEÑORES :</b>	EWOS CHILE ALIMENTOS LTDA.	<b>RUT:</b>	
<b>DIRECCION :</b>	PQE. INDUSTRIAL ESCUADRÓN KM.20	<b>FONO:</b>	220 5792
<b>CIUDAD :</b>	CORONEL	<b>MÓVIL:</b>	6795 2080
<b>ATENCIÓN:</b>	SR. JUAN CARLOS RETAMAL / SR. CRISTIAN RIQUELME		
<b>E-MAIL:</b>	juancarlos.retamal@ewos.com / cristian.riquelme@ewos.com		
<b>REF :</b>	INTERCAMBIADORES DE CALOR SECADORES LINEA 5		

Mediante esta nota tenemos el agrado de cotizar para Uds. lo siguiente:

ITEM	CANT	DESCRIPCION	VALOR UNITARIO	SUBTOTAL NETO
1	4	<b>DISEÑO Y FABRICACIÓN DE INTERCAMBIADOR DE CALOR VAPOR VS. AIRE PARA SECADORES DE L-5</b> - POTENCIA: (Calor a Transferir) 430.000 kcal/hr - TUBOS: Acero Inoxidable AISI 316L - ALETAS: Helicoidales de Ac. Inox. AISI 316L - ESTANQUES Y ESTRUCTURA: Ac. Inox. AISI 316L - CONEXIÓN ENTRADA VAPOR: Flange 3" ANSI #150 - CONEXIÓN SALIDA CONDENSADO: Flange 1.1/2" #150 - PRUEBA ESTANQUEIDAD: 13 BAR	\$ 9.624.794	\$ 38.499.178
2	4	<b>JUEGO DE CAMPANAS DE TRANSICIÓN (2 por interc.)</b> - MATERIAL: 100% Ac. Inox. AISI 304L, 2 mm espesor - DIMENSIONES: Sección cuadrada 1650x1590 mm Sección Circular: 500 mm Largo Transición: 1000 mm - FLANGES: Ac. Inox. 5 mm espesor	\$ 5.749.246	\$ 22.996.983
			<b>NETO</b>	<b>\$ 61.496.160</b>
			19% IVA	\$ 11.684.270
			<b>TOTAL</b>	<b>\$ 73.180.430</b>

Producto/Servicio cubierto por el Sistema de Calidad  SI  NO

<b>Plazo de entrega :</b>	16 semanas
<b>Validez del Ppto :</b>	15 días
<b>Forma de Pago :</b>	30 días
<b>Garantía :</b>	1 año contra defectos de fabricación, bajo las condiciones de operación declaradas

