# PROPUESTA DE MEJORAMIENTO DEL PROCESO DE CONSUMO DE VAPOR EN EL ÁREA DE ELABORACIÓN DEL INGENIO SANCARLOS S.A.

**LINA RAQUEL GÓMEZ RODRÍGUEZ**
**NATALIA RICARDO VILLOTA**

**UNIDAD CENTRAL DEL VALLE DEL CAUCA**
**FACULTAD DE INGENIERIA**
**PROGRAMA DE INGENIERIA INDUSTRIAL**
**VALLE DEL CAUCA**
**TULUÁ**
**2014**

# PROPUESTA DE MEJORAMIENTO DEL PROCESO DE CONSUMO DE VAPOR EN EL ÁREA DE ELABORACIÓN DEL INGENIO SANCARLOS S.A.

**LINA RAQUEL GÓMEZ RODRÍGUEZ**
**NATALIA RICARDO VILLOTA**

**Proyecto para optar el título de Ingeniero Industrial**

**Director**
**HECTOR WILLIAM LOAIZA**
**Ingeniero Mecánico**

**UNIDAD CENTRAL DEL VALLE DEL CAUCA**
**FACULTAD DE INGENIERIA**
**PROGRAMA DE INGENIERIA INDUSTRIAL**
**VALLE DEL CAUCA**
**2014**

**Nota de aceptación:**

_____
_____
_____
_____
_____
_____

_____
**Firma del presidente del jurado**

_____
**Firma del jurado**

_____
**Firma del jurado**

**Tuluá, Valle del Cauca, Abril de 2014**

## DEDICATORIA

*A mi familia por su apoyo incondicional, enseñanzas y valores durante estos años, especialmente a mis padres, mi hermano y hermana que se encuentra lejos, y a mis amigas por su apoyo en los momentos difíciles.*

**Lina Raquel Gómez Rodríguez**

*Dedico este logro a mi familia principalmente a mis padres, a mi pareja, a mi hijo, hermana y sobrina por el apoyo brindado durante estos años.*

**Natalia Ricardo Villota**

## AGRADECIMIENTOS

*Agradezco a Dios por siempre estar conmigo en todo momento, a mi padre y a mi madre por luchar cada día con la esperanza de un mejor futuro profesional para mi, a todos los ingenieros de fabrica del ingenio SANCARLOS S.A por brindarme su apoyo siempre y por su colaboración con la ejecución de este proyecto.*

**Lina Raquel Gómez Rodríguez**

*Agradezco a Dios por la oportunidad de culminar esta meta, a mi familia y amigos por su apoyo incondicional.*

**Natalia Ricardo Villota**

**TABLA DE CONTENIDO**

INTRODUCCIÓN ..... 14
1.1 TITULO ..... 15
1.2.1 ANTECEDENTES ..... 15
1.2.2 DESCRIPCIÓN ..... 15
1.2.3 FORMULACIÓN ..... 16
1.2.4 SISTEMATIZACIÓN ..... 16
1.4 OBJETIVOS ..... 18
1.4.1 OBJETIVO GENERAL ..... 18
1.4.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS ..... 18
2. MARCO REFERENCIAL ..... 19
2.1 MARCO TEÓRICO ..... 19
2.1.1 SISTEMA. ..... 19
2.1.2 PROCESO ADIABÁTICO ..... 20
2.1.3 CAPACIDAD CALORÍFICA. ..... 20
2.1.4 CALOR ESPECÍFICO. ..... 20
2.1.5 BALANCE DE ENERGÍA ..... 20
ECUACIÓN GENERAL DEL BALANCE DE ENERGÍA ..... 21
2.2 MARCO CONCEPTUAL ..... 22
2.3 MARCO HISTÓRICO ..... 24
2.3.1 PROCESO DE GENERACIÓN DE VAPOR DEL INGENIO SANCARLOS ... 24
2.3.2 RESEÑA HISTÓRICA DEL INGENIO SANCARLOS S.A.. ..... 24
2.3.3 ASPECTOS GENERALES DEL INGENIO SANCARLOS S.A ..... 25
2.4 MARCO TECNOLÓGICO ..... 27
2.4.1 MOLINOS ..... 27
2.4.2 CALDERA ACUOTUBULAR ..... 28
2.4.3 TURBINAS. ..... 28
2.4.4 CALENTADORES. ..... 30
2.4.5 CLARIFICADOR. ..... 30

2.4.6 EVAPORADORES ..... 31
2.4.7 COCCIÓN. ..... 32
2.5 MARCO LEGAL ..... 33
3.1 PROCESO DE ELABORACIÓN DE AZÚCAR ..... 35
3.1.10 ALMACENAMIENTO Y DESPACHO. ..... 37
4. DISEÑO METODOLÓGICO ..... 38
4.1 CÁLCULOS DE LOS CONSUMOS ACTUALES DE VAPOR REQUERIDO EN EL PROCESO (ÁREA DE ELABORACIÓN). ..... 40
4.2 CALENTADORES DE TUBOS DIAGRAMA DE LOS CALENTADORES TUBOS Y DE PLACAS. ..... 41
4.2.1 CÁLCULO CONSUMO DE VAPOR REAL DEL CALENTADOR DE JUGO PRIMARIO ..... 41
4.2.2 CÁLCULO CONSUMO DE VAPOR REAL DEL CALENTADOR SECUNDARIO ..... 44
4.2.3 CÁLCULO DE CONSUMO REAL DEL CALENTADOR DE PLACAS ..... 47
4.2.4 CÁLCULO DE CONSUMO DE VAPOR REAL KESTNER ..... 50
4.2.5 CÁLCULO DE CONSUMO DE VAPOR REAL DEL EVAPORADOR 2 ..... 52
4.2.6 CÁLCULO DE CONSUMO DE VAPOR REAL DEL EVAPORADOR 3 ..... 54
4.2.7 CÁLCULO DE CONSUMO DE VAPOR REAL DEL EVAPORADOR 4 ..... 55
4.2.8 CÁLCULO DE CONSUMO DE VAPOR REAL DEL EVAPORADOR 5A ..... 57
4.2.9 CÁLCULO DE CONSUMO DE VAPOR REAL DEL EVAPORADOR 5B; 59
4.2.10 COCIMIENTOS. ..... 60
4.2.10.1 CÁLCULO CONSUMO DE VAPOR REAL DE LOS TACHOS DE MASA A ..... 61
4.2.10.2 CÁLCULO CONSUMO DE VAPOR REAL DE LOS TACHOS DE MASA B ..... 63
4.2.10.3 CÁLCULO CONSUMO DE VAPOR REAL DE LOS TACHOS DE MASA C. ..... 65
4.3 CÁLCULOS DE LOS CONSUMOS TEÓRICOS DE VAPOR REQUERIDO EN EL PROCESO (ÁREA DE ELABORACIÓN). ..... 67
4.3.1 CÁLCULO CONSUMO DE VAPOR TEÓRICO DEL CALENTADOR PRIMARIO ..... 67

4.3.2 CÁLCULO CONSUMO DE VAPOR TEÓRICO DEL CALENTADOR SECUNDARIO ..... 70
4.3.3 CÁLCULO DE CONSUMO TEÓRICO DEL CALENTADOR DE PLACAS 72
4.3.4 EVAPORADORES ..... 75
4.3.4.1 CÁLCULO DE CONSUMO DE VAPOR TEÓRICO PARA EL KESTNER: 75
4.3.4.2 CÁLCULO DE CONSUMO DE VAPOR TEÓRICO PARA EL EVAPORADOR 2: ..... 78
4.3.4.3 CÁLCULO DE CONSUMO DE VAPOR TEÓRICO PARA EL EVAPORADOR 3 ..... 81
4.3.4.4 CÁLCULO DE CONSUMO DE VAPOR TEÓRICO PARA EL EVAPORADOR 4: ..... 84
4.3.4.5 CÁLCULO DE CONSUMO DE VAPOR TEÓRICO PARA EL EVAPORADOR 5A: ..... 87
4.3.4.6 CÁLCULO DE CONSUMO DE VAPOR TEÓRICO PARA EL EVAPORADOR 5B ..... 90
4.3.5 CRISTALIZACIÓN ..... 93
4.3.5.1 CÁLCULO CONSUMO DE VAPOR TEÓRICO DEL TACHO 1: ..... 93
4.3.5.2 CÁLCULO CONSUMO DE VAPOR TEÓRICO DEL TACHO 2: ..... 96
4.3.5.3 CÁLCULO CONSUMO DE VAPOR TEÓRICO DEL TACHO 3: ..... 98
4.3.5.4 CÁLCULO CONSUMO DE VAPOR TEÓRICO DEL TACHO 4: ..... 101
4.3.5.5 DE VAPOR TEÓRICO DEL TACHO 5: ..... 103
4.3.5.6 CÁLCULO CONSUMO DE VAPOR TEÓRICO DE LA SECADORA: . 106
5. PROPUESTA DE MEJORAMIENTO ..... 112
6. PLANTEAMIENTO DE UNA PROPUESTA PARA LOGRAR UNA OPTIMIZACIÓN EN EL USO DEL VAPOR ..... 113
ANEXOS ..... 117

## LISTA DE TABLAS

Tabla 1. Metodología de Desarrollo del Proyecto ..... 39

Tabla 2. Clasificación del tipo de consumo de vapor en los equipos del área de elaboración. .....40

Tabla 3 Eficiencia en los consumos de vapor esperada de los equipos ..... 110

Tabla 4 Resultados de los consumos de vapor ..... 113

Tabla 5 Posible ahorro de bagazo ..... 114

Tabla 6 Posible generación de energía eléctrica ..... 114

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1 Esquema de un sistema visto como un todo: su frontera, entradas, salidas, componentes y subsistemas.....19
Figura 2 Logo INGENIO SANCARLOS S.A. .....25
Figura 3 Molinos fletcher.....27
Figura 4 Caldera Acuotubular .....28
Figura 5 Turbina de vapor.....29
Figura 6 Calentadores .....30
Figura 7 Clarificador.....31
Figura 8 Evaporadores .....31
Figura 9 Tachos.....32
Figura 10 Proceso De Elaboración De Azúcar .....35
Figura 11 Calentador Primario.....41
Figura 12 Calentador Secundario .....45
Figura 13 Calentador de Placas .....48
Figura 14 Evaporador .....51
Figura 15 Evaporador 2 .....52
Figura 16 Evaporador 3 .....54
Figura 17 Evaporador 4 .....55
Figura 18 Evaporador 5A.....57
Figura 19 Evaporador 5B.....59
Figura 20 Cocimiento.....61
Figura 21 Tachos Masa A.....61
Figura 22 Tachos Masa B.....63
Figura 23 Tacho Masa C .....65
Figura 24 Eficiencia típica de un intercambiador de calor.....111

## LISTA DE ANEXOS

Anexo A TABLA DE VAPOR DE AGUA SATURADO ..... 117
Anexo B CALENTADOR PRIMARIO ..... 119
Anexo C CALENTADOR SECUNDARIO ..... 119
Anexo D CALENTADOR DE PLACAS ..... 120
Anexo E KESTNER, EVAPORADOR 2 Y 3 ..... 120
Anexo F EVAPORADOR 4, 5A, 5B ..... 121
Anexo G TACHOS DE MASA A ..... 121
Anexo H TACHOS DE MASA B ..... 122
Anexo J TACHOS DE MASA C ..... 122
Anexo K CALENTADOR PRIMARIO ..... 123
Anexo L CALENTADOR SECUNDARIO ..... 123
Anexo M CALENTADOR DE PLACAS ..... 124
Anexo N KESTNER ..... 124
Anexo O EVAPORADOR 3 ..... 125
Anexo P EVAPORADOR 4 ..... 126
Anexo Q EVAPORADOR 5A ..... 126
Anexo R EVAPORADOR 5B ..... 127
Anexo S TACHO 1 (MASA A) ..... 127
Anexo T TACHO 2 (MASA A) ..... 128
Anexo U TACHO 3 (MASA B) ..... 128
Anexo V TACHO 4 (MASA B) ..... 129
Anexo W TACHO 5 (MASA C) ..... 129
Anexo X SECADORA ..... 130
Anexo Y TABLAS DE HUMEDAD ..... 131
Anexo Z CURVA DE DESEMPEÑO DE LA TURBINA ..... 133

## RESUMEN

El presente trabajo de grado se realiza con el fin de analizar y optimizar los consumos de vapor del área de elaboración del ingenio SANCARLOS S.A, para estos análisis de consumo de vapor real se tuvieron en cuenta diferentes variables criticas y disponibles del proceso de fabricación de azúcar y para los consumes de vapor real se tuvieron en cuenta variables de diseño de los equipos, como áreas, longitudes, capacidades.

Teniendo en cuenta los resultados según los cálculos realizados, se compararon estos consumos de vapor con el fin de determinar los equipos críticos con una baja eficiencia, y conocer la cantidad de vapor que de alguna razón se está desperdiciando. Al tener esta posible cantidad se proponen dos opciones ahorro, una de ellas es ahorro en bagazo y la otra es la posible generación de energía eléctrica para la venta. Para evitar el desperdicio del vapor mencionado anteriormente se proponen varias opciones como instalación de aislamientos térmicos en las tuberías, instalación de manómetros, termómetros, flujometros a la entrada y salida de cada equipo, para tener un mejor control de temperaturas, presiones, y flujos de vapor.

Este proyecto queda abierto para personas interesadas en ahorros sobre el consumo de vapor en fábricas productoras de azúcar.

## ABSTRACT

This degree work is performed in order to analyze and optimize the consumption of steam processing area of SANCARLOS SA refinery, for these analyzes actual steam consumption were taken into account critical variables available in the manufacturing process of sugar and to consume actual vapor variables were taken into account equipment design , as areas , lengths, capacities.

Given the results according to calculations, these steam consumption were compared in order to determine the critical equipment with low efficiency, and know the amount of steam that is being wasted for some reason. Having this savings possible two option, one of which is saving in bagasse, and the other is the possible generation of electricity for sale are proposed. To avoid wasting steam above various options like installing thermal insulation on pipes, installation of pressure gauges, thermometers, flow meters at the entrance and exit of each team to have a better control of temperatures, pressures and flows are proposed steam.

This project is open to people interested in savings over steam consumption in factories producing sugar.

# INTRODUCCIÓN

Teniendo en cuenta las condiciones actuales del consumo de vapor específicamente en el área de elaboración del INGENIO SANCARLOS S.A y de acuerdo con los resultados de los análisis realizados en la práctica profesional sobre el control estadístico de pérdidas indeterminadas de azúcar, se toma la decisión de proponer una optimización para un mejor aprovechamiento del uso y generación del vapor, por medio de cálculos matemáticos a cada uno de los equipos del área de elaboración que permitan identificar consumos de vapor aproximados y ayuden a determinar los equipos críticos con menor eficiencia.

Según los resultados se propusieron algunas oportunidades de mejora para lograr un mayor aprovechamiento del vapor de la fábrica.

# 1. ASPECTOS BÁSICOS DEL PROYECTO

## 1.1 TITULO

Propuesta de mejoramiento del proceso de consumo de vapor en el área de elaboración del INGENIO SANCARLOS S.A.

## 1.2 DEFINICIÓN DEL PROBLEMA

### 1.2.1 ANTECEDENTES

El análisis de las condiciones técnicas, operativas y económicas se planteó en el INGENIO SANCARLOS S.A., como una necesidad de mejora continua de la eficiencia del uso de vapor, en la mayoría de sus procesos como son el calentamiento y cocimiento de sus materiales para realizar su producto; es por esto que una fábrica eficiente genera su propia energía con vapor de mediana (300 psi) o alta presión (600 psi) en turbogeneradoradores a contrapresión, donde se obtiene vapor de baja presión (20 psi), para elaborar así su producto.

Se presenta un análisis general del estado del arte sobre los estudios realizados, en el contexto internacional y nacional, acerca de propuestas de mejoramiento de procesos en consumo de vapor en Ingenios Azucareros, los documentos hallados (Optimización del uso de vapor en la producción de azúcar y en la cogeneración eléctrico del Ingenio Santa Ana de Guatemala) y (Simulación de sistemas de cogeneración en la industria azucarera de Tucumán) tienen como objetivos evaluar el consumo de vapor en la fábrica y evaluar el costo/beneficio del ahorro de vapor, lo cual se identifica con este tipo de proyectos que los ingenios a nivel mundial estan buscando disminuir el consumo de vapor.

### 1.2.2 DESCRIPCIÓN

En las condiciones actuales de funcionamiento del INGENIO SANCARLOS S.A. la cantidad de vapor de alta presión necesario para cubrir la demanda de energía eléctrica externa, es el justo para obtener el vapor de baja presión requerido en los procesos de obtención de azúcar, dado que se pretende obtener un ahorro monetario en el consumo de bagazo y vapor, teniendo en cuenta lo anterior también se analizará el panorama ideal para lograr una alta eficiencia en el uso de vapor del área de elaboración.

### 1.2.3 FORMULACIÓN

¿Qué aspectos operativos o técnicos deben analizarse para obtener un mejoramiento en el consumo de vapor en el área de elaboración del INGENIO SANCARLOS S.A.?

¿Son adecuadas las condiciones técnicas, operativas y económicas en el uso de vapor en el área de elaboración del INGENIO SANCARLOS S.A.?

### 1.2.4 SISTEMATIZACIÓN

- ¿Cuáles son los puntos y equipos críticos que se deben revisar y analizar en cuanto a eficiencia energética?

- ¿Qué variables o equipos se analizaran y se podrán balancear para alcanzar el punto eficiente en el consumo de vapor en el área de elaboración?

- ¿Cuáles serán los costos y los beneficios para poner en marcha el proyecto?

## 1.3 JUSTIFICACIÓN

La competitividad en el gremio azucarero tanto nacional como internacionalmente obliga a los Ingenios a tener más eficiencia cada día en sus procesos buscando obtener más de lo mismo sin incrementar costos de producción y el ingenio que se está estudiando no es ajeno a esta situación.

En cuanto a los estudios realizados de ingeniería industrial es de primordial importancia lograr eficientemente un aumento en la productividad, mejorando los puntos críticos y disminuyendo continuamente los costos de producción tanto de consumo de vapor, como combustible y otros implicados en el proceso, para con esto garantizar la satisfacción de las necesidades del consumidor; sin dejar a un lado la responsabilidad social que se tiene con la sociedad que los rodea y generando una estabilidad laboral para el personal que trabajan en la empresa ya que los niveles de productividad serán los mismos pero con menores costos.

Cabe anotar que evidentemente el aumentar la rentabilidad y competitividad son los principales objetivos del ingenio, por esta razón se ve como una oportunidad de ahorro de combustible y por ende ahorro de vapor para el proceso, específicamente para el área de elaboración ya que en los últimos años se presentan mayores consumos, más vapor de lo habitual.

La realización de este tipo de estudio es muy importante para constituir un punto de partida para nuevos y más profundos análisis, por parte de los profesionales vinculados

## 1.4 OBJETIVOS

### 1.4.1 OBJETIVO GENERAL

Presentar una propuesta de mejoramiento para el proceso de consumo de vapor en el área de elaboración del INGENIO SANCARLOS S.A con base en el análisis de las condiciones del sistema actual.

### 1.4.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Calcular los consumos actuales de vapor requerido en el proceso.
- Comparar el consumo de vapor real vs Consumo de vapor teórico.
- Identificar puntos críticos (alto consumo respecto de la eficiencia esperada del equipo).
- Elaborar una propuesta estratégica para optimizar el consumo de vapor en los puntos críticos.
- Plantear el análisis costo/beneficio para lograr la optimización en el uso de vapor.

# 2. MARCO REFERENCIAL

## 2.1 MARCO TEÓRICO

**2.1.1** Sistema. “es un conjunto de funciones que operan en armonía o con un mismo propósito, y que puede ser ideal o real. Por su propia naturaleza, un sistema posee reglas o normas que regulan su funcionamiento y, como tal, puede ser entendido, aprendido y enseñado. Por consiguiente, si hablamos de sistemas, podemos referirnos a cuestiones tan distintas como el funcionamiento de una nave espacial o la lógica de una lengua”[1].

Cualquier sistema es más o menos complejo, pero debe poseer una coherencia discreta acerca de sus propiedades y operación. En general, los elementos o módulos de un sistema interactúan y se interrelacionan entre sí. En ocasiones, existen subsistemas dentro de un sistema. Este fenómeno es característico de los sistemas biológicos, en el cual variados niveles de subsistemas (células) dan lugar a un sistema de mayor envergadura (un organismo vivo). La misma consideración cabe para la ecología, en la cual distintos sistemas de menor magnitud (un charco, el subsuelo) confluyen en sistemas organizados a gran escala, como un ecosistema completo.

Figura 1 Esquema de un sistema visto como un todo: su frontera, entradas, salidas, componentes y subsistemas

Fuente Esquema gráfico general de un sistema alegsa.com.ar/Dic/sistema.php

[1] www.definicionabc.com/general/sistema.php

Así, en una clasificación de sistemas se distinguirían aquellos **conceptuales o ideales**, que pueden ser por ejemplo la matemática, la lógica formal o la notación musical y **los reales**, como un ser vivo, la Tierra, o una lengua. Estos últimos, los sistemas reales, **pueden ser abiertos, cerrados o aislados.** En los sistemas abiertos se verifica gran interacción con el entorno, como se describe para los seres vivientes. En cambio, los sistemas cerrados sólo tienen movimientos e interacciones en su interior, sin posibilidad de intercambio con factores exteriores.