V°B° Gerente

  
**Roberto Oyarzún Ríos**  
Ingeniero de Servicios

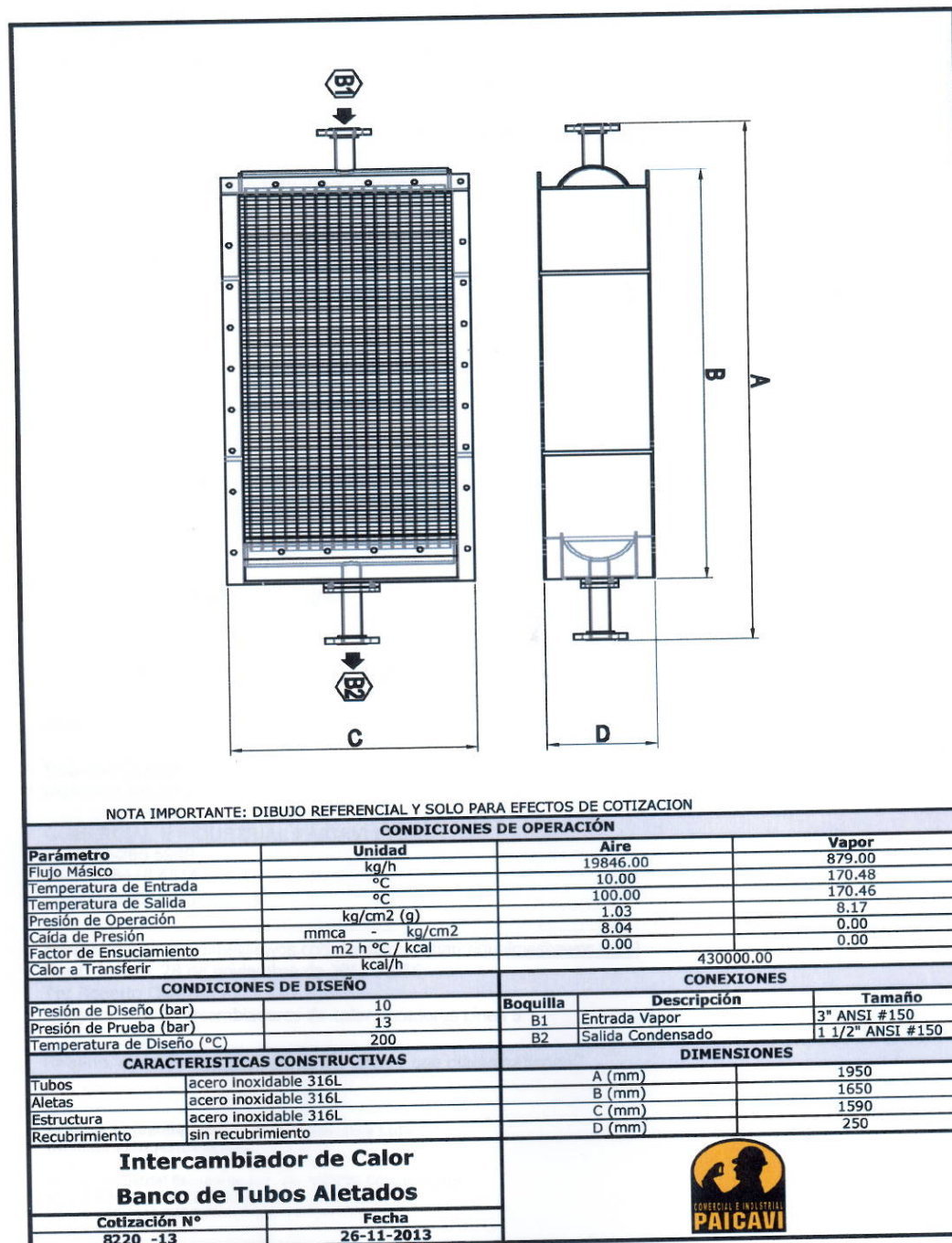
V° B° Cliente

**Nota:** - En caso de aprobación enviar o/c a nombre de Comercial e Industrial Paicavi Ltda. RUT 86.436.700-3, o devolver esta cotización firmada.

Av. Paicavi 1879, Concepción, Chile / Fono:56(41)2855989-2855980-2227092 / Fax:56(41)2227092 / E-mail: roberto.oyarzun@paicavi.cl



ANEXO 5 Superficie de transferencia de Intercambiador de vapor cotizado



ANEXO 6 Datos solicitados con costo y poder calorífico



**Re: Solicitud**   
**Jaime Veragua** to: Cristian Riquelme

06-11-2013 14:59

**Costo y Poder Calorífico**

Gas LPG.- Costo Neto 19 USD/MMBTU - Poder 12.000 Kcal/Kg  
 Gas Natural.- Costo Neto 20.5 USD/MMBTU - Poder 9.300 Kcal/Kg (kcal/m<sup>3</sup>)  
 Petróleo ocupado en las calderas.(Fuel 6) - Costo Neto 16.5 USD/MMBU - Poder 10.200 Kcal/Kg

Aunque estos valores cambian semana a semana igual que las bencinas.

**Costo**

Generación de Vapor  
 44 USD/Ton *que contempla - ?*

Saludos

**Jaime Veragua | EWOS Chile Alimentos Ltda.**  
 Jefe de Medio Ambiente y Servicios Auxiliares

Parque Industrial Escuadrón Km 20, 4190000 Concepción, Chile  
 Phone +56 (41) 220 5750 Fax  
 Direct +56 (41) 220 5750  
 www.ewos.cl



Cristian Riquelme [Hola Jaime, te cuento, estoy trabajando en mi te...](#) 29-10-2013 10:14:47

From: Cristian Riquelme/CI/EWOS  
 To: Jaime Veragua/CI/EWOS@EWOS  
 Cc: Juan Rojas/CI/EWOS@EWOS  
 Date: 29-10-2013 10:14  
 Subject: Solicitud