**2.1.2 Proceso Adiabático.** "Un proceso termodinámico es adiabático si el sistema no cede ni recibe calor, por lo que se realiza a un calor constante. Para ello se utilizan fronteras hechas con paredes adiabáticas".[2]

**2.1.3 Capacidad calorífica.** "La capacidad calorífica de un cuerpo es el cociente entre la cantidad de energía calorífica transferida a un cuerpo o sistema en un proceso cualquiera y el cambio de temperatura que experimenta".

Se definen las capacidades caloríficas a volumen constante (Cv) y a presión constante (Cp) $\frac{d\hat{U}}{dT}$ y $\frac{d\hat{H}}{dT}$ respectivamente. También se utiliza el término

**2.1.4 Calor específico.** "De una sustancia es la capacidad térmica por unidad de masa. Por lo tanto, si a una muestra de una sustancia con masa m se le transfiere energía Q y la temperatura de la muestra cambia en AT".[3]

**2.1.5 Balance de energía.** "El balance energético es una cuenta en la que se muestra el conjunto de relaciones de equilibrio que contabiliza los flujos físicos por los cuales la energía se produce, se intercambia con el exterior, se transforma, se consume".[4]

Es importante tener presente tanto las ventajas como las limitaciones del balance. El balance es una herramienta que facilita la planificación global energética, pero considerado junto con otros elementos del sistema económico. Es decir, tomado aisladamente el balance da una imagen de las relaciones físicas del sistema energético en un determinado período histórico. Visualiza como se produce la energía, se exporta o importa, se transforma y se consume por sectores.

---

[2] CASTILLA, Romero and OSTOS, Mariana Cetís No. 109 Física I
[3] SERWAY, Raymond and JEWETT, John Física Para Ciencias e Ingeniería Vol. 1 p. 556
[4] FERNANDEZ, Jaqueline; scrib April 30 2013.

Ecuación general del balance de energía
La ecuación general del balance de energía se expresa de la siguiente forma:

**Acumulación de energía Dentro del sistema = transferencia de energía a través de la frontera del sistema _ transferencia de energía fuera de la frontera del sistema**

**+ energía generada dentro del sistema - energía consumida dentro del sistema**

Esta ecuación puede ser aplicada a un equipo individual o a toda una planta

En la ecuación se pueden introducir algunas simplificaciones:

1. No hay acumulación de energía dentro del sistema
2. No hay generación de energía dentro del sistema
3. No se consume energía dentro del sistema

Si se introducen esas simplificaciones, la ecuación se reduce a:

Transferencia de energía a través de la frontera del sistema = Transferencia de energía fuera de la frontera del sistema

## 2.2 MARCO CONCEPTUAL

Se puede determinar que una de las principales características de las empresas del entorno se empeña en alcanzar la excelencia día a día, es por esto que recurren frecuentemente a desarrollar estrategias para alcanzar eficientemente sus metas y objetivos. Se debe ser eficiente (la utilización correcta de los recursos y **presupuesto** disponibles) se mide en términos de productividad y esta se define como el grado de rendimiento con que se emplean los recursos disponibles para alcanzar los objetivos predeterminados.

En este caso se está estudiando un ingenio azucarero donde se encarga de procesar caña de azúcar con el fin de obtener mieles, azúcar o alcohol, donde una de las principales ciencias involucradas en este proceso es la **termodinámica,** que se encarga de estudiar las relaciones existentes entre el calor y el trabajo.

Los ingenios azucareros funcionan básicamente con el vapor obtenido de una **caldera**, esta funciona por medio de la combustión del bagazo resultado de la molienda de caña que debe tener un **poder calorífico** especifico("el valor varia muy poco para las diversas variedades de caña" [5]), este es "el calor producido por la combustión completa de un kilogramo de combustible a cero grados centígrados y a 760 mm de Hg de presión"[6], Éste vapor se genera a través de una transferencia de calor a presión constante, en la cual el fluido, originalmente en estado líquido, se calienta y cambia de estado. La caldera es todo aparato a presión en donde el calor procedente de cualquier fuente de energía se transforma en energía utilizable, a través de un medio de transporte en fase líquida o vapor. Las calderas son un caso particular en el que se eleva a altas temperaturas de intercambiadores de calor, en las cuales se produce un cambio de fase. Además son recipientes a presión, por lo cual son construidas en parte con acero laminado a semejanza de muchos contenedores de gas.

Las calderas producen un **vapor de alta presión** o vapor vivo el cual es utilizado en el turbogenerador para generar energía eléctrica, válvulas reductoras y turbinas de las desfibradoras y molinos. El vapor resultante de estos consumos denomina **vapor de baja presión** o vapor de escape utilizado en los proceso de calentamiento, evaporación y cocción.

El vapor de baja presión o vapor de escape va directamente al **área de elaboración**, pasando por diferentes procesos como clarificación de jugo, evaporación, clarificación de meladura, cristalización, centrifugas, secado y empaque.

[5] Hugot E. Manual para ingenieros azucareros.
[6] AGÜERO, Armando C, PISA, Jorge R, AGÜERO Carlos J, TORRES BUGEAU Adolfo, Poder calorífico del bagazo de la caña de azúcar.

El vapor de escape entra con una presión de (18 psi). “Los vapores y los gases, tienden a ocupar el mayor volumen posible y ejercen así sobre las paredes de los recintos que los contienen, una presión también llamada, fuerza elástica o tensión”[7].

El jugo y el vapor deben tener una **temperatura** ideal que “determina si un objeto está en equilibrio con otros objetos”[8] estos entran al área de elaboración con una **entalpia**, que supone la cantidad de energía que se pone en movimiento o en acción cuando se genera presión constante sobre un determinado elemento u objeto material, de esta manera es posible determinar la cantidad de energía que es transferida al jugo en cada proceso de evaporación, calentamiento y cocción.

[7] REID, Robert C y SHERWOOD, Thomas K. propiedades de los gases y líquidos.
[8] SERWAY Raymond A, JEWETT John W, Física para ciencias e ingenierías Vol. 1 p.545

## 2.3 MARCO HISTÓRICO

**2.3.1 Proceso de generación de vapor Del INGENIO SANCARLOS S.A;** La materia prima para generar el vapor utilizado en una planta azucarera es la caña de azúcar, esta llega a la fábrica para ser procesada donde debe pasar por una picadora, una desfibradora y seis molinos respectivamente; después de cumplir este proceso debe salir un 70% de jugo diluido para el proceso y un 30% bagazo para alimentar la caldera, teniendo en cuenta que se muelen 100 toneladas de caña por hora. La caldera produce vapor vivo y vapor de escape y una parte de este vapor va al turbogenerador para producir energía eléctrica.

El vapor de escape es utilizado principalmente en el área de elaboración pero también se consumen los otros vapores, la cantidad de energía eléctrica que se genera depende de la demanda de vapor requerida en cada uno de los procesos en el área de elaboración no dejando atrás que hay otros procesos del área de producción que consumen los tres vapores el proceso de generar azúcar es muy variable y dinámico depende de múltiples parámetros (temperatura, presión, caudales, clima, tipo de materia prima, mano de obra), por todo lo que se acaba de mencionar se hace más importante estandarizar los procesos para que los consumos energéticos estén cerca de su punto óptimo.

**2.3.2 Reseña histórica del INGENIO SANCARLOS S.A. "**fue fundado en 1945 por don Carlos Sarmiento Lora y doña María Cristina Palau, en tierras rurales del municipio de Tuluá, departamento del Valle, en la República de Colombia, año en que resolvió convertir el viejo trapiche o molienda panelera en un Ingenio azucarero. Para ese propósito, contrató con la firma "Honolulu Iron Works Company" los planos, la asesoría y la construcción de lo que es hoy el INGENIO SANCARLOS S.A.

Tres años después, el 25 de Octubre de 1948, el INGENIO SANCARLOS S.A. producía el primer bulto o quintal (unidad de medida equivalente a 50 kilogramos) de azúcar, obteniéndose para lo que restaba del año una producción de 26.128 quintales. La extensión de cultivos de caña se inició con 1.200 hectáreas, en las cuales laboraban 130 hombres, en tanto que los trabajos de fábrica demandaban el esfuerzo de 90 personas".[9]

[9] INGENIO SANCARLOS S.A. Historia INGENIO SANCARLOS S.A. [En línea]. Disponible en: http://www.ingeniosancarlos.co/resena-historica

### 2.3.3 ASPECTOS GENERALES DEL INGENIO SANCARLOS S.A

- **CARACTERISTICAS PRINCIPALES**

**-Razón Social.** INGENIO SANCARLOS S.A.

**-Logo**

Figura 2 Logo INGENIO SANCARLOS S.A.

Fuente INGENIO SANCARLOS S.A

- Sector al que pertenece: Agroindustrial.
- Localización: Kilómetro 7, vía Palo mestizo, Tuluá Departamento del valle del Cauca.
- Empresa de carácter: Nacional
- Actividad Principal: Producción y comercialización de azúcar y mieles.

- **MISIÓN**

"Proveer bienes y servicios agroindustriales que satisfagan las necesidades y superen las expectativas de los clientes nacionales e internacionales, mediante tecnología de punta y procesos sostenibles que contribuyan al desarrollo integral de la organización, al mejoramiento de la Calidad de vida y a la conservación del medio ambiente". [10]

[10] INGENIO SANCARLOS S.A. Misión INGENIO SANCARLOS S.A. [En línea]. Disponible en: http://www.ingeniosancarlos.co/mision-vision

- **VISIÓN**

"Ser una empresa Agroindustrial reconocida a nivel mundial por la excelencia en sus actividades y por su orientación permanente hacia el desarrollo integral del ser humano" [11]

**VALORES INSTITUCIONALES**

- **Honestidad**: Comprometerse a actuar con rectitud, integridad y transparencia.
- **Respeto**: Promover un trato digo y tolerante entre sus colaboradores. Guardar en todo momento la consideración a la dignidad humana y su entorno.
- **Responsabilidad**: Obrar con seriedad en consecuencia con nuestros deberes y acorde con nuestros compromisos.
- **Confianza**: Actuar con integridad, ética y responsabilidad para garantizar la transparencia de nuestros actos.
- **Lealtad**: Confidencialidad y respeto hacia los clientes, proveedores, empleados y accionistas.

**POLÍTICA DE GESTION INTEGRAL**

"**INGENIO SANCARLOS S.A..** enmarcado dentro de los principios básicos de Responsabilidad Social Empresarial se compromete a satisfacer las necesidades de sus clientes, a proteger el medio ambiente, mantener y mejorar las condiciones de trabajo para conservar la salud de sus colaboradores, y proteger la cadena logística de comercio exterior, mediante:

El cumplimiento de las especificaciones del azúcar incluidas en las Fichas Técnicas de los clientes y NTC vigentes, la aplicación de los Requisitos del Sistema de Calidad, por medio de la planificación, seguridad y el control de nuestros procesos.

Igualmente, se compromete a cumplir los requisitos legales aplicables y otros requisitos, enmarcando sus Sistemas de Gestión en la filosofía de prevención, mejoramiento continuo y en los lineamientos de las NTC ISO 9001:2008, NTC ISO

[11] INGENIO SANCARLOS S.A. Visión INGENIO SANCARLOS S.A. [En línea]. Disponible en: http://www.ingeniosancarlos.co/mision-vision

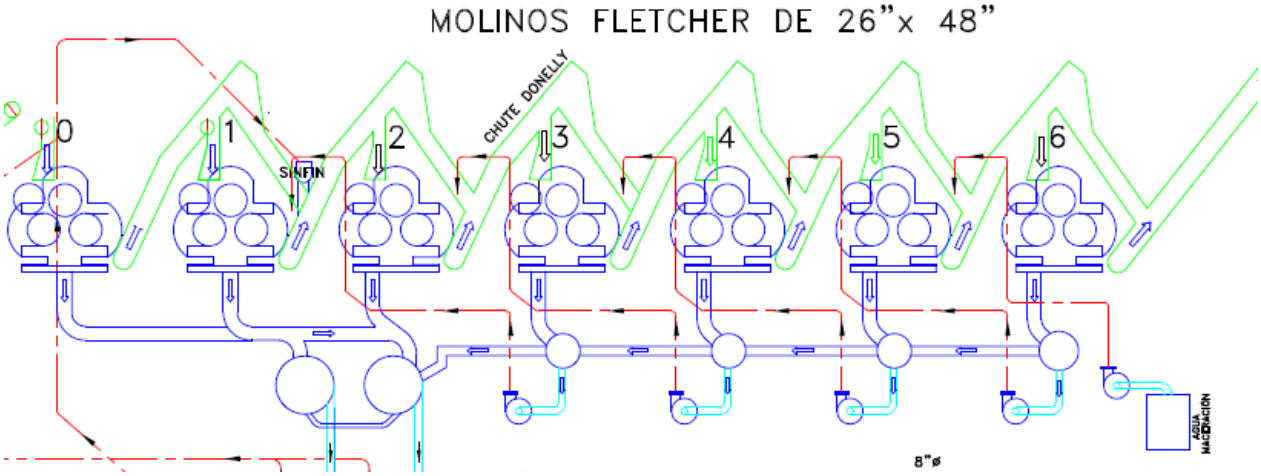
14001:2004, Sistema de Seguridad de la Cadena de Abastecimiento y el Sistema de Inocuidad Alimentaria, asignando los recursos necesarios para materializar esta Política por medio de objetivos, metas y programas”.[12]

## 2.4 MARCO TECNOLÓGICO

La importancia de conocer la tecnología con la que cuenta la empresa ayuda a tener mejor producción y en algunos casos puede abaratar los costos. Es por esto que se debe conocer bien el tipo de producto que se va a obtener, el proceso, los insumos, entre otros; para determinar que tecnología se va a utilizar.

**2.4.1 Molinos;** Para esta etapa se hace necesaria una picadora encargada de picar la caña sin generar ninguna extracción y que tiene como fin mejorar al máximo el trabajo de los molinos. Una quebradora con la función de romper las celdas de la caña. Seis molinos de cuatro mazas encargadas de extraer el jugo de la caña con una alimentación continua. Tres bandas transportadoras encargadas de conducir la caña hacia la picadora, quebradora y molinos.

Figura 3 Molinos fletcher




Fuente: Diagrama de producción de azúcar del INGENIO SANCARLOS S.A.

[12] INGENIO SANCARLOS S.A. Política de Gestión Integral INGENIO SANCARLOS S.A. [En línea]. Disponible en: http://www.ingeniosancarlos.co/politica-de-gestion-integralsellos-de-calidad.

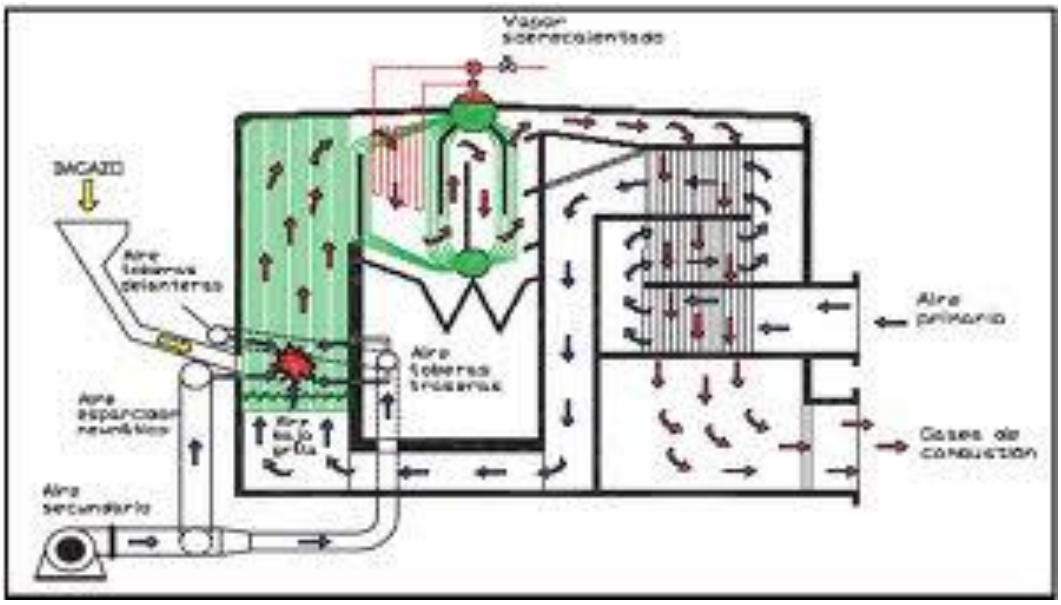
**2.4.2 Caldera Acuotubular;** Las calderas acuotubulares (el agua está dentro de los tubos) son aquellas en las que el fluido de trabajo se desplaza a través de tubos durante su calentamiento son usadas en centrales eléctricas y otras instalaciones industriales, logrando con un menor diámetro y dimensiones totales una presión de trabajo mayor.

En estas calderas, los tubos longitudinales interiores se emplean para aumentar la superficie de calefacción, y están inclinados para que el vapor a mayor temperatura al salir por la parte más alta, provoque un ingreso natural del agua más fría por la parte más baja. Originalmente estaban diseñadas para quemar combustible sólido.

"La producción del vapor de agua depende de la correspondencia que exista entre dos de las características fundamentales del estado gaseoso, que son la presión y la temperatura"[13].

A cualquier temperatura, por baja que esta sea, se puede vaporizar agua, con tal que se disminuya convenientemente la presión a que se encuentre sometido dicho líquido, y también a cualquier presión puede ser vaporizada el agua, con tal que se aumente convenientemente su temperatura.

Figura 4 Caldera Acuotubular




Fuente: Revista Industrial y Agrícola de Tucumán

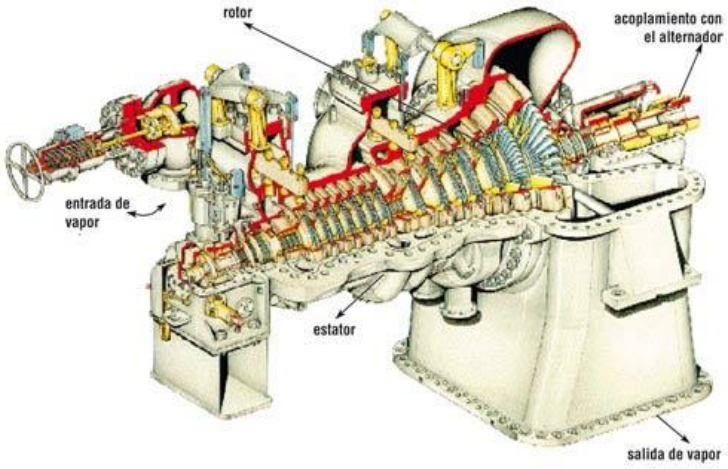
**2.4.3 Turbinas;** Una turbina de vapor es una turbo máquina motora, que transforma la energía de un flujo de vapor en energía mecánica a través de un intercambio de cantidad de movimiento entre el fluido de trabajo (entiéndase el

vapor) y el rodete, órgano principal de la turbina, que cuenta con palas o álabes los cuales tienen una forma particular para poder realizar el intercambio energético.

Las turbinas de vapor están presentes en diversos ciclos de potencia que utilizan un fluido que pueda cambiar de fase, entre éstos el más importante es el Ciclo Rankine, el cual genera el vapor en una caldera, de la cual sale en unas condiciones de elevada temperatura y presión. En la turbina se transforma la energía interna del vapor en energía mecánica que, típicamente, es aprovechada por un generador para producir electricidad. En una turbina se pueden distinguir dos partes, el rotor y el estator. El rotor está formado por ruedas de álabes unidas al eje y que constituyen la parte móvil de la turbina. El estator también está formado por álabes, no unidos al eje sino a la carcasa de la turbina.

El término turbina de vapor es muy utilizado para referirse a una máquina motora la cual cuenta con un conjunto de turbinas para transformar la energía del vapor, también al conjunto del rodete y los álabes directores.

Figura 5 Turbina de vapor




Fuente: Turbinasdevapor.com/index.php/component/content/category/11-tipos-y-elementos-turbinas

[13] RAMIREZ Henry, JIMENEZ Carlos, HERNANDEZ Yoel, ASUAJE Luis, Trabajo de máquinas generadoras de vapor, Calderas de Vapor, Universidad Nacional Experimental Politécnica de la república bolivariana de Venezuela.

**2.4.4 Calentadores;** “Consisten en intercambiadores de calor horizontales de dos pasos. El intercambio de calor de se da a partir de vapor de escape proveniente de las turbinas con una presión de aproximadamente 20 psi”.

Figura 6 Calentadores

Fuente INGENIO SANCARLOS S.A

**2.4.5 Clarificador;** Se utiliza para separar los sólidos en suspensión en el jugo de la caña. Estos sólidos son arena, tierra y material diverso adheridos a los tallos de la caña. La separación se produce al permitir que las partículas sólidas se asienten sobre una bandeja. Los sólidos son arrastrados desde la bandeja a un compartimento de lodos, desde donde se envían a los filtros en los cuales se procede a extraerles la poca sacarosa que contienen quedando un remanente de hasta 2% (idealmente).

Los beneficios de los clarificadores, son los siguientes:

- Corto tiempo de retención implica menor destrucción de sacarosa y formación de color
- Mayor rendimiento de la capacidad
- Capital de menor costo
- Menor coste de mantenimiento
- Fácil limpieza y por lo tanto posibilidad de hacerlo en forma regular

El uso de floculantes y su operatividad no parecen ser diferentes al de los clarificadores multibandejas.

Figura 7 Clarificador

Fuente INGENIO SANCARLOS S.A

**2.4.6 Evaporadores; "**El evaporador de una fábrica de azúcar está constituido esencialmente por una calandria tubular que tiene la función de intercambiar temperatura: El vapor de calentamiento baña los tubos por el exterior y el jugo por evaporar se encuentra en el interior de esos tubos"[14].

Figura 8 Evaporadores

Fuente INGENIO SANCARLOS S.A

[14] Hugot, E Manual para ingenieros azucareros p.339

**2.4.7 Cocción;** Se desarrollan los cristales de azúcar, utilizando la meladura obtenida en la evaporación y el magma B proveniente de la cocción.

Figura 9 Tachos

Fuente INGENIO SANCARLOS S.A

## 2.5 MARCO LEGAL

| NORMA | DESCRIPCION | RELACION |
|---|---|---|
| **ISO 14001: 2004** | Sistema de Gestión Ambiental, Esta Norma Internacional especifica los requisitos para un sistema de gestión ambiental, destinados a permitir que una organización desarrolle e implemente una política y unos objetivos que tengan en cuenta los requisitos legales y otros requisitos que la organización suscriba. Se aplica a aquellos aspectos ambientales que la organización identifica que puede controlar y aquel sobre los que la organización puede tener influencia. | Controla y minimiza los efectos dañinos que son causados en el medio ambiente de acuerdo a las diferentes actividades que se realizan en la empresa. |
| **ISO 18001: 2007** | Sistemas de Gestión en Seguridad y Salud Ocupacional, esta norma OHSAS (Occupational Health and Safety Assessment *Series*) especifica los requisitos para un sistema de gestión en seguridad y salud ocupacional (S y SO), para hacer posible que una organización controle sus riesgos de S y SO determinados, ni incluye especificaciones detalladas para el diseño de un sistema de gestión. | Esta Norma Técnica promueve trabajos de forma segura al ofrecer una guía que permite a las empresas identificar y controlar los riesgos de salud y seguridad, minimizar el potencial de accidentes, cumpliendo con lo establecido en las leyes. |
| **ISO 22000: 2005** | Sistema de Gestión de Inocuidad de los Alimentos, Esta norma específica requisitos para un sistema de gestión de Inocuidad de los alimentos en la cadena alimentaria cuando una organización necesita demostrar su capacidad para controlar los peligros relacionados con la Inocuidad de los alimentos con el objeto de asegurar que el alimento es inocuo en el momento del consumo humano.<br><br>Es aplicable a todas las organizaciones, independientemente de su tamaño y que estén | Promueve los requerimientos que se deben tener en cuenta en una organización con el fin de tener alimentos seguros. |

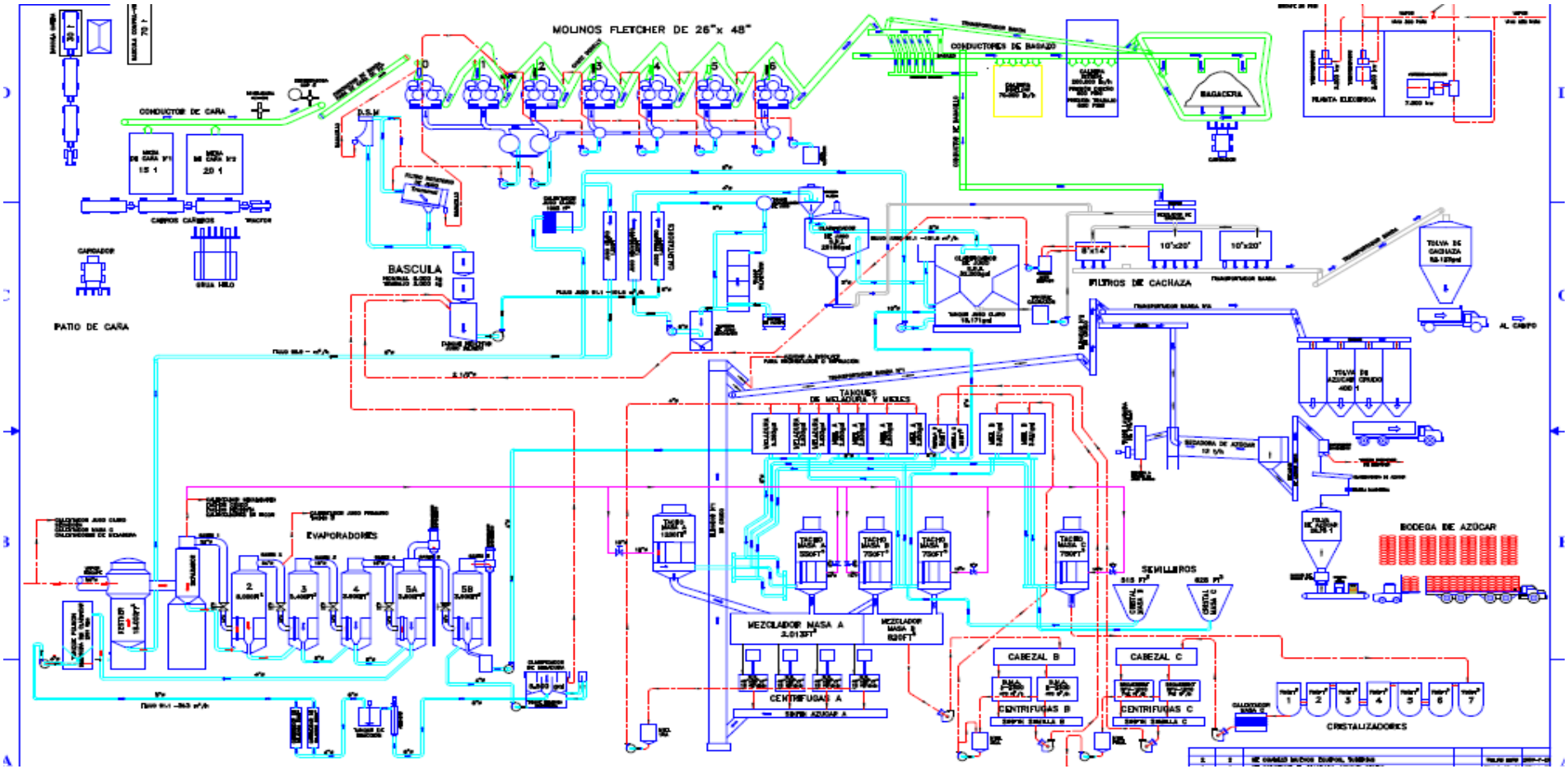
| | | |
|---|---|---|
| | implicadas en cualquier parte de la cadena alimentaria y quieran implementar sistemas que consistentemente suministren productos inocuos. Esto significa que el cumplimiento de cualquier requisito de esta norma se puede lograr mediante el uso de recursos internos y/o externos. | |
| **ISO 50001** | Es un procedimiento de análisis cualitativo y cuantitativo que permite evaluar la eficiencia con que la empresa administra y usa todos los tipos de energía requeridos en su proceso productivo. | "Mejorar el rendimiento energético puede proporcionar beneficios rápidos a una organización, maximizando el uso de sus fuentes de energía y los activos relacionados con la energía, lo que reduce tanto el costo de la energía como el consumo. La organización también contribuye positivamente en la reducción del agotamiento de los recursos ener- géticos y la mitigación de los efectos del uso de energía en todo el mundo, tal como el calentamiento global." |
| **Buenas prácticas de manufactura** | "Las buenas prácticas de manufactura comprenden todos aquellos procedimientos que deben ser efectuados en la producción de un alimento seguro durante cada una de las etapas del proceso, donde su aplicación garantiza que estas actividades se desarrollan en condiciones sanitarias adecuadas disminuyendo los riesgos de contaminación". | |

Fuente: Los autores con base el ICONTEC y normatividad interna del INGENIO SANCARLOS S.A.

# 3. DESCRIPCION DEL PROCESO

## 3.1 Proceso De Elaboración De Azúcar

Figura 10 Proceso De Elaboración De Azúcar



**OPERACIONES**

Para la obtención del azúcar se requiere un proceso extenso, desde la germinación de la caña hasta la comercialización del azúcar. A continuación se describe el proceso de fabricación:

**3.1.1 "Molienda De La Caña;** Con el fin de extraer el jugo contenido en la caña ésta se pasa por los molinos.

**3.1.2 Generación De Vapor;** El bagazo que sale del último molino se conduce a la caldera para generar vapor, el cual es utilizado para generar energía eléctrica para la fábrica y su excedente se comercializa en la red nacional.

**3.1.3 Clarificación De Jugo;** El jugo obtenido en la molienda se pasa a través de un clarificado para eliminar sus impurezas.

**3.1.4 Evaporación;** El jugo clarificado caliente entra a un sistema de evaporadores donde se concentra hasta el nivel de meladura.

**3.1.5 Clarificación De La Meladura;** Antes de pasar al sistema de cristalización, la meladura se limpia en un clarificador en el cual las impurezas salen.

**3.1.6 Cocimiento De Crudo;** En los tachos se forman los cristales de azúcar por sobresaturación los cuales quedan inmersos en la miel.

**3.1.7 Centrifugación;** En las centrifugas se recibe la masa cocida proveniente del tacho y por fuerza centrífuga se separa el cristal de la miel y se realiza el lavado del azúcar.

**3.1.8 Secado Del Azúcar;** El azúcar obtenido en las centrífugas se pasa por una secadora en contracorriente con aire caliente para reducir su humedad.

**3.1.9 Empacado Del Azúcar;** El azúcar seco se almacena en una tolva que alimenta una báscula electrónica automática empacadora de sacos de 50kg y también a una báscula llenadora de bolsas de hasta 1 tonelada (big-bags).

**3.1.10 Almacenamiento Y Despacho;** Los sacos de 50kg se almacenan en la bodega de producto terminado, en zonas demarcadas según la calidad y destino del azúcar, listos para el despacho y los azucares crudo y blanco para entrega a granel se almacenan en cuatro tolvas de despacho que descargan directo a los vehículos”[15].

[15] INGENIO SANCARLOS S.A. Proceso Productivo INGENIO SANCARLOS S.A. [En línea]. Disponible en: http://www.ingeniosancarlos.co/procesos-fabrica

# 4. DISEÑO METODOLÓGICO

La metodología del presente estudio se basó en distintos tipos de investigación y de la siguiente manera:

Una etapa de investigación exploratoria que se utilizó para conocer y plantear problemas de eficiencia existentes por las cuales se recolectó información a través de entrevistas con los Ingenieros de proceso y laboratorio que conocen del tema, definiendo así aspectos relevantes del mismo a través de un diagnóstico real.

Una etapa de investigación descriptiva que ayudó a revelar los componentes principales de la eficiencia de vapor en el estudio. Se realizó dentro de un análisis sistemático del problema en la realidad con el propósito de describirlo, interpretarlo, entender su naturaleza y explicar sus causas y efectos para formular soluciones. Además un diagnóstico y balanceo del área de operaciones mediante un trabajo de campo, observando el proceso de consumo de vapor y por medio de entrevistas al jefe de Elaboración, Jefe de mantenimiento y el Superintendente de Fábrica, teniendo en cuenta diferentes factores como entradas, salidas, tiempos, consumos, capacidades y componentes de máquinas en cada etapa del proceso así como calidad de materias primas y variables a controlar. Para esto se necesitó formular y levantar un banco de datos en tiempo real para conocer, la eficiencia energética de cada equipo para con esto poder predecir el rendimiento operacional.

Una etapa de investigación analítica que estableció una comparación entre las variables de estudio y que una vez realizado el diagnóstico del área de operaciones ayudó a realizar un análisis racional de los datos obtenidos en el trabajo de campo; definiendo pautas de relación interna y potencial de automatización que permitió tener un conocimiento más profundo del área.

Tabla 1. Metodología de Desarrollo del Proyecto

| OBJETIVOS | | | | |
|---|---|---|---|---|
| GENERAL | | | | |
| Presentar una propuesta de mejoramiento para el proceso de consumo de vapor en el área de elaboración del ingenio San Carlos S.A con base en el análisis de las condiciones del sistema actual | | | | |
| OBJETIVOS ESPECIFICOS | ACTIVIDADES | TAREAS | INFORMACION ENTREGADA | EVIDENCIA |
| **Calcular, los consumos actuales de vapor requerido en el proceso.** | Diagnóstico del estado actual de consumo y uso de vapor en el área de elaboración. | Calculo del balance de energía para el sistema. | Datos de los resultados del balance de energía del consumo de vapor actual. | Formatos con los datos y diagramas parciales ilustrativos. |
| | Evaluación de los flujos de vapor de alta y baja presión. | Revisión del flujo grama (Entradas y salidas) del sistema de vapor en elaboración. | Resultados de los análisis del flujo grama de consumo de vapor de alta y baja presión en elaboración. | Diagrama del flujo del sistema de vapor de alta y baja presión en elaboración real. |
| **Comparar consumo de vapor real Vs consumo de vapor teórico.** | Realizar el balance de vapor con el consumo teórico | Cálculos de los consumos teóricos | Datos de los resultados del balance de vapor real y teórico. | Formatos con los datos y diagramas parciales ilustrativos. |
| | | Comparación del consumo real y teórico. | | Diagrama del flujo del sistema de vapor de alta y baja presión en elaboración teórico y real |
| **Identificar puntos críticos (alto consumo respecto de la eficiencia esperada del equipo).** | Evaluación del diseño actual de las tuberías y trampeos de vapor | Revisión de la eficiencia energética de los equipos de elaboración donde se han identificado puntos críticos. | Diseño actual de la tuberia con respecto a los altos consumo de vapor. | Diagrama del diseño del sistema de tuberias de consumo de vapor. |
| **Elaborar una propuesta estratégica para optimizar el consumo de vapor en los puntos críticos.** | Organización de la información obtenida desde el diagnostico hasta la revisiones de diagramas, cálculos y datos obtenidos en campo. | Revisar cálculos y diagramas de las etapas previas en el desarrollo del proyecto | Propuesta escrita con diagramas y cuadros para actualizar y mejorar el sistema de vapor de alta y baja. | Capitulo del informe final del proyecto con la información técnica que sustenta la propuesta de mejoramiento. |
| **Plantear el análisis costo/beneficio para lograr la optimización en el uso del vapor.** | Calcular costo/beneficio de optimización de vapor. | Realizar los análisis de la información del sistema actual y el sistema propuesto para el consumo de vapor. | Resultados de los cálculos financieros con soportes técnicos. | Contenido del informe final con los resultados del análisis costo/beneficio. |

Fuente: Los Autores

## 4.1 CÁLCULOS DE LOS CONSUMOS ACTUALES DE VAPOR REQUERIDO EN EL PROCESO (ÁREA DE ELABORACIÓN).

En el este capítulo se mostraran los cálculos realizados de los consumos actuales de vapor de los equipos del área de elaboración, incluyendo una tabla donde se especifica el tipo de vapor que consume cada equipo. (Vapor de alta presión, vapor de baja presión, o gases vegetales), incluyendo sus respectivas cantidades.

Tabla 2. Clasificación del tipo de consumo de vapor en los equipos del área de elaboración.

| Equipo | Tipo de consumo | |
|---|---|---|
| | **vapor de escape** | **Gases** |
| Calentador primario de jugo | X | |
| Calentador secundario de jugo | X | |
| Calentador de placas de jugo | X | |
| Kestner | X | |
| Evaporador 2 | | Gases 1 |
| Evaporador 3 | | Gases 2 |
| Evaporador 4 | | Gases 3 |
| Evaporador 5 A | | Gases 4 |
| Evaporador 5B | | Gases 4 |
| Tacho 1 | | Gases 1 |
| Tacho 2 | | Gases 1 |
| Tacho 3 | | Gases 1 |
| Tacho 4 | | Gases 1 |
| Tacho 5 | | Gases 2 |
| Secadora de azúcar | X | |

Fuente INGENIO SANCARLOS S.A.

## 4.2 CALENTADORES DE TUBOS DIAGRAMA DE LOS CALENTADORES TUBOS Y DE PLACAS.

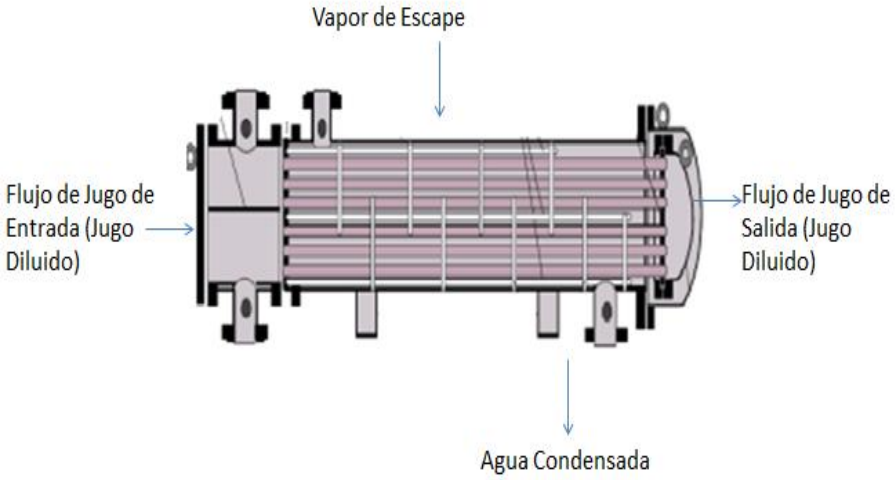
Los calentadores son equipos destinados a calentar continuamente el jugo alcalizado que viene del tanque alcalizador, utilizando como medio de calentamiento vapor de escape.

En el interior de cada cuerpo existe un número determinado de tubos por pase, los cuales se fijan mandrilados a dos placas de acero perforadas. Con esto se logra independizar el flujo del vapor y el del jugo. El número de pases en cada cuerpo se obtiene por medio de los cabezales, que guían al jugo en direcciones opuestas a través del haz de tubos. El jugo entra por el cabezal del cuerpo inferior y asciende, mientras que el vapor entra por el cuerpo superior y desciende, saliendo del inferior como agua condensada.