Hola Jaime, te cuento, estoy trabajando en mi tesis en un estudio de alternativa de calentamiento del aire para los secadores Sprout Matador y voy a entrar a la etapa de calculo del costo de la energia necesaria para el sistema, favor tu me puedes enviar el costo y Poder Calorífico de los sgtes combustibles.-

**Costo y Poder Calorífico**

Gas LPG.-  
 Gas Natural.-  
 Petroleo ocupado en las calderas.-

**Costo**

Generación de Vapor

Gracias.-

Atte.-

**Cristian Riquelme | EWOS Chile Alimentos Ltda.**  
 Analista Plan Mantencion

Parque Industrial Escuadron Km. 20, 490000 Coronel, Chile  
 Phone +56 (41) 220 5700 Fax  
 Direct +56 (41) 220 5781

EWOS is a member of the Cermaq group

ANEXO 7 Caracterización de proceso actual de secado en programa de ingeniería EES.

Evaluacion secador de pellets N°1 de EWOS

$$P = 101,3$$

$$T_1=15$$

$$f_{i1}=0,7$$

$$\dot{V}_1 = 13000 \cdot Av$$

$$Av=0,5$$

$$v_1 = v (\text{AIRH2O} ; R = f_{i1} ; T = 0 ; P = P )$$

$$m_1 = \frac{\dot{V}_1}{v_1}$$

$$H_1 = h (\text{AIRH2O} ; R = f_{i1} ; T = T_1 ; P = P )$$

$$W_1 = \omega (\text{AIRH2O} ; R = f_{i1} ; T = T_1 ; P = P )$$

$$W_2 = W_1$$

$$m_2 = m_1$$

$$T_2=280$$

$$F_{i2} = RH (\text{AIRH2O} ; T = T_2 ; w = W_2 ; P = P )$$

$$\dot{V}_2 = \dot{V}_1$$

$$h_2 = h (\text{AIRH2O} ; w = W_2 ; T = T_2 ; P = P )$$

$$Q_{12,2} = m_1 \cdot \left[ \frac{h_2 - H_1}{3600} \right]$$

$$t_3=55$$

$$F_{i3}=0,408$$

$$\dot{V}_3 = 26000 \cdot Av1$$

$$Av1=0,82$$

$$m_3 = \frac{\dot{V}_3}{v_3}$$

$$v_3 = v (AIRH2O ; R = Fi_3 ; T = 0 ; P = P )$$

$$H_3 = h (AIRH2O ; R = Fi_3 ; T = T_3 ; P = P )$$

$$W_3 = \omega (AIRH2O ; R = Fi_3 ; T = T_3 ; P = P )$$

$$TBH_3 = WB (AIRH2O ; R = Fi_3 ; T = T_3 ; P = P )$$

$$m_2 \cdot h_2 + m_3 \cdot H_3 = m_4 \cdot h_4$$

$$m_4 = m_2 + m_3$$

$$m_2 \cdot W_2 + m_3 \cdot W_3 = m_4 \cdot W_4$$

$$T_4 = T (AIRH2O ; h = h_4 ; w = W_4 ; P = P )$$

$$\dot{V}_4 = \dot{V}_2 + \dot{V}_3$$

$$fi_4 = RH (AIRH2O ; T = T_4 ; w = W_4 ; P = P )$$

$$t_5=55$$

$$Fi_5=0,408$$

$$\dot{V}_5 = 26000 \cdot Av2$$

$$Av2=0,82$$

$$m_5 = \frac{\dot{V}_5}{v_5}$$

$$v_5 = v (AIRH2O ; R = Fi_5 ; T = 0 ; P = P )$$

$$H_5 = h (AIRH2O ; R = Fi_5 ; T = T_5 ; P = P )$$

$$W_5 = \omega (AIRH2O ; R = Fi_5 ; T = T_5 ; P = P )$$

$$m_4 \cdot h_4 + m_5 \cdot H_5 = m_6 \cdot h_6$$