### 4.2.1 Cálculo Consumo De Vapor Real Del Calentador De Jugo Primario;

En la siguiente figura se muestra el funcionamiento del calentador primario, donde el jugo diluido pasa a través de los tubos y es calentado por un vapor de escape que pasa alrededor de los tubos, este calentamiento arroja una cantidad de agua condensada

Figura 11 Calentador Primario



**Ecuaciones requeridas para este cálculo**

La energía que entra al calentador es igual a la que sale

$$\boldsymbol{F_{Je}.h_{Je} + F_{vap.esc}.h_{vap.esc} = F_{Js}.h_{Js} + F_{H20cond.}h_{H20cond.}}$$

Flujo de jugo entrada = $\boldsymbol{F_{Je}}$

Flujo de jugo de salida = $\boldsymbol{F_{Js}}$

Flujo de vapor de escape = $\boldsymbol{F_{vap.esc}}$

Flujo de agua condensada = $\boldsymbol{F_{H20cond.}}$

Entalpia de jugo de entrada = $\boldsymbol{h_{Je}}$

Entalpia de jugo de salida = $\boldsymbol{h_{Js}}$

Entalpia de vapor de escape = $\boldsymbol{h_{vap.esc}}$

Entalpia de agua condensada = $\boldsymbol{F_{H20cond.}}$

El flujo de agua condensada es igual al flujo del vapor de escape

$$(\boldsymbol{F_{H20cond.}} = \boldsymbol{F_{vap.esc}})$$

El flujo de jugo de entrada es igual al flujo de jugo salida

$$(\boldsymbol{F_{Je}} = \boldsymbol{F_{Js}})$$

Ecuación para el consumo de vapor real

Despejando $\boldsymbol{F_{vap.esc}}$

$$\boldsymbol{F_{vap.esc}} = \frac{F_{Je}\ (h_{Js} - h_{Je})}{(F_{hvap.esc} - h_{H20cond})}$$

Ecuación para calcular la entalpia del jugo = $\boldsymbol{h = C_P.\Delta T}$

Calor especifico del jugo = $\boldsymbol{C_P}$

Brix de Jugo Diluido: **WDs**

$$F_{vap.esc} = \frac{F_{Je}\ C_P.\Delta T}{\lambda v} \quad (1)$$

$C_P = 4.187 * (1 - 0.006 * WDs)$

$C_P = 4.187 * (1 - 0.006 * 14.98)$

$C_P = 3.8106\ Kj/Kg$

$$hental = C_P.\Delta T \quad (2)$$

$hental = \left(3.8106 \frac{Kj}{Kg}\right)(85°C - 30°C)$

$hental = \left(3.8106 \frac{Kj}{Kg}\right)(55°C)$

$hental = 209.5870\ \frac{Kj}{Kg}$

$$\lambda v = \Delta Hlv = (Hv - Hl)$$

$\Delta Hlv = 2492.9 - 2.0526 * t - 0.0030752 * t^2$ *(3)*

*Donde* $t = -227.03 + \frac{3816.44}{18.3036 - Ln(7.5p)}$

*Donde* $p = Presion\ absoluta$

$$Presion\ absoluta = Presion\ atmosferica + Presion\ \ manometrica$$

$Presion\ absoluta = 14.4\ psi + 18\ psi$

$Presion\ absoluta = 32.4\ psi$

$32.4psi * \frac{6.894\ Kpa}{1psi}$ = *223.36 Kpa*

Reemplazando

$$t = -227.03 + \frac{3816.44}{18.3036 - Ln(7.5 * 223.36)}$$

$t = 123.74\ KJ/Kg$

Reemplazando t en 3

$$\Delta Hlv = 2492.9 - 2.0526 * t - 0.0030752 * t^2$$

$$\Delta Hlv = 2191.863\ KJ/Kg$$

Reemplazando en 1

$F_{Je}$ *= 109.559 ton/h*

$\Delta T$ *Jugo de entrada y jugo de salida= 55 °C*

$$F_{vap.esc} = \frac{F_{Je} \ C_P.\Delta T}{\lambda v}$$

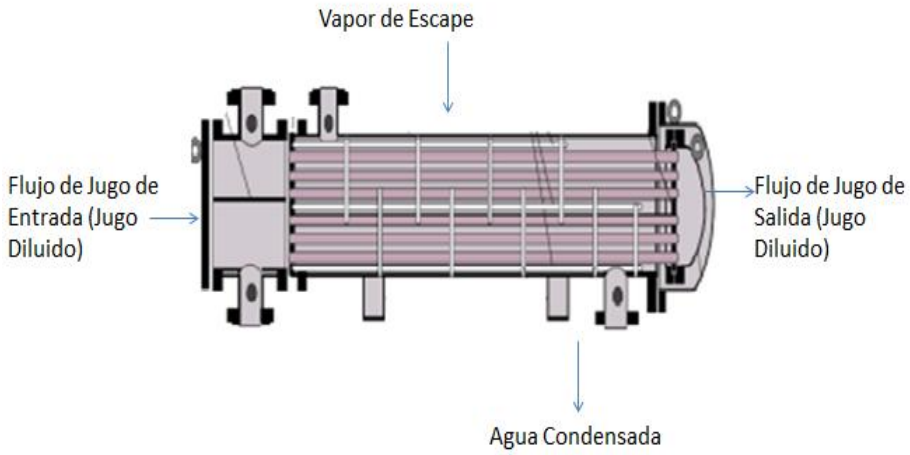
$$F_{vap.esc} = \frac{109.559\frac{ton}{h} * 3.8106\frac{KJ}{KG} * 55°C}{2191.863\ KJ/Kg}$$

$$F_{vap.esc} = 10.5\ ton/h$$

Consumo de Vapor Real Del Calentador Primario= 10.5 ton/h. (Ver Anexo B)

**4.2.2 Cálculo Consumo de Vapor Real Del Calentador Secundario;** En la siguiente figura se muestra el funcionamiento del calentador secundario, donde el jugo diluido pasa a través de los tubos y es calentado por un vapor de escape que pasa alrededor de los tubos, este calentamiento arroja una cantidad de agua condensada.

**Figura 12 Calentador Secundario**




**Ecuaciones requeridas para este cálculo**

La energía que entra al calentador es igual a la que sale

$$\boldsymbol{F_{Je}.h_{Je} + F_{vap.esc}.h_{vap.esc} = F_{Js}.h_{Js} + F_{H20cond.}h_{H20cond.}}$$

Flujo de jugo entrada = $\boldsymbol{F_{Je}}$

Flujo de jugo de salida = $\boldsymbol{F_{Js}}$

Flujo de vapor de escape = $\boldsymbol{F_{vap.esc}}$

Flujo de agua condensada = $\boldsymbol{F_{H20cond.}}$

Entalpia de jugo de entrada = $\boldsymbol{h_{Je}}$

Entalpia de jugo de salida = $\boldsymbol{h_{Js}}$

Entalpia de vapor de escape = $\boldsymbol{h_{vap.esc}}$

Entalpia de agua condensada = $\boldsymbol{F_{H20cond.}}$

El flujo de agua condensada es igual al flujo del vapor de escape

( $\boldsymbol{F_{H20cond.}}$=$\boldsymbol{F_{vap.esc}}$)

El flujo de jugo de entrada es igual al flujo de jugo salida

( $\boldsymbol{F_{Je}}$= $\boldsymbol{F_{Js}}$)

Ecuación para calcular el consumo de vapor real

Despejando $F_{vap.esc}$

$$F_{vap.esc} = \frac{F_{Je}\ (h_{Js} - h_{Je})}{(F_{hvap.esc} - h_{H20cond})} \quad (1)$$

Ecuación para calcular la entalpia del jugo = $h = C_P.\Delta T$

Calor especifico del jugo = $C_P$

Brix de Jugo Diluido: WDs

$$F_{vap.esc} = \frac{F_{Je}\ C_P.\Delta T}{\lambda v} \quad (1)$$

$C_P = 4.187 * (1 - 0.006 * WDs)$

$C_P = 4.187 * (1 - 0.006 * 15.32)$

$C_P = 3.8021\ Kj/Kg$

$$hental = C_P.\Delta T \quad (2)$$

$hental = \left(3.8021 \frac{Kj}{Kg}\right)(75°C - 104°C)$

$hental = \left(3.8021 \frac{Kj}{Kg}\right)(29°C)$

$hental = 110.2609\ \frac{Kj}{Kg}$

$$\lambda v = \Delta Hlv = (Hv - Hl)$$

$\Delta Hlv = 2492.9 - 2.0526 * t - 0.0030752 * t^2$ (3)

Donde $t = -227.03 + \frac{3816.44}{18.3036 - Ln(7.5p)}$

Donde $p = Presion\ absoluta$

$$Presion\ absoluta = Presion\ atmosferica + Presion\ \ manometrica$$

$Presion\ absoluta = 14.4\ psi + 18\ psi$

$Presion\ absoluta = 32.4\ psi$

$32.4psi * \frac{6.894\ Kpa}{1psi}$ = 223.36 Kpa

Reemplazando

$$t = -227.03 + \frac{3816.44}{18.3036 - Ln(7.5 * 223.36)}$$

$t = 123.74\ KJ/Kg$

Reemplazando t en 3

$$\Delta Hlv = 2492.9 - 2.0526 * t - 0.0030752 * t^2$$

$$\Delta Hlv = 2191.863\ KJ/Kg$$

Reemplazando en 1

$F_{Je}$ = 109.559 ton/h

$\Delta T$ Jugo de entrada y jugo de salida= 29 °C

$$F_{vap.esc} = \frac{F_{Je}\ \ C_P.\Delta T}{\lambda v}$$

$$F_{vap.esc} = \frac{109.559\frac{ton}{h} * 3.8021\frac{KJ}{KG} * 29°C}{2191.863\ KJ/Kg}$$

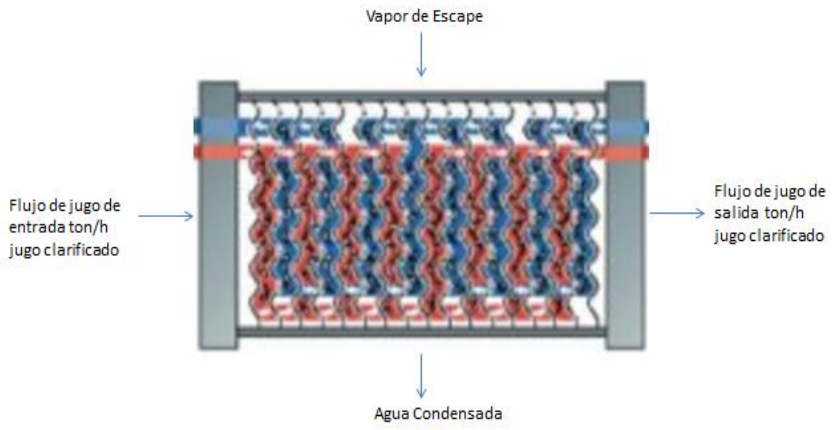
$$F_{vap.esc} = 5.51\ ton/h$$

Consumo de Vapor Real Del Calentador Secundario= 5.51 ton/h. (Ver Anexo C)

**4.2.3 Cálculo De Consumo Real Del Calentador De Placas;**

En la siguiente figura se muestra el funcionamiento del calentador de placas, donde el jugo diluido (clarificado) pasa a través de las placas y es calentado por un vapor de escape que pasa alrededor de las placas, este calentamiento arroja una cantidad de agua condensada.

Figura 13 Calentador de Placas




**Ecuaciones requeridas para este cálculo**

$$\boldsymbol{F_{Je}.h_{Je} + F_{vap.esc}.h_{vap.esc} = F_{Js}.h_{Js} + F_{H20cond.}h_{H20cond.}}$$

La energía que entra es igual a la que sale

Flujo de jugo entrada = $\boldsymbol{F_{Je}}$

Flujo de jugo de salida = $\boldsymbol{F_{Js}}$

Flujo de vapor de escape = $\boldsymbol{F_{vap.esc}}$

Flujo de agua condensada = $\boldsymbol{F_{H20cond.}}$

Entalpia de jugo de entrada = $\boldsymbol{h_{Je}}$

Entalpia de jugo de salida = $\boldsymbol{h_{Js}}$

Entalpia de vapor de escape = $\boldsymbol{h_{vap.esc}}$

Entalpia de agua condensada = $\boldsymbol{F_{H20cond.}}$

El flujo de agua condensada es igual al flujo del vapor de escape

( $\boldsymbol{F_{H20cond.}}$=$\boldsymbol{F_{vap.esc}}$)

El flujo de jugo de entrada es igual al flujo de jugo salida

( $\boldsymbol{F_{Je}}$= $\boldsymbol{F_{Js}}$)

Ecuación para hallar el consumo de vapor real

Despejando $\boldsymbol{F_{vap.esc}}$

$$\boldsymbol{F_{vap.esc}} = \frac{F_{Je}\ (h_{Js} - h_{Je})}{(F_{hvap.esc} - h_{H20cond})} \quad \textbf{(1)}$$

Ecuación para calcular la entalpia del jugo = $\boldsymbol{h = C_P.\Delta T}$

Calor especifico del jugo = $C_P$

Brix de Jugo Diluido: WDs

$$F_{vap.esc} = \frac{F_{Je}\ \ C_P.\Delta T}{\lambda v} \ (1)$$

$C_P = 4.187 * (1 - 0.006 * WDs)$

$C_P = 4.187 * (1 - 0.006 * 20.30)$

$C_P = 3.6770\ KJ/Kg$

$$hental = C_P.\Delta T \ (2)$$

$hental = \left(3.6770 \frac{Kj}{Kg}\right)(80°C - 109°C)$

$hental = \left(3.6770 \frac{Kj}{Kg}\right)(29°C)$

$hental = 106.6337\ \frac{KJ}{Kg}$

$$\lambda v = \Delta Hlv = (Hv - Hl)$$

$\Delta Hlv = 2492.9 - 2.0526 * t - 0.0030752 * t^2$ (3)

Donde $t = -227.03 + \frac{3816.44}{18.3036 - Ln(7.5p)}$

Donde $p = Presion\ absoluta$

$$Presion\ absoluta = Presión\ atmósferica + Presión\ \ manométrica$$

$Presion\ absoluta = 14.4\ psi + 18\ psi$

$Presion\ absoluta = 32.4\ psi$

$32.4\ psi * \frac{6.894\ Kpa}{1\ psi} = 223.36\ Kpa$

Reemplazando

$$t = -227.03 + \frac{3816.44}{18.3036 - Ln(7.5 * 223.36)}$$

$t = 123.74\ KJ/Kg$

Reemplazando t en 3

$$\Delta Hlv = 2492.9 - 2.0526 * t - 0.0030752 * t^2$$

$$\Delta Hlv = 2191.863\ KJ/Kg$$

Reemplazando en 1

$\boldsymbol{F_{Je}}$ = 98.026 ton/h

$\Delta \boldsymbol{T}$ Jugo de entrada y jugo de salida= 29 °C

$$F_{vap.esc} = \frac{F_{Je}\ \ C_P.\Delta T}{\lambda v}$$

$$F_{vap.esc} = \frac{98.026\frac{ton}{h} * 3.6770\frac{KJ}{KG} * 29°C}{2191.863\ KJ/Kg}$$

$$F_{vap.esc} = 4.76\ ton/h$$

Consumo de Vapor Real Del Calentador de Placas= 3.7853 ton/h. (Ver Anexo D)

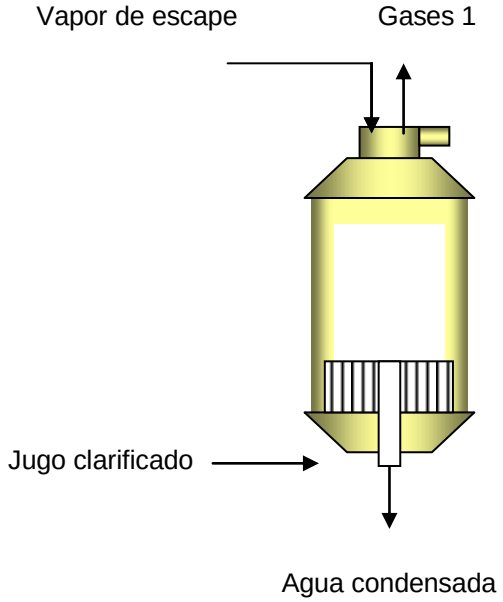
**Evaporadores**

Los evaporadores de una fábrica de azúcar están constituidos esencialmente por una calandria tubular que tiene la función de intercambiar temperatura: El vapor del calentamiento baña los tubos por el exterior y el jugo clarificado por evaporar se encuentra en el interior de esos tubos, estos calentamientos producen una cantidad de condensados.

### 4.2.4 Cálculo De Consumo De Vapor Real Kestner;

Entra vapor de escape al kestner y jugo clarificado, cuando el jugo se calienta y se evapora un porcentaje de agua, se desprenden gases I y agua condensada.

Figura 14 Evaporador




**Ecuaciones requeridas para este cálculo**

La energía que entra es igual a la que sale.

**Ecuación para calcular el flujo másico del jugo de salida**

$$\dot{m}\boldsymbol{Je} * \boldsymbol{BrixJe} = \dot{m}\boldsymbol{Js} * \boldsymbol{BrixJs} \ \textbf{(1)}$$

Brix de jugo de entrada: $\boldsymbol{BrixJe}$

Flujo másico de jugo de entrada: $\dot{m}\boldsymbol{Je}$

Flujo másico de jugo de salida: $\dot{m}\boldsymbol{Js}$

Brix de jugo de salida**:** $\boldsymbol{BrixJs}$

El flujo másico de jugo de entrada es igual al flujo másico de jugo de salida más el flujo másico de agua condensada

$$\dot{m}Je = \dot{m}Js + \dot{m}H20 \ (2)$$

$BrixJe = 20.30$

$\dot{m}Je = 98.026$

$BrixJs = 29.57$

$$\dot{m}Je * BrixJe = \dot{m}Js * BrixJs$$

$$\dot{m}Js = \frac{\dot{m}Je * BrixJe}{BrixJs}$$

$$\dot{m}Js = \frac{98.026\ ton/h * 20.30}{29.57}$$

$$\dot{m}Js = 67.295\ ton/h$$

$$\dot{m}Je = \dot{m}Js + \dot{m}H20$$

$$\dot{m}H20 = \dot{m}Je - \dot{m}Js$$

$$\dot{m}H20 = 98.026\ ton/h - 67.295\ ton/h$$

$$\dot{m}H20 = 30.731\ ton/h$$

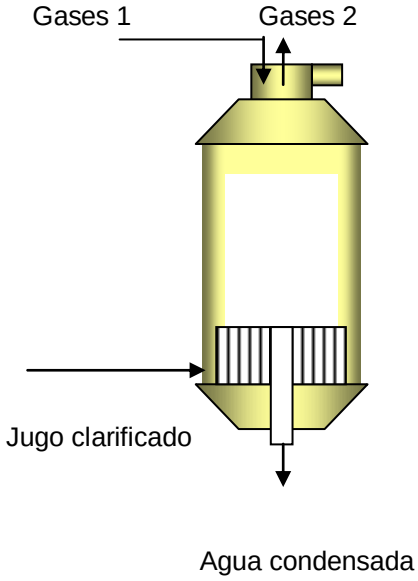
Consumo de vapor real de Kestner= 30.731 ton/h.

(Ver Anexo E)

### 4.2.5 Cálculo De Consumo De Vapor Real Del Evaporador 2;

Entra gases I y jugo clarificado al evaporador 2, cuando el jugo se calienta y se evapora un porcentaje de agua, se desprenden gases II y agua condensada.

Figura 15 Evaporador 2



**Ecuaciones requeridas para este cálculo**

La energía que entra es igual a la que sale.

**Ecuación para calcular el flujo másico del jugo de salida**

$$\dot{m}\boldsymbol{Je} * \boldsymbol{BrixJe} = \dot{m}\boldsymbol{Js} * \boldsymbol{BrixJs} \textbf{ (1)}$$

Brix de jugo de entrada: $\boldsymbol{BrixJe}$

Flujo másico de jugo de entrada: $\dot{m}\boldsymbol{Je}$

Flujo másico de jugo de salida: $\dot{m}\boldsymbol{Js}$

Brix de jugo de salida**:** $\boldsymbol{BrixJs}$

El flujo másico de jugo de entrada es igual al flujo másico de jugo de salida más el flujo másico de agua condensada.

$$\dot{m}Je = \dot{m}Js + \dot{m}H20 \text{ (2)}$$

$BrixJe = 29.57$

$\dot{m}Je = 67.295\ ton/h$

$BrixJs = 34.06$

$$\dot{m}Je * BrixJe = \dot{m}Js * BrixJs$$

$$\dot{m}Js = \frac{\dot{m}Je * BrixJe}{BrixJs}$$

$$\dot{m}Js = \frac{67.295\frac{ton}{h} * 29.57}{34.06}$$

$\dot{m}Js = 58.424\ ton/h$

$$\dot{m}Je = \dot{m}Js + \dot{m}H20$$

$\dot{m}H20 = \dot{m}Je - \dot{m}Js$

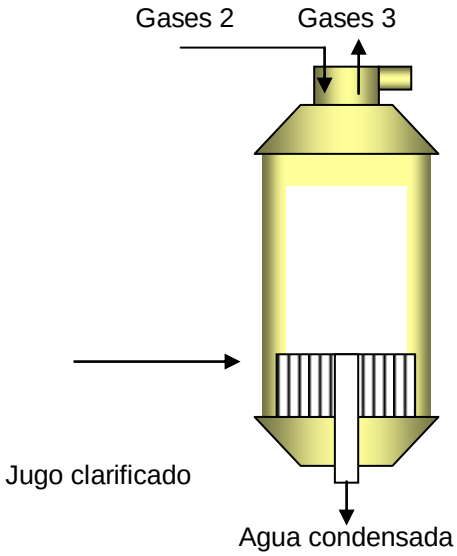
$\dot{m}H20 = 67.295\ ton/h - 58.424\ ton/h$

$\dot{m}H20 = 8.871\ ton/h$

Consumo de vapor real del evaporador 2= 8.871 ton/h. (Ver Anexo E)

**4.2.6 Cálculo De Consumo De Vapor Real Del Evaporador 3:** Entra gases II y jugo clarificado al evaporador 3, cuando el jugo se calienta y se evapora un porcentaje de agua, se desprenden gases III y agua condensada.

Figura 16 Evaporador 3




**Ecuaciones requeridas para este cálculo**

La energía que entra es igual a la que sale.

**Ecuación para calcular el flujo másico del jugo de salida**

$$\dot{m}\boldsymbol{Je} * \boldsymbol{BrixJe} = \dot{m}\boldsymbol{Js} * \boldsymbol{BrixJs} \ \textbf{(1)}$$

Brix de jugo de entrada: $\boldsymbol{BrixJe}$

Flujo másico de jugo de entrada: $\dot{m}\boldsymbol{Je}$

Flujo másico de jugo de salida: $\dot{m}\boldsymbol{Js}$

Brix de jugo de salida**:** $\boldsymbol{BrixJs}$

El flujo másico de jugo de entrada es igual al flujo másico de jugo de salida más el flujo másico de agua condensada

$$\dot{m}Je = \dot{m}Js + \dot{m}H20 \ (2)$$

$BrixJe = 34.06$

$\dot{m}Je = 58.424 \ ton/h$

$BrixJs = 37.32$

$$\dot{m}Je * BrixJe = \dot{m}Js * BrixJs$$

$$\dot{m}Js = \frac{\dot{m}Je * BrixJe}{BrixJs}$$

$$\dot{m}Js = \frac{58.424\frac{ton}{h} * 34.06}{37.32}$$

$$\dot{m}Js = 53.321\ ton/h$$

$$\dot{m}Je = \dot{m}Js + \dot{m}H20$$

$$\dot{m}H20 = \dot{m}Je - \dot{m}Js$$

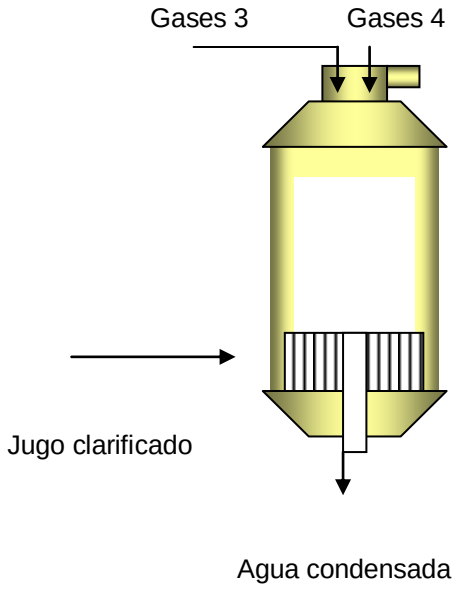
$$\dot{m}H20 = 58.423\frac{ton}{h} - 53.321\ ton/h$$

$$\dot{m}H20 = 5.104\ ton/h$$

Consumo de vapor real del evaporador 3= 5.104 ton/h. (Ver Anexo E)

**4.2.7 Cálculo De Consumo De Vapor Real Del Evaporador 4:** Entra gases III y jugo clarificado al evaporador 4, cuando el jugo se calienta y se evapora un porcentaje de agua, se desprenden gases IV y agua condensada.

Figura 17 Evaporador 4



**Ecuaciones requeridas para este cálculo**

La energía que entra es igual a la que sale.

**Ecuación para calcular el flujo másico del jugo de salida**

$$\dot{m}\boldsymbol{Je} * \boldsymbol{BrixJe} = \dot{m}\boldsymbol{Js} * \boldsymbol{BrixJs} \textbf{ (1)}$$

Brix de jugo de entrada: $\boldsymbol{BrixJe}$

Flujo másico de jugo de entrada: $\dot{m}\boldsymbol{Je}$

Flujo másico de jugo de salida: $\dot{m}\boldsymbol{Js}$

Brix de jugo de salida**:** $\boldsymbol{BrixJs}$

El flujo másico de jugo de entrada es igual al flujo másico de jugo de salida más el flujo másico de agua condensada.

$$\dot{m}Je = \dot{m}Js + \dot{m}H20 \text{ (2)}$$

$BrixJe = 37.32$

$\dot{m}Je = 53.321\ ton/h$

$BrixJs = 43.7$

$$\dot{m}Je * BrixJe = \dot{m}Js * BrixJs$$

$$\dot{m}Js = \frac{\dot{m}Je * BrixJe}{BrixJs}$$

$$\dot{m}Js = \frac{53.321\frac{ton}{h} * 37.32}{43.7}$$

$\dot{m}Js = 45.536\ ton/h$

$$\dot{m}Je = \dot{m}Js + \dot{m}H20$$

$\dot{m}H20 = \dot{m}Je - \dot{m}Js$

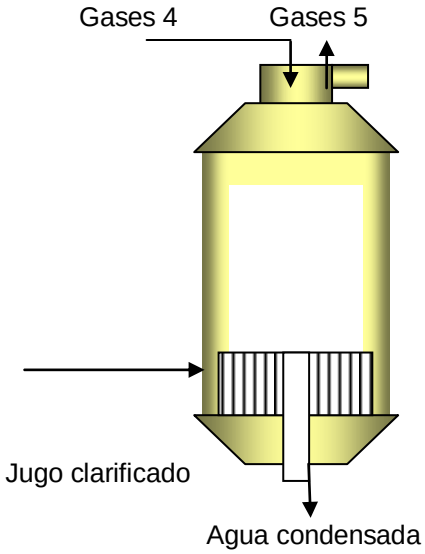
$\dot{m}H20 = 53.321\ ton/h - 45.536\ ton/h$

$\dot{m}H20 = 7.785\ ton/h$

Consumo de vapor real del evaporador 4= 7.785 ton/h. (Ver Anexo F)

**4.2.8 Cálculo De Consumo De Vapor Real Del Evaporador 5ª:** Entra gases IV y jugo clarificado al evaporador 5A, cuando el jugo se calienta y se evapora un porcentaje de agua, se desprenden gases V y agua condensada.

Figura 18 Evaporador 5A




**Ecuaciones requeridas para este cálculo**

La energía que entra es igual a la que sale.

**Ecuación para calcular el flujo másico del jugo de salida**

$$\dot{m}\boldsymbol{Je} * \boldsymbol{BrixJe} = \dot{m}\boldsymbol{Js} * \boldsymbol{BrixJs} \ \textbf{(1)}$$

Brix de jugo de entrada: $\boldsymbol{BrixJe}$

Flujo másico de jugo de entrada: $\dot{m}\boldsymbol{Je}$

Flujo másico de jugo de salida: $\dot{m}\boldsymbol{Js}$

Brix de jugo de salida**:** $\boldsymbol{BrixJs}$

El flujo másico de jugo de entrada es igual al flujo másico de jugo de salida más el flujo másico de agua condensada.

$$\dot{m}Je = \dot{m}Js + \dot{m}H20 \text{ (2)}$$

$BrixJe = 43.7$

$\dot{m}Je = 45.536\ ton/h$

$BrixJs = 52.53$

$$\dot{m}Je * BrixJe = \dot{m}Js * BrixJs$$

$$\dot{m}Js = \frac{\dot{m}Je * BrixJe}{BrixJs}$$

$$\dot{m}Js = \frac{45.536\frac{ton}{h} * 43.7}{52.53}$$

$\dot{m}Js = 37.882\ ton/h$

$$\dot{m}Je = \dot{m}Js + \dot{m}H20$$

$\dot{m}H20 = \dot{m}Je - \dot{m}Js$

$\dot{m}H20 = 45.536\frac{ton}{h} - 37.882\ ton/h$

$\dot{m}H20 = 7.654\ ton/h$

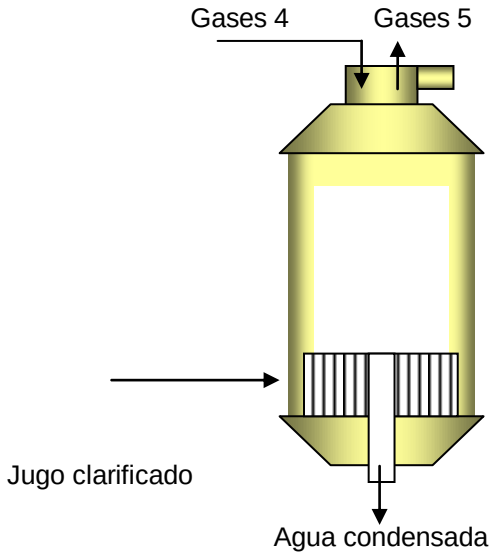
Consumo de vapor real del evaporador 5A= 7.654 ton/h.

(Ver Anexo F)

### 4.2.9 Cálculo De Consumo De Vapor Real Del Evaporador 5B:

Entra gases IV y jugo clarificado al evaporador 5B, cuando el jugo se calienta y se evapora un porcentaje de agua, se desprenden gases V y agua condensada.

Figura 19 Evaporador 5B




**Ecuaciones requeridas para este cálculo**

La energía que entra es igual a la que sale.

**Ecuación para calcular el flujo másico del jugo de salida**

$$\dot{m}\boldsymbol{Je} * \boldsymbol{BrixJe} = \dot{m}\boldsymbol{Js} * \boldsymbol{BrixJs} \ \textbf{(1)}$$

Brix de jugo de entrada: $\boldsymbol{BrixJe}$

Flujo másico de jugo de entrada: $\dot{m}\boldsymbol{Je}$

Flujo másico de jugo de salida: $\dot{m}\boldsymbol{Js}$

Brix de jugo de salida**:** $\boldsymbol{BrixJs}$

El flujo másico de jugo de entrada es igual al flujo másico de jugo de salida más el flujo másico de agua condensada.

$$\dot{m}Je = \dot{m}Js + \dot{m}H20 \ (2)$$

$BrixJe = 52.53$

$\dot{m}Je = 37.882\ ton/h$

$BrixJs = 63.8$

$$\dot{m}Je * BrixJe = \dot{m}Js * BrixJs$$

$$\dot{m}Js = \frac{\dot{m}Je * BrixJe}{BrixJs}$$

$$\dot{m}Js = \frac{37.882\frac{ton}{h} * 52.53}{63.8}$$

$\dot{m}Js = 31.190\ ton/h$

$$\dot{m}Je = \dot{m}Js + \dot{m}H20$$

$\dot{m}H20 = \dot{m}Je - \dot{m}Js$

$\dot{m}H20 = 37.882\frac{ton}{h} - 31.190\ ton/h$

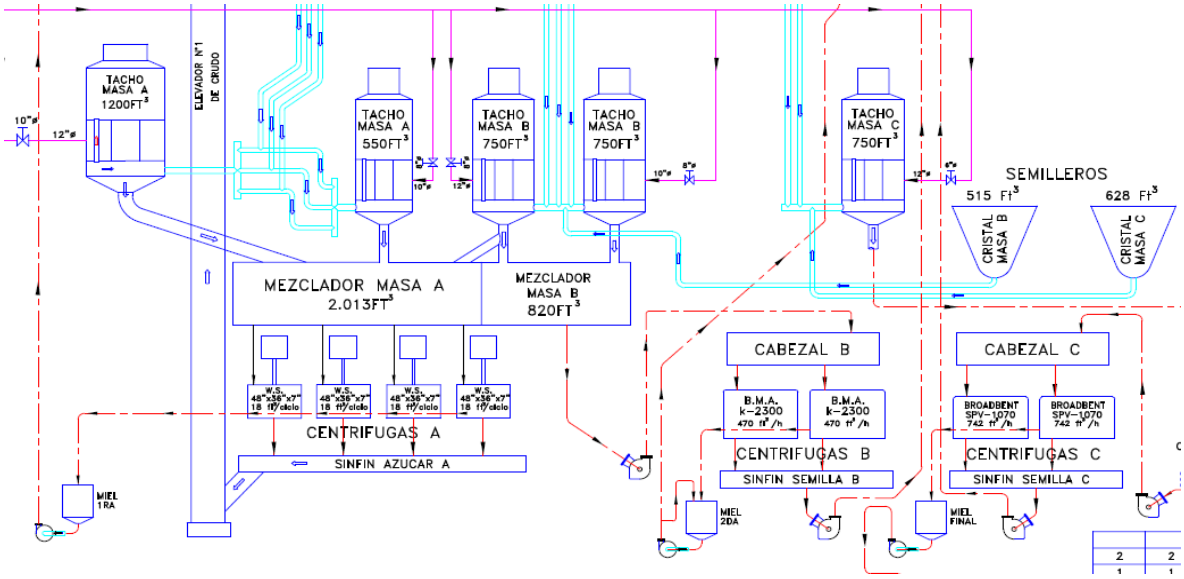
$\dot{m}H20 = 6.692\ ton/h$

Consumo de vapor real del evaporador 5B= 6.692 ton/h. (Ver Anexo F)

**4.2.10 Cocimientos;** Cuando el jugo se concentra, su viscosidad aumenta rápidamente con el brix y comienzan a aparecer cristales, modificándose la naturaleza del material al pasar progresivamente del estado líquido a una condición en parte sólida y en parte liquida. El material pierde su fluidez progresivamente, de manera que es necesario emplear métodos diferentes para manejarlo. En estas condiciones, el material recibe el nombre de “masa cocida”. Su consistencia no permite hervirlo en tubos angostos, ni circularlo con facilidad de un cuerpo a otro.
Por esta razón es necesario hacer los siguientes cambios:

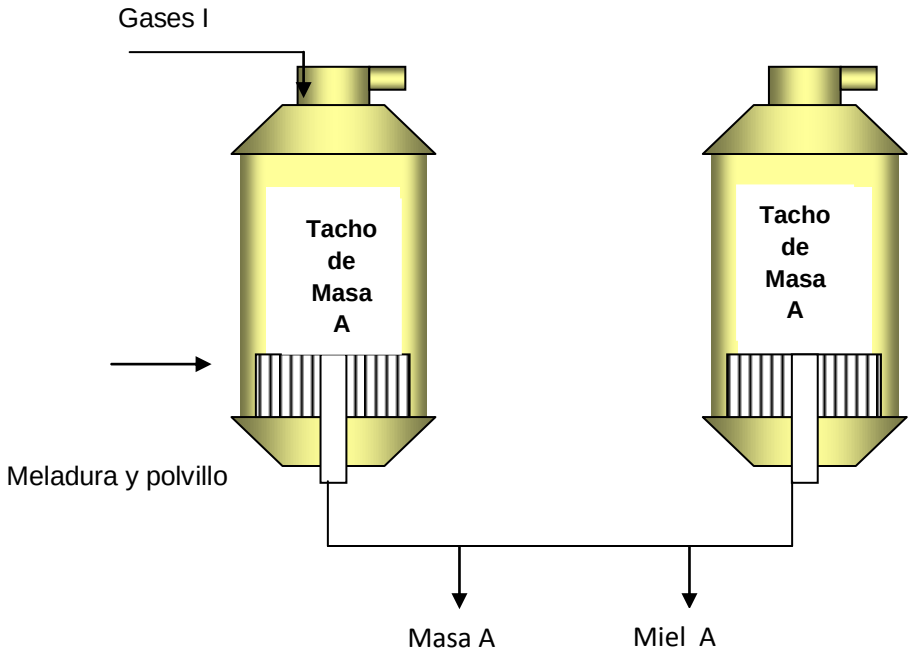
- Llevar a cabo la evaporación, en un solo efecto.
- Emplear un tipo de equipo similar, en principio, el evaporador, pero mejor adaptado para manejar el producto viscoso que debe concentrar.

Figura 20 Cocimiento




**4.2.10.1 Cálculo Consumo De Vapor Real De Los Tachos De Masa A**; Entra gases I a los tachos de masa A por la parte superior, en la parte inferior del tacho entra meladura (proveniente de los evaporadores) y polvillo (Solución de azúcar refinada más alcohol anhídrido), utilizado para formar el cristal. De allí sale una masa A y una miel A.

Figura 21 Tachos Masa A



Para el cálculo de los tachos de masa A se necesita la capacidad de cada tacho en ft3/Tc, se debe realizar una conversión para pasar las unidades a tonelada de caña por hora.

Capacidad del tacho= 7.57 ft³

$$\frac{7.57\cancel{ft^3}}{\cancel{tonc}} * \frac{28.2\cancel{Lt}}{1\cancel{ft^3}} * \frac{1.48669\,\cancel{Kg}}{1\,\cancel{Lt}} * \frac{1\,\cancel{tonc}}{1000\,\cancel{Kg}} * 100 = 31.73\ \%\ caña$$

**Ecuaciones requeridas para este cálculo**

Cantidad de sólidos en la masa A

$$\boldsymbol{Cap.del\ tacho\ A * Brix\ de\ masa\ A}$$

Brix de masa A= 90.52

Sólidos en masa A= 31.74 % * 0.9052

Sólidos en masa A= 28.73 % caña

Sólidos en masa A provenientes de la meladura**:**

$$\text{Sólidos en masa A provenientes de la meladura} = \boldsymbol{Cantidad\ \ de\ solidos\ en\ masa\ A * Pureza\ de\ la\ meladura}$$

$$\text{Sólidos en masa A provenientes de la meladura} = \mathbf{28.73}\ \%\ \boldsymbol{caña} * \mathbf{0.70}$$

$$\text{Sólidos en masa A provenientes de la meladura} = \mathbf{20.11}\ \%\boldsymbol{caña}$$

Meladura % cana

Brix de la Meladura= 58.68

$$\text{Meladura \% cana} = \frac{Solidos\ en\ masa\ A\ provenientes\ de\ la\ meladura}{Brix\ de\ la\ meladura}$$

$$\text{Meladura \% cana} = \frac{20.11\ \%caña}{0.5868}$$

$$\text{Meladura \% cana} = 34.27\ \%caña$$

Agua a evaporar en tachos de masa A

$$Agua\ a\ evaporar\ en\ tachos\ de\ masa\ A = Meladura\ \%\ cana * (1 - \frac{Brix\ de\ la\ meladura}{Brix\ de\ masa\ A})$$

$$Agua\ a\ evaporar\ en\ tachos\ de\ masa\ A = 34.27\ \%caña * (1 - \frac{58.68}{90.52})$$

$$Agua\ a\ evaporar\ en\ tachos\ de\ masa\ A = 12.05\ \%caña$$

Vapor requerido

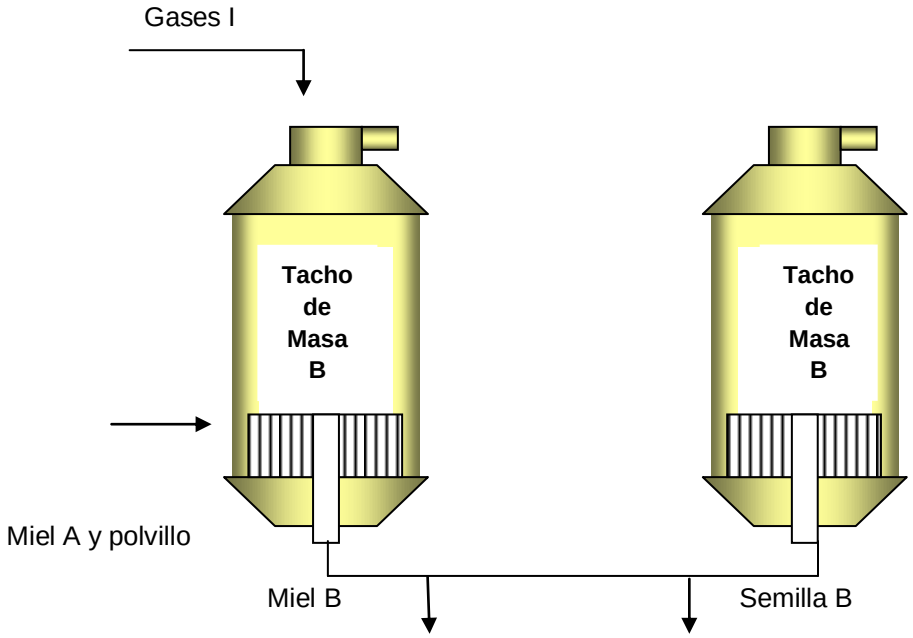
$$Vapor\ requerido = 1.05 * Agua\ a\ evaporar\ en\ tachos\ de\ masa\ A$$

$$Vapor\ requerido = 1.05 * 12.05\ \%caña$$

$Vapor\ requerido = 12.65\ \%caña$ (Ver Anexo G)

**4.2.10.2 Cálculo Consumo De Vapor Real De Los Tachos De Masa B:** Entra gases I a los tachos de masa B por la parte superior, en la parte inferior del tacho entra Miel A (proveniente de los tachos de masa A) y polvillo (Solución de azúcar refinada más alcohol anhídrido), utilizado para formar el cristal. De allí sale una miel B y una semilla B.

Figura 22 Tachos Masa B



Para el cálculo de los tachos de masa B se necesita la capacidad de cada tacho en ft3/Tc, se debe realizar una conversión para pasar las unidades a tonelada de caña por hora.