$$m_6 = m_4 + m_5$$

$$m_4 \cdot W_4 + m_5 \cdot W_5 = m_6 \cdot W_6$$

$$T_6 = T (AIRH_2O ; h = h_6 ; w = W_6 ; P = P )$$

$$\dot{V}_6 = \dot{V}_4 + \dot{V}_5$$

$$f_{i6} = RH (AIRH_2O ; T = T_6 ; w = W_6 ; P = P )$$

$$TBH_6 = WB (AIRH_2O ; h = h_6 ; w = W_6 ; P = P )$$

$$t_{13} = 65$$

$$F_{i13} = 0,408$$

$$\dot{V}_{13} = 13000$$

$$\dot{V}_{13} = \dot{V}_1$$

$$m_{13} = m_1$$

#### CAPTACION DE HUMEDAD PRIMER SECADOR

$$\text{magua}_{\text{secador1}} = m_6 \cdot (W_3 - W_6)$$

#### consumo de combustible

$$Q_{\text{comb}} = \frac{Q_{12;2}}{\eta_{\text{comb}}}$$

$$\eta_{\text{comb}} = 0,85$$

$$Q_{\text{comb}} = m_{\text{comb}} \cdot PCI$$

$$PCI = 11000 \cdot 4,18$$

$$m_{\text{comb};\text{hora}} = m_{\text{comb}} \cdot 3600$$

## Evaluacion secador de pellets N°2 de EWOS

$$T_7=15$$

$$f_{i7}=0,7$$

$$\dot{V}_7 = 13000 \cdot Av_3$$

$$Av_3=0,5$$

$$v_7 = v (AIRH_2O ; R = f_{i7} ; T = 0 ; P = P )$$

$$m_7 = \frac{\dot{V}_7}{v_7}$$

$$H_7 = h (AIRH_2O ; R = f_{i7} ; T = T_7 ; P = P )$$

$$W_7 = \omega (AIRH_2O ; R = f_{i7} ; T = T_7 ; P = P )$$

$$W_7 = W_8$$

$$m_7 = m_8$$

$$T_8=178$$

$$F_{i8} = RH (AIRH_2O ; T = T_8 ; w = W_8 ; P = P )$$

$$\dot{V}_7 = \dot{V}_8$$

$$h_8 = h (AIRH_2O ; w = W_8 ; T = T_8 ; P = P )$$

$$Q_{78;8} = m_7 \cdot \left[ \frac{h_8 - H_7}{3600} \right]$$

$$T_9=62,4$$

ACLARAR VALOR

$$F_{i9}=0,443$$

ACLARAR VALOR

$$\dot{V}_9 = 26000 \cdot Av_4$$

$$Av4=0,77$$

$$m_9 = \frac{\dot{V}_9}{v_9}$$

$$v_9 = v (AIRH2O ; R = Fi_9 ; T = 0 ; P = P )$$

$$H_9 = h (AIRH2O ; R = Fi_9 ; T = T_9 ; P = P )$$

$$W_9 = \omega (AIRH2O ; R = Fi_9 ; T = T_9 ; P = P )$$

$$TBH_9 = WB (AIRH2O ; R = Fi_9 ; T = T_9 ; P = P )$$

$$m_8 \cdot h_8 + m_9 \cdot H_9 = m_{10} \cdot h_{10}$$

$$m_{10} = m_8 + m_9$$

$$m_8 \cdot W_8 + m_9 \cdot W_9 = m_{10} \cdot W_{10}$$

$$T_{10} = T (AIRH2O ; h = h_{10} ; w = W_{10} ; P = P )$$

$$\dot{V}_{10} = \dot{V}_8 + \dot{V}_9$$

$$fi_{10} = RH (AIRH2O ; T = T_{10} ; w = W_{10} ; P = P )$$

$$t_{11}=55$$

$$Fi_{11}=0,408$$

$$\dot{V}_{11} = 26000 \cdot Av5$$

$$Av5=0,77$$

$$m_{11} = \frac{\dot{V}_9}{v_9}$$

$$v_{11} = v (AIRH2O ; R = Fi_{11} ; T = 0 ; P = P )$$

$$H_{11} = h (AIRH2O ; R = Fi_{11} ; T = T_{11} ; P = P )$$

$$W_{11} = \omega (AIRH2O ; R = Fi_{11} ; T = T_{11} ; P = P )$$