Capacidad del tacho= 4.02 ft³

$$\frac{4.02\ \cancel{ft^3}}{\cancel{tonc}} * \frac{28.2\ \cancel{Lt}}{1\ \cancel{ft^3}} * \frac{1.48546\ \cancel{Kg}}{1\ \cancel{Lt}} * \frac{1\ \cancel{tonc}}{1000\ \cancel{Kg}} * 100 = 16.84\ \%\ caña$$

**Ecuaciones requeridas para este cálculo**

Cantidad de sólidos en la masa B

$$Cap.\ del\ tacho\ B * Brix\ de\ masa\ B$$

Brix de masa B= 91.44

Sólidos en masa B= 16.84 % * 0.9144

Sólidos en masa B= 15.40 % caña

Sólidos en masa B provenientes de la miel A:

$$\text{Sólidos en masa B provenientes de la miel A} = Cantidad\ \ de\ solidos\ en\ masa\ B * Pureza\ de\ la\ miel\ A$$

$$\text{Sólidos en masa B provenientes de la miel A} = 15.40\ \%\ caña * 0.70$$

$$\text{Sólidos en masa B provenientes de la miel A} = 10.78\ \%caña$$

Miel A % cana

Brix de la Miel A= 78.29

$$\text{Miel A \% cana} = \frac{Solidos\ en\ masa\ B\ provenientes\ de\ la\ miel\ A}{Brix\ de\ la\ Miel\ A}$$

$$\text{Miel A \% cana} = \frac{10.78\ \%caña}{0.7829}$$

$$\text{Miel A \% cana} = 13.77\ \%caña$$

Agua a evaporar en tachos de masa B

$$Agua\ a\ evaporar\ en\ tachos\ de\ masa\ B = Miel\ A\ \%\ caña * (1 - \frac{Brix\ de\ la\ miel\ A}{Brix\ de\ masa\ B})$$

$$Agua\ a\ evaporar\ en\ tachos\ de\ masa\ B = 13.77\ \%caña * (1 - \frac{78.29}{91.44})$$

$$Agua\ a\ evaporar\ en\ tachos\ de\ masa\ B = 1.98\ \%caña$$

Vapor requerido

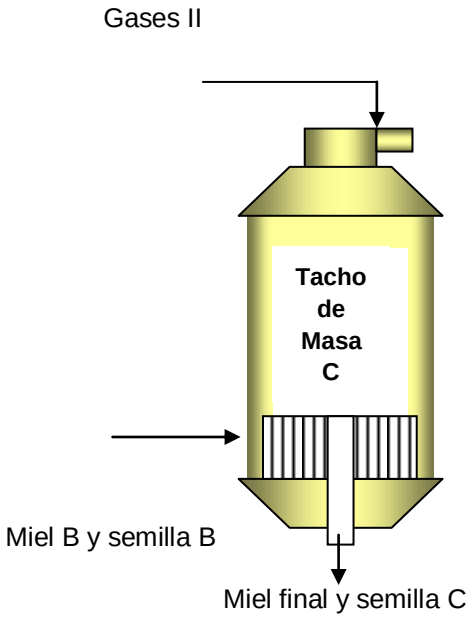
$$Vapor\ requerido = 1.2 * Agua\ a\ evaporar\ en\ tachos\ de\ masa\ A$$

$$Vapor\ requerido = 1.2 * 1.988\ \%caña$$

$Vapor\ requerido = 2.38\ \%caña$ (Ver Anexo H)

**4.2.10.3 Cálculo Consumo De Vapor Real De Los Tachos De Masa C:** Entra gases I a los tachos de masa C por la parte superior, en la parte inferior del tacho entra Miel B y semilla B (proveniente de los tachos de masa A) y polvillo (Solución de azúcar refinada más alcohol anhídrido), utilizado para formar el cristal. De allí sale una miel final y semilla C.

Figura 23 Tacho Masa C



Para el cálculo de los tachos de masa C se necesita la capacidad de cada tacho en ft3/Tc, se debe realizar una conversión para pasar las unidades a tonelada de caña por hora.

Capacidad del tacho= 0.86 ft³

$$\frac{0.86\ \cancel{ft^3}}{\cancel{tonc}} * \frac{28.2\ \cancel{Lt}}{1\ \cancel{ft^3}} * \frac{1.5201\ \cancel{Kg}}{1\ \cancel{Lt}} * \frac{1\ \cancel{tonc}}{1000\ \cancel{Kg}} * 100 = 3.69\ \%\ caña$$

**Ecuaciones requeridas para este cálculo**

Cantidad de sólidos en la masa C

$$Cap.\ del\ tacho\ C * Brix\ de\ masa\ C$$

Brix de masa C= 95.80

Sólidos en masa C= 3.69 % * 0.9580

Sólidos en masa C= 3.53% caña

Sólidos en masa C provenientes de la miel B:

$$\text{Sólidos en masa C provenientes de la miel B} = Cantidad\ \ de\ solidos\ en\ masa\ C * Pureza\ de\ la\ miel\ B$$

$$\text{Sólidos en masa C provenientes de la miel B} = 3.53\ \%\ caña * 0.80$$

$$\text{Sólidos en masa C provenientes de la miel B} = 2.83\%caña$$

Miel B % caña

Brix de la Miel B= 79.41

$$\text{Miel B \% caña} = \frac{Solidos\ en\ masa\ C\ provenientes\ de\ la\ miel\ B}{Brix\ de\ la\ Miel\ B}$$

$$\text{Miel B \% cana} = \frac{2.83\ \%caña}{0.7941}$$

$$\text{Miel B \% cana} = 3.56\ \%caña$$

Agua a evaporar en tachos de masa C

$$Agua\ a\ evaporar\ en\ tachos\ de\ masa\ C = Miel\ B\ \%\ caña * (1 - \frac{Brix\ de\ la\ miel\ B}{Brix\ de\ masa\ C})$$

$$Agua\ a\ evaporar\ en\ tachos\ de\ masa\ C = 3.56\ \%caña * (1 - \frac{79.41}{95.80})$$

$$Agua\ a\ evaporar\ en\ tachos\ de\ masa\ C = 0.61\ \%caña$$

Vapor requerido

$$Vapor\ requerido = 1.2 * Agua\ a\ evaporar\ en\ tachos\ de\ masa\ C$$

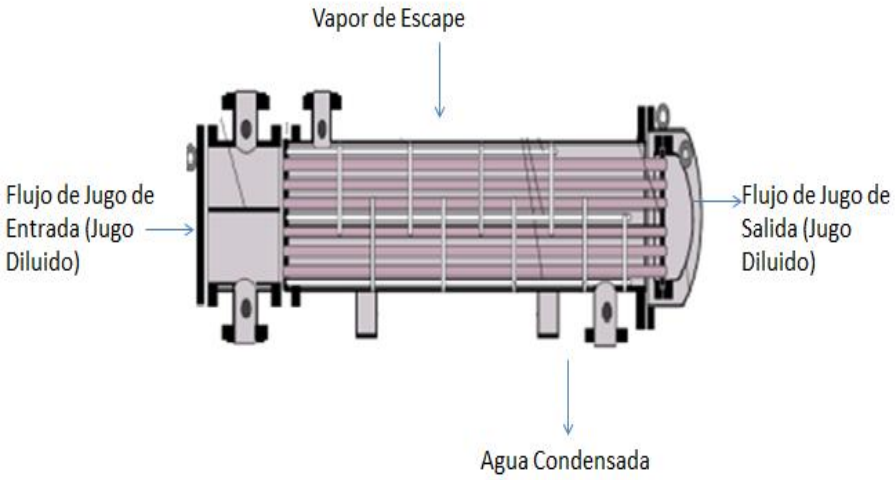
$$Vapor\ requerido = 1.2 * 0.61\ \%caña$$

$Vapor\ requerido = 0.73\%caña$ (Ver Anexo I)

## 4.3 CÁLCULOS DE LOS CONSUMOS TEÓRICOS DE VAPOR REQUERIDO EN EL PROCESO (ÁREA DE ELABORACIÓN).

El este capítulo se mostraran los cálculos realizados de los consumos teóricos de vapor de los equipos del área de elaboración.

### 4.3.1 Cálculo Consumo De Vapor Teórico Del Calentador Primario;



Ecuaciones requeridas para este cálculo

Calor perdido por el vapor durante el calentamiento del jugo

$$Q1 = Wj * Cpj * (Tsv - Tev) \text{ (1)}$$

Calor perdido durante la condensación

$$Q2 = Wv2 * \lambda vap \text{ (2)}$$

Igualando las ecuaciones 1 y 2

$$Q1 + Q2 = Wj * Cpj * (Tsj - Tej) + Wv2 * \lambda vap \text{ (3)}$$

La ecuación queda de la siguiente manera:

$$Q = Wv1 * Cp1 * (Tsv - Tev) + Wv2 * \lambda vap - Wj * Cpj * (Tsj - Tej) \text{ (4)}$$

Flujo másico de vapor de entrada (Kg/h) = $\boldsymbol{Wv1}$

Calor especifico del vapor (Kj/Kg K) = $\boldsymbol{Cp1}$

Temperatura de salida del jugo = $\boldsymbol{Tsj}$

Temperatura de jugo de entrada = $\boldsymbol{Tej}$

Flujo másico del vapor de salida = $\boldsymbol{Wv2}$

Calor latente de condensación de vapor (Kj/kg) = $\boldsymbol{\lambda vap}$

Flujo másico del jugo = $\boldsymbol{Wj}$

Calor especifico del jugo = $\boldsymbol{Cpj}$

Temperatura de salida del vapor = $\boldsymbol{Tsv}$

Temperatura de entrada del vapor = $\boldsymbol{Tev}$

**Calor especifico del vapor (Kj/Kg K)**

$$Cp1 = ((32.4 + ((0.1923 * 10\text{^} - 2) * (393.15°K)) + ((1.055 * 10\text{^} - 5) * (393.15°K)\text{^}2) - ((3.595 * 10\text{^} - 9) * (393.15°K))))/18000 * 1000$$

$Cp1 = 1.9\ KJ/Kg°K$ (5)

**Calor latente de condensación de vapor (Kj/kg)**

$$\lambda vap = 2260(\text{Kj/kg})\ \ (6)$$

**Calor especifico del jugo (Kj/Kg K)**

$$Cpj = 1 - 0.006 * Brix$$

$Cpj = 1 - 0.006 * 18.5$

$Cpj = 0.889\ Kcal/Kg°C$

$\frac{0.889\ Kcal}{Kg°C} * \frac{4.1860\ KJ}{1\ Kcal} = 3.7214\ KJ/Kg°C$ (7)

Se reemplaza 5, 6 y 7 en 4

$$Q = Wv1 * (1.9\ KJ/Kg°K)\ * (Tsv - Tev) +\ Wv2 * (2260(\text{Kj/kg})) - Wj * (3.768\ KJ/Kg°C) * (Tsj - Tej)$$

$Tsj = 88°C$

$Tej = 32°C$

$Wj = 107.468\ ton/h$

$Tsv = 393.15°K$

$Tev = 373.15°K$

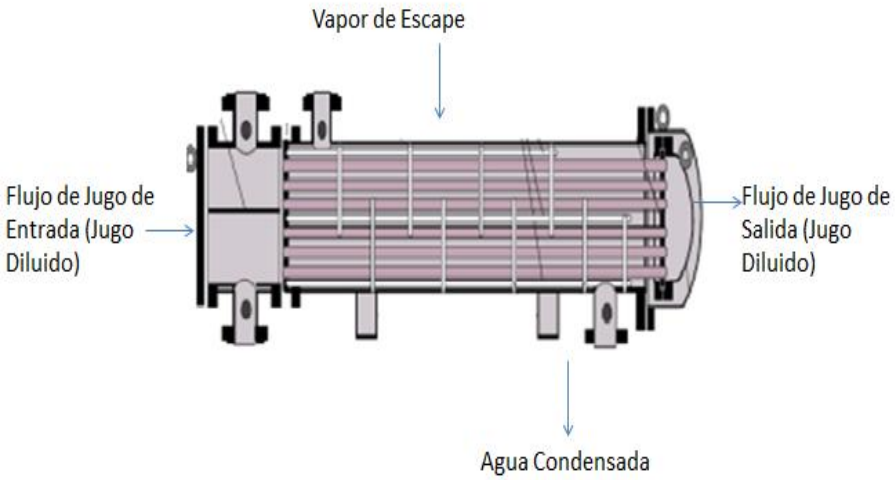
$$Wv1 * (1.9\ KJ/Kg°K)\ * (393.15°K - 373.15°K) +\ Wv2 * (2260(\text{KJ/kg})) - (107.468\ ton/h * (3.7214\ KJ/Kg°C) * (88°C - 32°C)$$

$Wv1 =\ 9743.1\ Kg/h$

$$\frac{9473.1\ Kg}{h} * \frac{1\ ton}{1000\ Kg} = 9.74 ton/h$$

Consumo de vapor teórico para el calentador primario= 9.74 ton/h. (Ver Anexo J)

### 4.3.2 Cálculo Consumo De Vapor Teórico Del Calentador Secundario;




**Ecuaciones requeridas para este cálculo**

Calor perdido por el vapor durante el calentamiento del jugo

$$Q1 = Wj * Cpj * (Tsv - Tev) \quad (1)$$

Calor perdido durante la condensación

$$Q2 = Wv2 * \lambda vap \quad (2)$$

Igualando las ecuaciones 1 y 2

$$Q1 + Q2 = Wj * Cpj * (Tsj - Tej) + Wv2 * \lambda vap \quad (3)$$

La ecuación queda de la siguiente manera:

$$Q = Wv1 * Cp1 * (Tsv - Tev) + Wv2 * \lambda vap - Wj * Cpj * (Tsj - Tej)) \quad (4)$$

Flujo másico de vapor de entrada (Kg/h) = $\boldsymbol{Wv1}$

Calor especifico del vapor (Kj/Kg K) = $\boldsymbol{Cp1}$

Temperatura de salida del jugo = $\boldsymbol{Tsj}$

Temperatura de jugo de entrada = $\boldsymbol{Tej}$

Flujo másico del vapor de salida = $\boldsymbol{Wv2}$

Calor latente de condensación de vapor (Kj/kg) = $\boldsymbol{\lambda vap}$

Flujo másico del jugo = $\boldsymbol{Wj}$

Calor especifico del jugo = $\boldsymbol{Cpj}$

Temperatura de salida del vapor = $\boldsymbol{Tsv}$

Temperatura de entrada del vapor = $Tev$

Calor especifico del vapor (Kj/Kg K)

$$Cp1 = ((32.4 + ((0.1923 * 10\text{^} - 2) * (393.15°K)) + ((1.055 * 10\text{^} - 5) * (393.15°K)\text{^}2) - ((3.595 * 10\text{^} - 9) * (393.15°K))))/18000 * 1000$$

$Cp1 = 1.9\ KJ/Kg°K$ (5)

Calor latente de condensación de vapor (Kj/kg)

$$\lambda vap = 2260(\text{Kj/kg}) \quad (6)$$

Calor especifico del jugo (Kj/Kg K)

$$Cpj = 1 - 0.006 * Brix$$

$Cpj = 1 - 0.006 * 17$

$Cpj = 0.89\ Kcal/Kg°C$

$\frac{0.89\ Kcal}{Kg°C} * \frac{4.1860\ KJ}{1\ Kcal} = 3.7590\ KJ/Kg°C$ (7)

Se reemplaza 5, 6 y 7 en 4

$$Q = Wv1 * (1.9\ KJ/Kg°K) * (Tsv - Tev) + Wv2 * (2260(\text{Kj/kg})) - Wj * (3.7590\ KJ/Kg°C) * (Tsj - Tej)$$

$Tsj = 105°\boldsymbol{C}$

$\boldsymbol{T}ej = 79°C$

$Wj = 107.468\ ton/h$

$Tsv = 393.15°K$

$Tev = 373.15°K$

$$Wv1 * (1.9\ KJ/Kg°K)\ * (393.15°K - 373.15°K) +\ Wv2 * (2260(\mathrm{KJ/kg})) - (107.468\ ton/h * (3.7590\ \ KJ/Kg°C) * (105°C - 79°C)$$

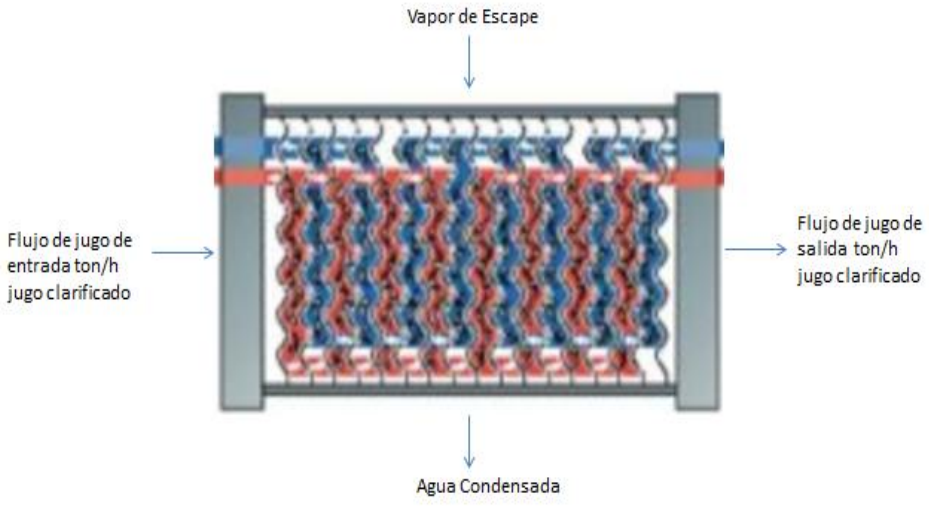
$Wv1 =\ 4650\ Kg/h$

$$\frac{4650\ Kg}{h} * \frac{1\ ton}{1000\ Kg} = 4.65\ ton/h$$

Consumo de vapor teórico para el calentador secundario= 4.65 ton/h.

(Ver Anexo K)

**4.3.3 Cálculo De Consumo Teórico Del Calentador De Placas:** En la siguiente figura se muestra el funcionamiento del calentador de placas, donde el jugo clarificado pasa a través de las placas y es calentado por un vapor de escape que pasa alrededor de las placas, este calentamiento arroja una cantidad de agua condensada.




**Ecuaciones requeridas para este cálculo**

Calor perdido por el vapor durante el calentamiento del jugo

$$Q1 = Wj * Cpj * (Tsv - Tev)\ (1)$$

Calor perdido durante la condensación

$$Q2 = Wv2 * \lambda vap \text{ (2)}$$

Igualando las ecuaciones 1 y 2

$$Q1 + Q2 = Wj * Cpj * (Tsj - Tej) + Wv2 * \lambda vap \text{ (3)}$$

La ecuación queda de la siguiente manera:

$$Q = Wv1 * Cp1 * (Tsv - Tev) + Wv2 * \lambda vap - Wj * Cpj * (Tsj - Tej) \text{ (4)}$$

Flujo másico de vapor de entrada (Kg/h) = $\boldsymbol{Wv1}$

Calor especifico del vapor (Kj/Kg K) = $\boldsymbol{Cp1}$

Temperatura de salida del jugo = $\boldsymbol{Tsj}$

Temperatura de jugo de entrada = $\boldsymbol{Tej}$

Flujo másico del vapor de salida = $\boldsymbol{Wv2}$

Calor latente de condensación de vapor (Kj/kg) = $\boldsymbol{\lambda vap}$

Flujo másico del jugo = $\boldsymbol{Wj}$

Calor especifico del jugo = $\boldsymbol{Cpj}$

Temperatura de salida del vapor = $\boldsymbol{Tsv}$

Temperatura de entrada del vapor = $Tev$

Calor especifico del vapor (Kj/Kg K)

$$Cp1 = ((32.4 + ((0.1923 * 10\text{^} - 2) * (393.15°K)) + ((1.055 * 10\text{^} - 5) * (393.15°K)\text{^}2) - ((3.595 * 10\text{^} - 9) * (393.15°K))))/18000 * 1000$$

$Cp1 = 1.9\ KJ/Kg°K$ (5)

Calor latente de condensación de vapor (Kj/kg)

$$\lambda vap = 2260(\text{Kj/kg}) \text{ (6)}$$

Calor especifico del jugo (Kj/Kg K)

$$Cpj = 1 - 0.006 * Brix$$

$Cpj = 1 - 0.006 * 20$

$Cpj = 0.88\ Kcal/Kg°C$

$$\frac{0.88\ Kcal}{Kg°C} * \frac{4.1860\ KJ}{1\ Kcal} = 3.6837\ KJ/KG°C(7)$$

Se reemplaza 5, 6 y 7 en 4

$$Wv1 * (1.9\ KJ/Kg°K)\ * (Tsv - Tev) +\ Wv2 * (2260(\text{Kj/kg})) - Wj * (3.6837KJ/Kg°C) * (Tsj - Tej)$$

$Tsj = 110°C$

$Tej = 82°C$

$Wj = 107.468\ ton/h$

$Tsv = 393.15°K$

$Tev = 373.15°K$

$$Wv1 * (1.9\ KJ/Kg°K)\ * (393.15°K - 373.15°K) +\ Wv2 * (2260(\text{KJ/kg})) - (99.93\ ton/h * (3.6837KJ/Kg°C) * (110°C - 82°C)$$

$Wv1 =\ 3683.3\ Kg/h$

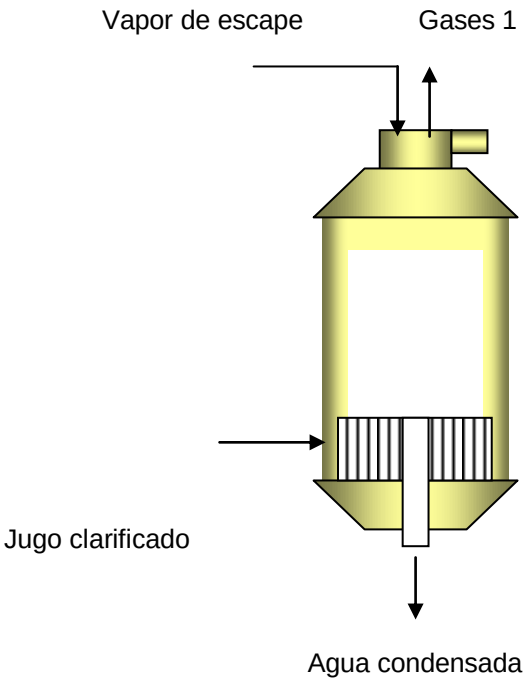
$$\frac{3683.3Kg}{h} * \frac{1\ ton}{1000\ Kg} = 3.68\ ton/h$$