$$m_{10} \cdot h_{10} + m_{11} \cdot H_{11} = m_{12} \cdot h_{12}$$

$$m_{12} = m_{10} + m_{11}$$

$$m_{10} \cdot W_{10} + m_{11} \cdot W_{11} = m_{12} \cdot W_{12}$$

$$T_{12} = T (AIRH2O ; h = h_{12} ; w = W_{12} ; P = P )$$

$$\dot{V}_{12} = \dot{V}_{10} + \dot{V}_{11}$$

$$f_{i12} = RH (AIRH2O ; T = T_{12} ; w = W_{12} ; P = P )$$

$$TBH_{12} = WB (AIRH2O ; h = h_{12} ; w = W_{12} ; P = P )$$

$$t_{14} = 65$$

$$F_{i14} = 0,408$$

$$\dot{V}_{14} = 13000$$

$$\dot{V}_{14} = \dot{V}_7$$

$$m_{14} = m_7$$

consumo de combustible

$$Q_{comb1} = \frac{Q_{78;8}}{\eta_{comb}}$$

$$\eta_{comb1} = 0,85$$

$$Q_{comb1} = m_{comb1} \cdot PCI1$$

$$PCI1 = 11000 \cdot 4,18$$

$$m_{comb;hora1} = m_{comb1} \cdot 3600$$



$$\text{magua}_{\text{secador2}} = m_{12} \cdot (W_{11} - W_{12})$$

$$m_{\text{agua total;extraida}} = \text{magua}_{\text{secador1}} + \text{magua}_{\text{secador2}}$$

### CARGA PRODUCTOS AL SECADOR 1

$$\text{masa}_{\text{prod,humedo,entrada}} = 12262$$

$$\text{Fraccion}_{\text{humedad,entrada1}} = 0,2006$$

$$\text{Humedad}_{\text{entrada1}} = \text{masa}_{\text{prod,humedo,entrada}} \cdot \text{Fraccion}_{\text{humedad,entrada1}}$$

$$\text{masa}_{\text{prod;seco}} = \text{masa}_{\text{prod,humedo,entrada}} - \text{Humedad}_{\text{entrada1}}$$

### CONDICION SALIDA SECADOR 1

$$\text{masaagua}_{\text{airesalida1}} = \text{Humedad}_{\text{entrada1}} - \text{magua}_{\text{secador1}}$$

$$\text{Fraccion}_{\text{humedad;salida1}} = \frac{\text{masaagua}_{\text{airesalida1}}}{\text{masa}_{\text{prod;seco}} + \text{masaagua}_{\text{airesalida1}}}$$

### CONDICION SALIDA SECADOR 2

$$\text{masa}_{\text{prod,humedo,entrada2}} = \text{masa}_{\text{prod,humedo,entrada}} - \text{masaagua}_{\text{airesalida1}}$$

$$\text{Humedad}_{\text{entrada2}} = \text{masa}_{\text{prod,humedo,entrada2}} \cdot \text{Fraccion}_{\text{humedad;salida1}}$$

$$\text{masa}_{\text{prod;seco2}} = \text{masa}_{\text{prod,humedo,entrada2}} - \text{Humedad}_{\text{entrada2}}$$

$$\text{masaagua}_{\text{airesalida2}} = \text{Humedad}_{\text{entrada2}} - \text{magua}_{\text{secador2}}$$

$$\text{Fraccion}_{\text{humedad;salida2}} = \frac{\text{masaagua}_{\text{airesalida2}}}{\text{masa}_{\text{prod;seco2}} + \text{masaagua}_{\text{airesalida2}}}$$