Consumo de vapor teórico para el calentador de placas= 3.68 ton/h. (Ver Anexo L)

**El cálculo real de la secadora es necesario tener en cuenta el caudal que es igual al volumen sobre el tiempo.**

### 4.3.4 Evaporadores

#### 4.3.4.1 Cálculo De Consumo De Vapor Teórico Para El Kestner*:*




**Flujo másico de vapor**

$$\dot{m}vapor = \frac{\lambda Jugo * \dot{m}Jugo * \Delta tJugo}{\lambda Vapor * \Delta tVapor}$$

Entalpia del jugo = $\boldsymbol{\lambda Jugo}$

Flujo másico del jugo = $\dot{m}\boldsymbol{Jugo}$

Diferencia de temperatura entre el jugo de salida y jugo de entrada al kestner =

$\Delta \boldsymbol{tJugo}$

Entalpia del vapor = $\boldsymbol{\lambda Vapor}$

Diferencia de temperatura entre el vapor de salida y vapor de entrada al kestner =$\Delta \boldsymbol{tvapor}$

Para hallar él $\boldsymbol{\lambda Jugo}$ se deben realizar los siguientes cálculos:

$$presión\ absoluta = Pjugo + Patm$$

$presión\ absoluta = 10\ psi + 14.4\ psi$

$presión\ absoluta = 24.4\ psi$

$$24.4\ \cancel{psi} * \frac{1\frac{Kg}{cm^2}}{14.22\ \cancel{psi}} = 1.7\ Kg/cm^2$$

El resultado debe ser en kg/cm2 para buscarlo en las tablas de vapor de agua saturado, sino se encuentra el resultado se debe interpolar.

$$\lambda Jugo = 529.7\ Kcal/Kg$$

Diferencia de temperatura entre el jugo de salida y jugo de entrada al kestner =$\Delta \boldsymbol{tJugo}$

$tej = 100°C$

$tsj = 102°C$

$\Delta tj = 2°C$

Para hallar él $\boldsymbol{\lambda Vapor}$ se deben realizar los siguientes cálculos:

$$presión\ absoluta = Pvapor + Patm$$

$presión\ absoluta = 18\ psi + 14.4\ psi$

$presión\ absoluta = 32.4\ psi$

$$32.4\ \cancel{psi} * \frac{1\frac{Kg}{cm^2}}{14.22\ \cancel{psi}} = 2.3\ Kg/cm^2$$

El resultado debe ser en kg/cm2 para buscarlo en las tablas de vapor de agua saturado, sino se encuentra el resultado se debe interpolar.

$$\lambda Vapor = 523.46 Kcal/Kg$$

(Ver Anexo A)

Para obtener el resultado de la Temperatura del vapor de escape, se utiliza la presión absoluta del vapor de escape, es necesario buscar en las tablas de vapor de agua saturado, teniendo el siguiente resultado:

$tvaporescape = 123.9\ °C$

Para hallar la diferencia de temperatura del vapor se debe realizar lo siguiente:

Temperatura del condensado

$$tcond = tvapor\ de\ escape - 0.4(tvapor\ de\ escape - tentrada\ de\ jugo)$$

$tcond = 123.9°C - 0.4(123.9°C - 100°C)$

$tcond = 114.4°C$

El resultado de $tvaporescape$ encontrada en la tabla de vapor de agua saturado debe restarse con la $tcond$.

$$\Delta tvapor = tvaporescape - tcond$$

$\Delta tvapor = 123.9°C - 114.4°C$

$\Delta tvapor = 9.6°C$

Los resultados se reemplazan en la ecuación de flujo másico de vapor dando como resultado el consumo de vapor en Ton/h.

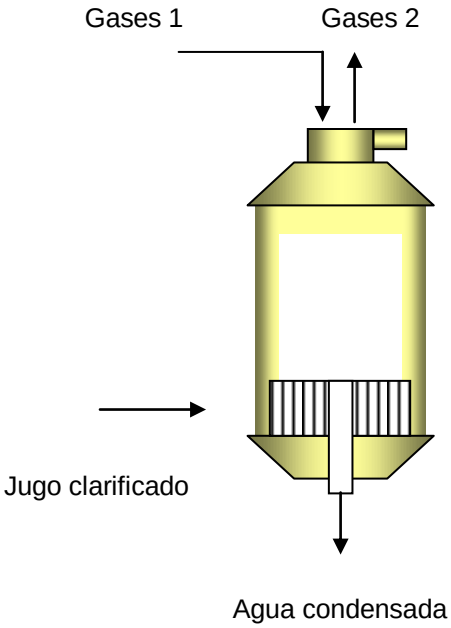
$$\dot{m}vapor = \frac{\lambda Jugo * \dot{m}Jugo * \Delta tJugo}{\lambda Vapor * \Delta tVapor}$$

$$\dot{m}vapor = \frac{\left(529.7\frac{\cancel{Kcal}}{\cancel{Kg}}\right) * \left(99.93\frac{ton}{h}\right) * (2\cancel{°C})}{(523.46\ \cancel{Kcla}/\cancel{Kg}) * (9.6\cancel{°C})}$$

$$\dot{m}vapor = 21.137\frac{ton}{h}$$

(Ver Anexo M)

### 4.3.4.2 Cálculo De Consumo De Vapor Teórico Para El Evaporador 2*:*




**Flujo másico de vapor**

$$\dot{m}vapor = \frac{\lambda Jugo * \dot{m}Jugo * \Delta tJugo}{\lambda Vapor * \Delta tVapor}$$

Entalpia del jugo = $\boldsymbol{\lambda Jugo}$

Flujo másico del jugo = $\dot{m}\boldsymbol{Jugo}$

Diferencia de temperatura entre el jugo de salida y jugo de entrada para el evaporador 2 =$\Delta \boldsymbol{tJugo}$

Entalpia del vapor = $\boldsymbol{\lambda Vapor}$

Diferencia de temperatura entre el vapor de salida y vapor de entrada al evaporador 2 =$\Delta \boldsymbol{tvapor}$

Para hallar él $\boldsymbol{\lambda Jugo}$ se deben realizar los siguientes cálculos:

$$presión\ absoluta = Pjugo + Patm$$

$presión\ absoluta = 6\ psi + 14.4\ psi$

$presión\ absoluta = 20.4\ psi$

$$20.4\ \cancel{psi} * \frac{1\frac{Kg}{cm^2}}{14.22\ \cancel{psi}} = 1.4\ Kg/cm^2$$

El resultado debe ser en kg/cm2 para buscarlo en las tablas de vapor de agua saturado, sino se encuentra el resultado se debe interpolar.

$$\lambda Jugo = 533.6\ Kcal/Kg$$

Diferencia de temperatura entre el jugo de salida y jugo de entrada al evaporador 2=$\Delta \boldsymbol{tJugo}$

$tej = 93°C$

$tsj = 92°C$

$\Delta tj = 1°C$

Para hallar él $\boldsymbol{\lambda Vapor}$ se deben realizar los siguientes cálculos:

$$presión\ absoluta = Pvapor + Patm$$

$presión\ absoluta = 8\ psi + 14.4\ psi$

$presión\ absoluta = 22.4\ psi$

$$22.4\ \cancel{psi} * \frac{1\frac{Kg}{cm^2}}{14.22\ \cancel{psi}} = 1.58\ Kg/cm^2$$

El resultado debe ser en kg/cm2 para buscarlo en las tablas de vapor de agua saturado, sino se encuentra el resultado se debe interpolar.

$$\lambda Vapor = 531.18\ Kcal/Kg$$

(Ver Anexo A)

Para obtener el resultado de la Temperatura del vapor de escape, se utiliza la presión absoluta del vapor de escape, es necesario buscar en las tablas de vapor de agua saturado:

$tvaporescape = 112.20\ °C$

Para hallar la diferencia de temperatura del vapor se debe realizar lo siguiente:

Temperatura del condensado

$$tcond = tvapor\ de\ escape - 0.4(tvapor\ de\ escape - tentrada\ de\ jugo)$$

$tcond = 112.20°C - 0.4(112.20°C - 93°C)$

$tcond = 104.52\ °C$

El resultado de $tvaporescape$ encontrada en la tabla de vapor de agua saturado debe restarse con la $tcond$.

$$\Delta tvapor = tvaporescape - tcond$$

$\Delta tvapor = 112.20°C - 104.52°C$

$\Delta tvapor = 7.68°C$

Los resultados se reemplazan en la ecuación de flujo másico de vapor dando como resultado el consumo de vapor en Ton/h.

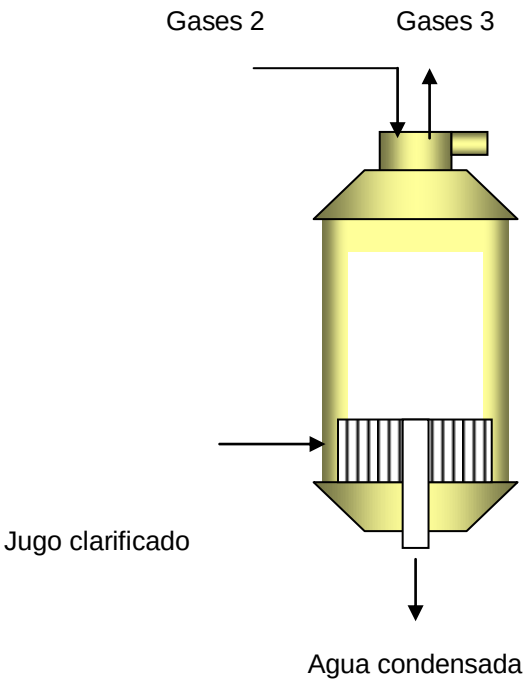
$$\dot{m}vapor = \frac{\lambda Jugo * \dot{m}Jugo * \Delta tJugo}{\lambda Vapor * \Delta tVapor}$$

$$\dot{m}vapor = \frac{\left(533.6\frac{\cancel{Kcal}}{\cancel{Kg}}\right) * \left(55.9\frac{ton}{h}\right) * (1\cancel{°C})}{(531.18\ \cancel{Kcla}/\cancel{Kg}) * (7.68\cancel{°C})}$$

$$\dot{m}vapor = 7.316\ \frac{ton}{h}$$

(Ver Anexo N)

### 4.3.4.3 Cálculo De Consumo De Vapor Teórico Para El Evaporador 3




**Flujo másico de vapor**

$$\dot{m}vapor = \frac{\lambda Jugo * \dot{m}Jugo * \Delta tJugo}{\lambda Vapor * \Delta tVapor}$$

Entalpia del jugo = $\boldsymbol{\lambda Jugo}$

Flujo másico del jugo = $\dot{m}\boldsymbol{Jugo}$

Diferencia de temperatura entre el jugo de salida y jugo de entrada para el evaporador 3=$\Delta\boldsymbol{tJugo}$

Entalpia del vapor = $\boldsymbol{\lambda Vapor}$

Diferencia de temperatura entre el vapor de salida y vapor de entrada al evaporador 3=$\Delta\boldsymbol{tvapor}$

Para hallar él $\boldsymbol{\lambda Jugo}$ se deben realizar los siguientes cálculos:

$$presión\ absoluta = Pjugo + Patm$$

$presión\ absoluta = 6\ psi + 14.4\ psi$

$presión\ absoluta = 20.4\ psi$

$$20.4\ \cancel{psi} * \frac{1\frac{Kg}{cm^2}}{14.22\ \cancel{psi}} = 1.4\ Kg/cm^2$$

El resultado debe ser en kg/cm2 para buscarlo en las tablas de vapor de agua saturado, sino se encuentra el resultado se debe interpolar.

$$\lambda Jugo = 533.15\ Kcal/Kg$$

Diferencia de temperatura entre el jugo de salida y jugo de entrada al evaporador 3 =$\Delta \boldsymbol{tJugo}$

$tej = 83°C$

$tsj = 82°C$

$\Delta tj = 1°C$

Para hallar él $\boldsymbol{\lambda Vapor}$ se deben realizar los siguientes cálculos:

$$presión\ absoluta = Pvapor + Patm$$

$presión\ absoluta = 5.8\ psi + 14.4\ psi$

$presión\ absoluta = 20.2\ psi$

$$20.2\ \cancel{psi} * \frac{1\frac{Kg}{cm^2}}{14.22\ \cancel{psi}} = 1.42\ Kg/cm^2$$

El resultado debe ser en kg/cm2 para buscarlo en las tablas de vapor de agua saturado, sino se encuentra el resultado se debe interpolar.

$$\lambda Vapor = 533.30\ Kcal/Kg$$

(Ver Anexo A)

Para obtener el resultado de la Temperatura del vapor de escape, se utiliza la presión absoluta del vapor de escape, es necesario buscar en las tablas de vapor de agua saturado:

$tvaporescape = 108.92\ °C$

Para hallar la diferencia de temperatura del vapor se debe realizar lo siguiente:

Temperatura del condensado

$$tcond = tvapor\ de\ escape - 0.4(tvapor\ de\ escape - tentrada\ de\ jugo)$$

$tcond = 108.92°C - 0.4(108.92°C - 83°C)$

$tcond = 98.55\ °C$

El resultado de $tvaporescape$ encontrada en la tabla de vapor de agua saturado debe restarse con la $tcond$.

$$\Delta tvapor = tvaporescape - tcond$$

$\Delta tvapor = 108.92°C - 98.55°C$

$\Delta tvapor = 10.37°C$

Los resultados se reemplazan en la ecuación de flujo másico de vapor dando como resultado el consumo de vapor en Ton/h.

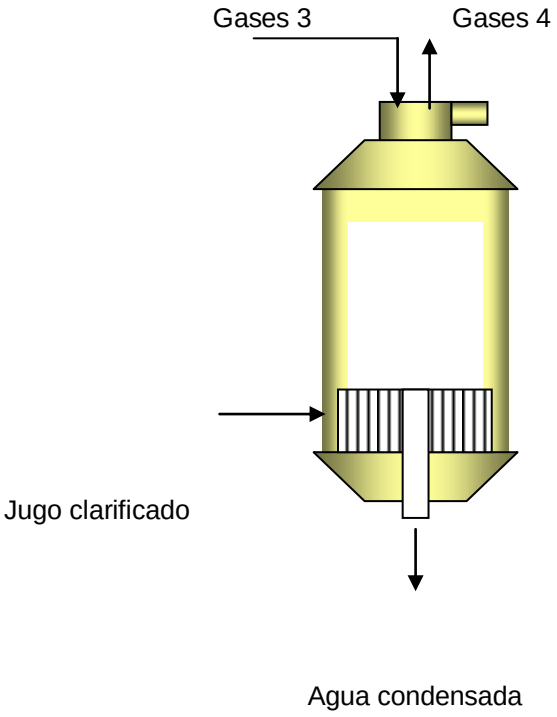
$$\dot{m}vapor = \frac{\lambda Jugo * \dot{m}Jugo * \Delta tJugo}{\lambda Vapor * \Delta tVapor}$$

$$\dot{m}vapor = \frac{\left(533.15\,\frac{\cancel{Kcal}}{\cancel{Kg}}\right) * \left(41.2\,\frac{ton}{h}\right) * (1\cancel{°C})}{(\,533.30\,\cancel{Kcla}/\cancel{Kg}) * (10.37\cancel{°C})}$$

$$\dot{m}vapor = 3.969\ \frac{ton}{h}$$

(Ver Anexo O)

### 4.3.4.4 Cálculo De Consumo De Vapor Teórico Para El Evaporador 4*:*




**Flujo másico de vapor**

$$\dot{m}vapor = \frac{\lambda Jugo * \dot{m}Jugo * \Delta tJugo}{\lambda Vapor * \Delta tVapor}$$

Entalpia del jugo = $\boldsymbol{\lambda Jugo}$

Flujo másico del jugo = $\dot{m}\boldsymbol{Jugo}$

Diferencia de temperatura entre el jugo de salida y jugo de entrada para el evaporador 4=$\Delta\boldsymbol{tJugo}$

Entalpia del vapor = $\boldsymbol{\lambda Vapor}$

Diferencia de temperatura entre el vapor de salida y vapor de entrada al evaporador 4=$\Delta\boldsymbol{tvapor}$

Para hallar él $\boldsymbol{\lambda Jugo}$ se deben realizar los siguientes cálculos:

$$presión\ absoluta = Pjugo + Patm$$

$$presión\ absoluta = (-16\cancel{inHg} * \frac{1\ psi}{2.03602\ \cancel{inHg}}) + 14.4\ psi$$

$$presión\ absoluta = 6.5\ psi$$

$$6.5\ \cancel{psi} * \frac{1\ \frac{Kg}{cm^2}}{14.22\ \cancel{psi}} = 0.45\ Kg/cm^2$$

El resultado debe ser en kg/cm2 para buscarlo en las tablas de vapor de agua saturado, sino se encuentra el resultado se debe interpolar.

$$\lambda Jugo = 552.27\ Kcal/Kg$$

Diferencia de temperatura entre el jugo de salida y jugo de entrada al evaporador 4 =$\Delta \boldsymbol{tJugo}$

$tej = 78°C$

$tsj = 77°C$

$\Delta tj = 1°C$

Para hallar él $\boldsymbol{\lambda Vapor}$ se deben realizar los siguientes cálculos:

$$presión\ absoluta = Pvapor + Patm$$

$$presión\ absoluta = (-5\ \cancel{inHg} * \frac{1\ psi}{2.03602\ \cancel{inHg}}) + 14.4\ psi$$

$$presión\ absoluta = 11.94\ psi$$

$$11.94\ \cancel{psi} * \frac{1\ \frac{Kg}{cm^2}}{14.22\ \cancel{psi}} = 0.84\ Kg/cm^2$$

El resultado debe ser en kg/cm2 para buscarlo en las tablas de vapor de agua saturado, sino se encuentra el resultado se debe interpolar.

$$\lambda Vapor = 542.56\ Kcal/Kg$$

(Ver Anexo A)

Para obtener el resultado de la Temperatura del vapor de escape, se utiliza la presión absoluta del vapor de escape, es necesario buscar en las tablas de vapor de agua saturado:

$tvaporescape = 94.22\ °C$

Para hallar la diferencia de temperatura del vapor se debe realizar lo siguiente:

Temperatura del condensado

$$tcond = tvapor\ de\ escape - 0.4(tvapor\ de\ escape - tentrada\ de\ jugo)$$

$tcond = 94.22°C - 0.4(94.22°C - 78°C)$

$tcond = 87.73\ °C$

El resultado de $tvaporescape$ encontrada en la tabla de vapor de agua saturado debe restarse con la $tcond$.

$$\Delta tvapor = tvaporescape - tcond$$

$\Delta tvapor = 94.22\ °C - 87.73\ °C$

$\Delta tvapor = 6.49\ °C$

Los resultados se reemplazan en la ecuación de flujo másico de vapor dando como resultado el consumo de vapor en Ton/h.