## ANEXO 8 Rediseño para el calentamiento del aire para el proceso de secado en programa de ingeniería EES

### Evaluación secador de pellets N°1 de EWOS

$$P = 101,3$$

$$T_1=15$$

$$f_{i1}=0,7$$

$$\dot{V}_1 = 13000 \cdot Av$$

$$Av=0,5$$

$$v_1 = v(\text{AIRH}_2\text{O}; R=f_{i1}; T=T_1; P=P)$$

$$m_1 = \frac{\dot{V}_1}{v_1}$$

$$H_1 = h(\text{AIRH}_2\text{O}; R=f_{i1}; T=T_1; P=P)$$

$$W_1 = \omega(\text{AIRH}_2\text{O}; R=f_{i1}; T=T_1; P=P)$$

$$W_2 = W_1$$

$$m_2 = m_1$$

$$T_2=280$$

$$F_{i2} = RH(\text{AIRH}_2\text{O}; T=T_2; w=W_2; P=P)$$

$$\dot{V}_2 = \dot{V}_1$$

$$h_2 = h(\text{AIRH}_2\text{O}; w=W_2; T=T_2; P=P)$$

$$Q_{12,2} = m_1 \cdot \left[ \frac{h_2 - H_1}{3600} \right]$$

$$t_3=55$$

$$F_{i3}=0,408$$

$$\dot{V}_3 = 26000 \cdot Av1$$

$$Av1=0,5$$

$$m_3 = \frac{\dot{V}_3}{v_3}$$

$$v_3 = v (AIRH2O ; R = Fi_3 ; T = 0 ; P = P )$$

$$H_3 = h (AIRH2O , R = Fi_3 , T = T_3 , P = P )$$

$$W_3 = \omega (AIRH2O ; R = Fi_3 ; T = T_3 ; P = P )$$

$$TBH_3 = WB (AIRH2O ; R = Fi_3 ; T = T_3 ; P = P )$$

$$m_2 \cdot h_2 + m_3 \cdot H_3 = m_4 \cdot h_4$$

$$m_4 = m_2 + m_3$$

$$m_2 \cdot W_2 + m_3 \cdot W_3 = m_4 \cdot W_4$$

$$T_4 = T (AIRH2O ; h = h_4 ; w = W_4 ; P = P )$$

$$\dot{V}_4 = \dot{V}_2 + \dot{V}_3$$

$$fi_4 = RH (AIRH2O ; T = T_4 ; w = W_4 ; P = P )$$

$$t_5=55$$

$$Fi_5=0,408$$

$$\dot{V}_5 = 26000 \cdot Av2$$

$$Av2=0,5$$

$$m_5 = \frac{\dot{V}_3}{v_3}$$

$$v_5 = v (AIRH2O ; R = Fi_5 ; T = 0 ; P = P )$$

$$H_5 = h (AIRH2O ; R = Fi_5 ; T = T_5 ; P = P )$$

$$W_5 = \omega (AIRH2O ; R = Fi_5 ; T = T_5 ; P = P )$$

$$m_4 \cdot h_4 + m_5 \cdot H_5 = m_8 \cdot h_8$$

$$m_8 = m_4 + m_5$$

$$m_4 \cdot W_4 + m_5 \cdot W_5 = m_8 \cdot W_8$$

$$T_8 = T ( \text{AIRH2O} ; h=h_8 ; w=W_8 ; P=P )$$

$$\dot{V}_8 = \dot{V}_4 + \dot{V}_5$$

$$f_{i8} = \text{RH} ( \text{AIRH2O} ; T=T_8 ; w=W_8 ; P=P )$$

$$\text{TBH}_8 = \text{WB} ( \text{AIRH2O} ; h=h_8 ; w=W_8 ; P=P )$$

$$W_8 = W_{18}$$

$$m_8 = m_{18}$$

$$T_{18} = 100$$

$$F_{i18} = \text{RH} ( \text{AIRH2O} ; T=T_{18} ; w=W_{18} ; P=P )$$

$$\dot{V}_{18} = \dot{V}_8$$

$$h_{18} = h ( \text{AIRH2O} ; w=W_{18} ; T=T_{18} ; P=P )$$

$$Q_{818;18} = m_{18} \cdot \left[ \frac{h_{18} - h_8}{3600} \right]$$

$$t_{13}=65$$

$$F_{i13}=0,408$$

$$\dot{V}_{13}=13000$$

$$\dot{V}_{13} = \dot{V}_1$$

$$m_{13} = m_1$$

## CAPTACION DE HUMEDAD PRIMER SECADOR

$$\text{magua}_{\text{secador1}} = m_8 \cdot (W_3 - W_8)$$

consumo de combustible

$$Q_{\text{comb}} = \frac{Q_{12;2}}{\eta_{\text{comb}}}$$

$$\eta_{\text{comb}} = 0,85$$

$$Q_{\text{comb}} = m_{\text{comb}} \cdot \text{PCI}$$

$$\text{PCI} = 11500$$

$$m_{\text{comb;hora}} = m_{\text{comb}} \cdot 3600$$

## Evaluacion secador de pellets N°2 de EWOS

$$T_7=15$$

$$f_{i7}=0,7$$

$$\dot{V}_7 = 13000 \cdot Av_3$$

$$Av_3=0,5$$

$$v_7 = v(\text{AIRH}_2\text{O}; R=f_{i7}; T=0; P=P)$$

$$m_7 = \frac{\dot{V}_7}{v_7}$$

$$H_7 = h(\text{AIRH}_2\text{O}; R=f_{i7}; T=T_7; P=P)$$

$$W_7 = \omega(\text{AIRH}_2\text{O}; R=f_{i7}; T=T_7; P=P)$$

$$W_7 = W_8$$

$$m_7 = m_8$$

$$T_8=178$$

$$F_{i6} = RH (AIRH2O \cdot T = T_6 ; w = W_6 ; P = P )$$

$$\dot{V}_7 = \dot{V}_8$$

$$h_8 = h (AIRH2O ; w = W_8 ; T = T_8 ; P = P )$$

$$Q_{78;8} = m_7 \cdot \left[ \frac{h_8 - H_7}{3600} \right]$$

$$T_9 = 62,4$$

ACLARAR VALOR

$$F_{i9} = 0,443$$

ACLARAR VALOR

$$\dot{V}_9 = 26000 \cdot Av4$$

$$Av4 = 0,77$$

$$m_9 = \frac{\dot{V}_9}{v_9}$$

$$v_9 = v (AIRH2O ; R = F_{i9} ; T = T_9 ; P = P )$$

$$H_9 = h (AIRH2O ; R = F_{i9} ; T = T_9 ; P = P )$$

$$W_9 = \omega (AIRH2O ; R = F_{i9} ; T = T_9 ; P = P )$$

$$TBH_9 = WB (AIRH2O ; R = F_{i9} ; T = T_9 ; P = P )$$

$$m_8 \cdot h_8 + m_9 \cdot H_9 = m_{10} \cdot h_{10}$$

$$m_{10} = m_8 + m_9$$

$$m_8 \cdot W_8 + m_9 \cdot W_9 = m_{10} \cdot W_{10}$$

$$T_{10} = T (AIRH2O ; h = h_{10} ; w = W_{10} ; P = P )$$

$$\dot{V}_{10} = \dot{V}_8 + \dot{V}_9$$

$$f_{i10} = \text{RH} ( \text{AIRH2O} ; T = T_{10} ; w = W_{10} ; P = P )$$

$$t_{11} = 55$$

$$F_{i11} = 0,408$$

$$\dot{V}_{11} = 26000 \cdot Av5$$

$$Av5 = 0,77$$

$$m_{11} = \frac{\dot{V}_g}{v_g}$$

$$v_{11} = v ( \text{AIRH2O} ; R = F_{i11} ; T = 0 ; P = P )$$

$$H_{11} = h ( \text{AIRH2O} ; R = F_{i11} ; T = T_{11} ; P = P )$$

$$W_{11} = \omega ( \text{AIRH2O} ; R = F_{i11} ; T = T_{11} ; P = P )$$

$$m_{10} \cdot h_{10} + m_{11} \cdot H_{11} = m_{12} \cdot h_{12}$$

$$m_{12} = m_{10} + m_{11}$$

$$m_{10} \cdot W_{10} + m_{11} \cdot W_{11} = m_{12} \cdot W_{12}$$

$$T_{12} = T ( \text{AIRH2O} ; h = h_{12} ; w = W_{12} ; P = P )$$

$$\dot{V}_{12} = \dot{V}_{10} + \dot{V}_{11}$$

$$f_{i12} = \text{RH} ( \text{AIRH2O} ; T = T_{12} ; w = W_{12} ; P = P )$$

$$TBH_{12} = \text{WB} ( \text{AIRH2O} ; h = h_{12} ; w = W_{12} ; P = P )$$

$$W_{12} = W_{17}$$

$$m_{12} = m_{17}$$

$$T_{17} = 85$$

$$F_{i17} = \text{RH} ( \text{AIRH2O} ; T = T_{17} ; w = W_{17} ; P = P )$$

$$\dot{V}_{12} = \dot{V}_{17}$$

$$h_{17} = h ( \text{AIRH2O} ; w = W_{17} ; T = T_{17} ; P = P )$$

$$Q_{12;17} = m_{17} \cdot \left[ \frac{h_{17} - h_{12}}{3600} \right]$$

$$t_{14}=65$$

$$F_{i14}=0,408$$

$$\dot{V}_{14}=13000$$

$$\dot{V}_{14} = \dot{V}_7$$

$$m_{14} = m_7$$

$$\text{magua}_{\text{secador2}} = m_{12} \cdot ( W_{11} - W_{12} )$$

$$m_{\text{agua total;extraida}} = \text{magua}_{\text{secador1}} + \text{magua}_{\text{secador2}}$$

#### CARGA PRODUCTOS AL SECADOR 1

$$\text{masa}_{\text{prod,humedo,entrada}}=12262$$

$$\text{Fraccion}_{\text{humedad,entrada1}}=0,2006$$

$$\text{Humedad}_{\text{entrada1}} = \text{masa}_{\text{prod,humedo,entrada}} \cdot \text{Fraccion}_{\text{humedad,entrada1}}$$

$$\text{masa}_{\text{prod;seco}} = \text{masa}_{\text{prod,humedo,entrada}} - \text{Humedad}_{\text{entrada1}}$$

#### CONDICION SALIDA SECADOR 1

$$\text{masaagua}_{\text{airesalida1}} = \text{Humedad}_{\text{entrada1}} - \text{magua}_{\text{secador1}}$$

$$\text{Fraccion}_{\text{humedad;salida1}} = \frac{\text{masaagua}_{\text{airesalida1}}}{\text{masa}_{\text{prod;seco}} + \text{masaagua}_{\text{airesalida1}}}$$



## CONDICION SALIDA SECADOR 2

$$\text{masa}_{\text{prod;humedo;entrada2}} = \text{masa}_{\text{prod;humedo;entrada}} - \text{masa}_{\text{aguaairesali}}$$

$$\text{Humedad}_{\text{entrada2}} = \text{masa}_{\text{prod;humedo;entrada2}} \cdot \text{Fraccion}_{\text{humedad;salida1}}$$

$$\text{masa}_{\text{prod;seco2}} = \text{masa}_{\text{prod;humedo;entrada2}} - \text{Humedad}_{\text{entrada2}}$$

$$\text{masa}_{\text{aguaairesalida2}} = \text{Humedad}_{\text{entrada2}} - \text{m}_{\text{agua}_{\text{secador2}}}$$

$$\text{Fraccion}_{\text{humedad;salida2}} = \frac{\text{masa}_{\text{aguaairesalida2}}}{\text{masa}_{\text{prod;seco2}} + \text{masa}_{\text{aguaairesalida2}}}$$

$$Q_{12;2} = \dot{m}v_1 \cdot hfg$$

$$P_{\text{cald}} = 0,8 \cdot 10^3$$

$$h_g = h(\text{Steam}; P = P_{\text{cald}}; x = 1)$$

$$h_f = h(\text{Steam}; P = P_{\text{cald}}; x = 0)$$

$$hfg = h_g - h_f$$

$$\dot{m}v_{\text{hcia;1}} = \dot{m}v_1 \cdot 3600$$

$$Q_{78;8} = \dot{m}v_7 \cdot hfg$$

$$\dot{m}v_{\text{hcia;7}} = \dot{m}v_7 \cdot 3600$$

$$Q_{616;16} = \dot{m}v_{16} \cdot hfg$$

$$\dot{m}v_{\text{hcia;16}} = \dot{m}v_{16} \cdot 3600$$

$$Q_{1217;17} = \dot{m}v_{17} \cdot hfg$$

$$\dot{m}v_{\text{hcia;17}} = \dot{m}v_{17} \cdot 3600$$

$$\dot{m}v_{\text{S1}_{\text{hcia;1}}} = \dot{m}v_{\text{hcia;1}} + \dot{m}v_{\text{hcia;16}}$$

$$\dot{m}v_{\text{S2}_{\text{hcia;2}}} = \dot{m}v_{\text{hcia;7}} + \dot{m}v_{\text{hcia;17}}$$

$$\dot{m}v_{\text{TOT}_{\text{hcia;1}}} = \dot{m}v_{\text{S1}_{\text{hcia;1}}} + \dot{m}v_{\text{S2}_{\text{hcia;2}}}$$