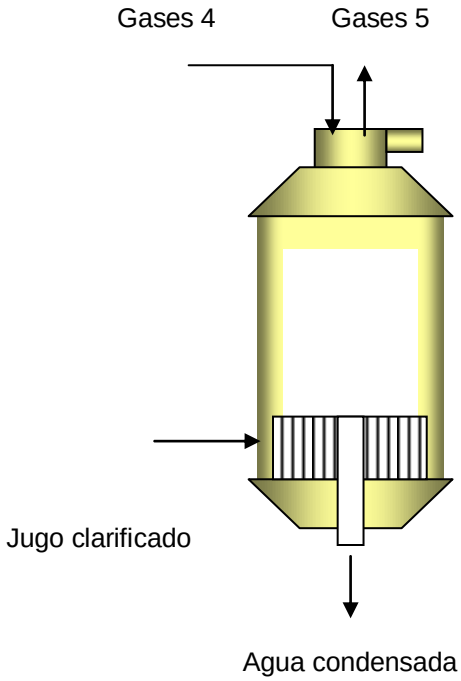
$$\dot{m}vapor = \frac{\lambda Jugo * \dot{m}Jugo * \Delta tJugo}{\lambda Vapor * \Delta tVapor}$$

$$\dot{m}vapor = \frac{\left(552.27\frac{\cancel{Kcal}}{\cancel{Kg}}\right) * \left(35.1\frac{ton}{h}\right) * (1\cancel{°C})}{(\ 542.56\ \cancel{Kcla}/\cancel{Kg}) * (6.49\cancel{°C})}$$

$$\dot{m}vapor = 5.509\ \frac{ton}{h}$$

(Ver Anexo P)

### 4.3.4.5 Cálculo De Consumo De Vapor Teórico Para El Evaporador 5A*:*




**Flujo másico de vapor**

$$\dot{m}vapor = \frac{\lambda Jugo * \dot{m}Jugo * \Delta tJugo}{\lambda Vapor * \Delta tVapor}$$

Entalpia del jugo = $\boldsymbol{\lambda Jugo}$

Flujo másico del jugo = $\dot{m}\boldsymbol{Jugo}$

Diferencia de temperatura entre el jugo de salida y jugo de entrada para el evaporador 5A=$\Delta\boldsymbol{tJugo}$

Entalpia del vapor = $\boldsymbol{\lambda Vapor}$

Diferencia de temperatura entre el vapor de salida y vapor de entrada al evaporador 5A=$\Delta\boldsymbol{tvapor}$

Para hallar él $\boldsymbol{\lambda Jugo}$ se deben realizar los siguientes cálculos:

$$presión\ absoluta = Pjugo + Patm$$

$$presión\ absoluta = (-7.5\cancel{inHg} * \frac{1\ psi}{2.03602\ \cancel{inHg}}) + 14.4\ psi$$

$$presión\ absoluta = 10.7\ psi$$

$$10.7\ \cancel{psi} * \frac{1\ \frac{Kg}{cm^2}}{14.22\ \cancel{psi}} = 0.75\ Kg/cm^2$$

El resultado debe ser en kg/cm2 para buscarlo en las tablas de vapor de agua saturado, sino se encuentra el resultado se debe interpolar.

$$\lambda Jugo = 544.47\ Kcal/Kg$$

Diferencia de temperatura entre el jugo de salida y jugo de entrada al evaporador 5A=$\Delta\boldsymbol{tJugo}$

$tej = 63°C$

$tsj = 62°C$

$\Delta tj = 1°C$

Para hallar él $\boldsymbol{\lambda Vapor}$ se deben realizar los siguientes cálculos:

$$presión\ absoluta = Pvapor + Patm$$

$$presión\ absoluta = (-16\ \cancel{inHg} * \frac{1\ psi}{2.03602\ \cancel{inHg}}) + 14.4\ psi$$

$$presión\ absoluta = 6.54\ psi$$

$$6.54\ \cancel{psi} * \frac{1\ \frac{Kg}{cm^2}}{14.22\ \cancel{psi}} = 0.46\ Kg/cm^2$$

El resultado debe ser en kg/cm2 para buscarlo en las tablas de vapor de agua saturado, sino se encuentra el resultado se debe interpolar.

$$\lambda Vapor = 552.27\ Kcal/Kg$$

(Ver Anexo A)

Para obtener el resultado de la Temperatura del vapor de escape, se utiliza la presión absoluta del vapor de escape, es necesario buscar en las tablas de vapor de agua saturado:

$tvaporescape = 78.40\ °C$

Para hallar la diferencia de temperatura del vapor se debe realizar lo siguiente:

Temperatura del condensado

$$tcond = tvapor\ de\ escape - 0.4(tvapor\ de\ escape - tentrada\ de\ jugo)$$

$tcond = 78.40°C - 0.4(78.402°C - 63°C)$

$tcond = 72.24\ °C$

El resultado de $tvaporescape$ encontrada en la tabla de vapor de agua saturado debe restarse con la $tcond$.

$$\Delta tvapor = tvaporescape - tcond$$

$\Delta tvapor = 78.40\ °C - 72.24\ °C$

$\Delta tvapor = 6.16\ °C$

Los resultados se reemplazan en la ecuación de flujo másico de vapor dando como resultado el consumo de vapor en Ton/h.

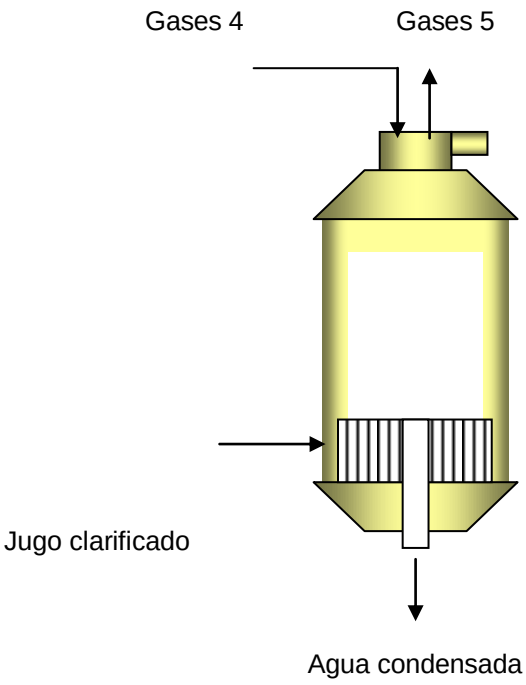
$$\dot{m}vapor = \frac{\lambda Jugo * \dot{m}Jugo * \Delta tJugo}{\lambda Vapor * \Delta tVapor}$$

$$\dot{m}vapor = \frac{\left(544.47\frac{\cancel{Kcal}}{\cancel{Kg}}\right) * \left(28.9\frac{ton}{h}\right) * (1\cancel{°C})}{(552.27\ \cancel{Kcla}/\cancel{Kg}) * (6.16\ \cancel{°C})}$$

$$\dot{m}vapor = 4.624\ \frac{ton}{h}$$

(Ver Anexo Q)

### 4.3.4.6 Cálculo De Consumo De Vapor Teórico Para El Evaporador 5B




**Flujo másico de vapor**

$$\dot{m}vapor = \frac{\lambda Jugo * \dot{m}Jugo * \Delta tJugo}{\lambda Vapor * \Delta tVapor}$$

Entalpia del jugo = $\boldsymbol{\lambda Jugo}$

Flujo másico del jugo = $\dot{m}\boldsymbol{Jugo}$

Diferencia de temperatura entre el jugo de salida y jugo de entrada para el evaporador 5B=$\Delta\boldsymbol{tJugo}$

Entalpia del vapor = $\boldsymbol{\lambda Vapor}$

Diferencia de temperatura entre el vapor de salida y vapor de entrada al evaporador 5B=$\Delta\boldsymbol{tvapor}$

Para hallar él $\boldsymbol{\lambda Jugo}$ se deben realizar los siguientes cálculos:

$$presión\ absoluta = Pjugo + Patm$$

$$presión\ absoluta = (-7.5\cancel{inHg} * \frac{1\ psi}{2.03602\ \cancel{inHg}}) + 14.4\ psi$$

$$presión\ absoluta = 10.7\ psi$$

$$10.7\ \cancel{psi} * \frac{1\ \frac{Kg}{cm^2}}{14.22\ \cancel{psi}} = 0.75\ Kg/cm^2$$

El resultado debe ser en kg/cm2 para buscarlo en las tablas de vapor de agua saturado, sino se encuentra el resultado se debe interpolar.

$$\lambda Jugo = 544.47\ Kcal/Kg$$

Diferencia de temperatura entre el jugo de salida y jugo de entrada al evaporador 5B=$\Delta\boldsymbol{tJugo}$

$$tej = 63°C$$

$$tsj = 62°C$$

$$\Delta tj = 1°C$$

Para hallar él $\boldsymbol{\lambda Vapor}$ se deben realizar los siguientes cálculos:

$$presión\ absoluta = Pvapor + Patm$$

$$presión\ absoluta = (-16\ \cancel{inHg} * \frac{1\ psi}{2.03602\ \cancel{inHg}}) + 14.4\ psi$$

$$presión\ absoluta = 6.54\ psi$$

$$6.54\ \cancel{psi} * \frac{1\ \frac{Kg}{cm^2}}{14.22\ \cancel{psi}} = 0.46\ Kg/cm^2$$

El resultado debe ser en kg/cm2 para buscarlo en las tablas de vapor de agua saturado, sino se encuentra el resultado se debe interpolar.

$$\lambda Vapor = 552.27\ Kcal/Kg$$

(Ver Anexo A)

Para obtener el resultado de la Temperatura del vapor de escape, se utiliza la presión absoluta del vapor de escape, es necesario buscar en las tablas de vapor de agua saturado:

$tvaporescape = 78.40\ °C$

Para hallar la diferencia de temperatura del vapor se debe realizar lo siguiente:

Temperatura del condensado

$$tcond = tvapor\ de\ escape - 0.4(tvapor\ de\ escape - tentrada\ de\ jugo)$$

$tcond = 78.40°C - 0.4(78.402°C - 63°C)$

$tcond = 72.24\ °C$

El resultado de $tvaporescape$ encontrada en la tabla de vapor de agua saturado debe restarse con la $tcond$.

$$\Delta tvapor = tvaporescape - tcond$$

$\Delta tvapor = 78.40\ °C - 72.24\ °C$

$\Delta tvapor = 6.16\ °C$

Los resultados se reemplazan en la ecuación de flujo másico de vapor dando como resultado el consumo de vapor en Ton/h.

$$\dot{m}vapor = \frac{\lambda Jugo * \dot{m}Jugo * \Delta tJugo}{\lambda Vapor * \Delta tVapor}$$

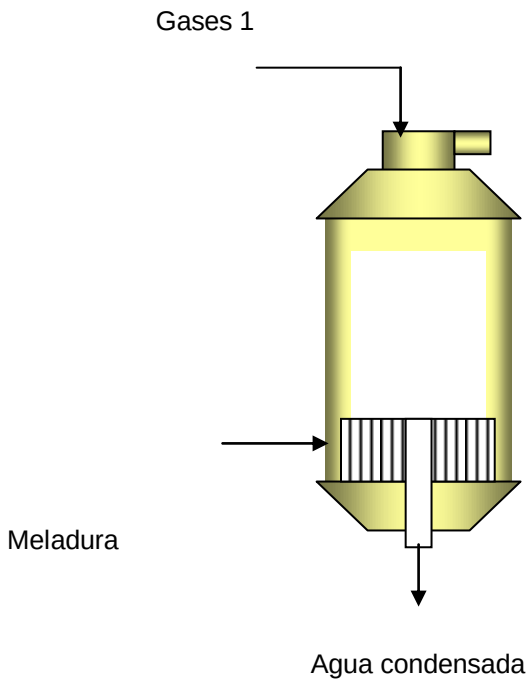
$$\dot{m}vapor = \frac{\left(544.47\frac{\cancel{Kcal}}{\cancel{Kg}}\right) * \left(26.8\frac{ton}{h}\right) * (1\cancel{°C})}{(552.27\ \cancel{Kcla}/\cancel{Kg}) * (6.16\ \cancel{°C})}$$

$$\dot{m}vapor = 4.285\ \frac{ton}{h}$$

(Ver Anexo R)

### 4.3.5 Cristalización

#### 4.3.5.1 Cálculo Consumo De Vapor Teórico Del Tacho 1:




**Ecuación requerida para el cálculo de consumo de vapor teórico**

$$\boldsymbol{Q = UA\Delta T} \ (\mathbf{1})$$

Área de transferencia del tacho = $\boldsymbol{A}$

Coeficiente global de transferencia de calor = $\boldsymbol{U}$

Diferencia de temperatura entre el vapor y la masa = $\Delta\boldsymbol{T}$

Variables requeridas para este cálculo

$Área = 226.06\ m^2$

$Presión\ de\ vacío = -10.81\ psi$

$Densidad\ de\ la\ masa\ A = 1558\ Kg/\ m^3$

$Gravedad = 9.8\ m/s^2$

$Altura = 3.86\ m$

$Brix\ masa\ A = 73.24°Brix$

$Temperatura\ gases\ 1 = 110°C + 273.15°K = 383.15\ °K$

$Presión\ atmósferica = 14.4\ psi$

Coeficiente global de transferencia de calor (U)

$$U = 0.00089(100 - Brix.(prom\ de\ la\ masa)(temp.del\ vapor - 54)\ (2)$$

$U = 0.00089(100 - 73.24°Brix * (110°C - 54)$

$U = 1.33\ Kg/hm^2K$

Presión hidrostática

$$Phidrost = Dhg$$

$$Phidrost = 1558\frac{Kg}{m^3} * 9.8\frac{m}{s^2} * 3.6\ m$$

$$Phidrost = \frac{58936\frac{N}{m^2}}{1000} = 58.9\ Kpa$$

Presión hidrostática reducida

$$\frac{58.9\ Kpa}{101.325} * 14.7 * 0.5 = 4.28\ psi$$

Presión total

$$Presión\ total = presión\ total\ reducida + presión\ de\ vacio + presión\ atmósferica$$

$Presión\ total = 4.28\ psi + (-10.8\ psi) + 14.4\ psi$

$$Presión\ total = \frac{7.87\ psi}{14.22} = 0.55\ Kg/cm^2$$

Se debe buscar el valor de Presión total en las Tablas de vapor de agua saturado para obtener la Temperatura de saturación de tablas de vapor de agua saturada.

(Ver Anexo A)

$Tem.\ saturación\ tablas\ de\ vapor\ de\ agua\ saturada = 82.9°C$

Para calcular la elevación del punto de ebullición, se toma el resultado de la $Tem.\ saturación\ tablas\ de\ vapor\ de\ agua\ saturada\ (82.9°C)$, y se ubica en el gráfica de elevación del punto de ebullición, para determinar a cuántos grados se eleva el punto de ebullición de la masa A.

$Punto\ de\ ebullición\ masa\ A = 82.9°C + 9$

$Punto\ de\ ebullición\ masa\ A = 91.9°C + 273.15°K = 365.05°K$

Se reemplaza en 1

$$Q = UA\Delta T$$

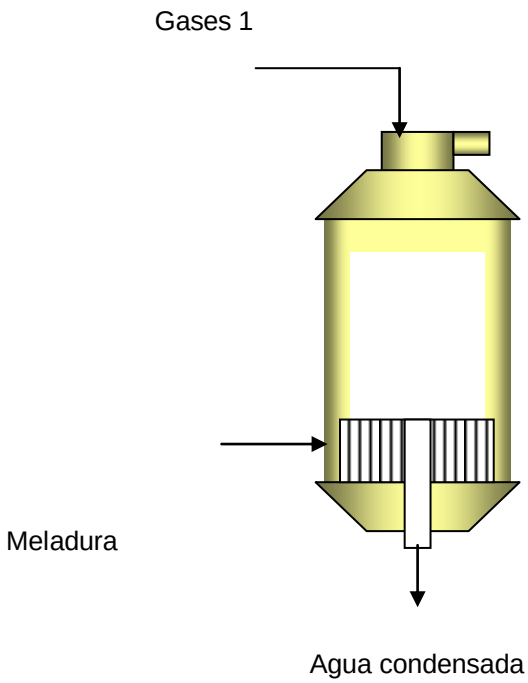
$$Q = (\left(1.33\frac{Kg}{hmK}\right) * (226.06\ m^2) * (383.15°K - 365.05°K))/1000$$

$$Q = 5.5\ ton/h$$

Consumo de vapor teórico en el tacho 1= 5.5. Ton/h.

(Ver Anexo S)

### 4.3.5.2 Cálculo Consumo De Vapor Teórico Del Tacho 2*:*




**Ecuación requerida para el cálculo de consumo de vapor teórico**

$$\boldsymbol{Q = UA\Delta T}\ (\mathbf{1})$$

Área de transferencia del tacho = $\boldsymbol{A}$

Coeficiente global de transferencia de calor = $\boldsymbol{U}$

Diferencia de temperatura entre el vapor y la masa = $\Delta\boldsymbol{T}$

Variables requeridas para este cálculo

$Área = 114.98\ m^2$

$Presión\ de\ vacío = -10.81\ psi$

$Densidad\ de\ la\ masa\ A = 1558\ Kg/\ m^3$

$Gravedad = 9.8\ m/s^2$

$Altura = 3.5\ m$

$Brix\ masa\ A = 73.24°Brix$

$Temperatura\ gases\ 1 = 110°C + 273.15°K = 383.15\ °K$

$Presión\ atmósferica = 14.4\ psi$

Coeficiente global de transferencia de calor (U)

$$U = 0.00089(100 - Brix.(prom\ de\ la\ masa)(temp.del\ vapor - 54)\ (2)$$

$U = 0.00089(100 - 73.24°Brix * (110°C - 54)$

$U = 1.33\ Kg/hm^2K$

Presión hidrostática

$$Phidrost = Dhg$$

$Phidrost = 1558\frac{Kg}{m^3} * 9.8\frac{m}{s^2} * 3.5\ m$

$Phidrost = \frac{53439\frac{N}{m^2}}{1000} = 53.4\ Kpa$

Presión hidrostática reducida

$\frac{53.4\ Kpa}{101.325} * 14.7 * 0.5 = 3.88\ psi$

Presión total

$$Presión\ total = presión\ total\ reducida + presión\ de\ vacio + presión\ atmósferica$$

$Presión\ total = 3.88\ psi + (-10.81\ psi) + 14.4\ psi$

$Presión\ total = \frac{7.47\ psi}{14.22} = 0.53\ Kg/cm^2$

Se debe buscar el valor de Presión total en las Tablas de vapor de agua saturado para obtener la Temperatura de saturación de tablas de vapor de agua saturada.

(Ver Anexo A)

$Tem.\ saturación\ tablas\ de\ vapor\ de\ agua\ saturada = 81.9°C$

Para calcular la elevación del punto de ebullición, se toma el resultado de la $Tem.\ saturación\ tablas\ de\ vapor\ de\ agua\ saturada\ (81.9°C)$, y se ubica en el gráfica

de elevación del punto de ebullición, para determinar a cuántos grados se eleva el punto de ebullición de la masa A.

$Punto\ de\ ebullición\ masa\ A = 81.9°C + 9$

$Punto\ de\ ebullición\ masa\ A = 90.9°C + 273.15°K = 364.05°K$

Se reemplaza en 1

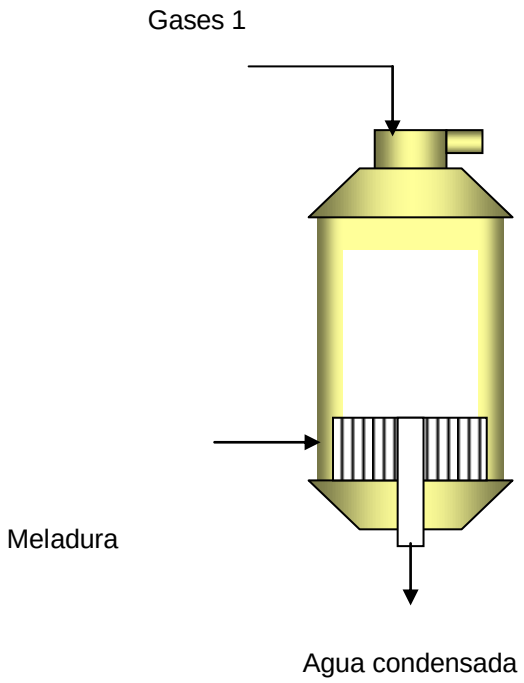
$$Q = UA\Delta T$$

$$Q = (\left(1.33\frac{Kg}{hmK}\right) * (114.98\ m^2) * (383.15°K - 364.05°K))/1000$$

$$Q = 2.9\ ton/h$$

Consumo de vapor teórico en el tacho 2= 2.9. Ton/h. (Ver Anexo T)

### 4.3.5.3 Cálculo Consumo De Vapor Teórico Del Tacho 3*:*




**Ecuación requerida para el cálculo de consumo de vapor teórico**

$$\boldsymbol{Q = UA\Delta T\ (1)}$$

Área de transferencia del tacho = $\boldsymbol{A}$

Coeficiente global de transferencia de calor = $\boldsymbol{U}$

Diferencia de temperatura entre el vapor y la masa = $\Delta\boldsymbol{T}$

Variables requeridas para este cálculo

$Área = 148.44\ m^2$

$Presión\ de\ vacío = -10.81\ psi$

$Densidad\ de\ la\ masa\ B = 1565\ Kg/\ m^3$

$Gravedad = 9.8\ m/s^2$

$Altura = 3.96\ m$

$Brix\ masa\ B = 91.44°Brix$

$Temperatura\ gases\ 1 = 110°C + 273.15°K = 383.15\ °K$

$Presión\ atmósferica = 14.4\ psi$

Coeficiente global de transferencia de calor (U)

$$U = 0.00089(100 - Brix.(prom\ de\ la\ masa)(temp.del\ vapor - 54)) \quad (2)$$

$U = 0.00089(100 - 91.44°Brix * (110°C - 54))$

$U = 0.43\ Kg/hm^2K$

Presión hidrostática

$$Phidrost = Dgh$$

$$Phidrost = 1565\frac{Kg}{m^3} * 9.8\frac{m}{s^2} * 3.96\ m$$

$$Phidrost = \frac{60735\frac{N}{m^2}}{1000} = 61\ Kpa$$

Presión hidrostática reducida

$$\frac{61\ Kpa}{101.325} * 14.7 * 0.5 = 4.41\ psi$$

Presión total

$$Presión\ total = presión\ total\ reducida + presión\ de\ vacío + presión\ atmósferica$$

$$Presión\ total = 4.41\ psi + (-10.81\ psi) + 14.4\ psi$$

$$Presión\ total = \frac{8\ psi}{14.22} = 0.56\ Kg/cm^2$$

Se debe buscar el valor de Presión total en las Tablas de vapor de agua saturado para obtener la Temperatura de saturación de tablas de vapor de agua saturada.

(Ver Anexo A)

$$Tem.\ saturación\ tablas\ de\ vapor\ de\ agua\ saturada = 83.4°C$$

Para calcular la elevación del punto de ebullición, se toma el resultado de la $Tem.\ saturación\ tablas\ de\ vapor\ de\ agua\ saturada\ (83.4°C)$, y se ubica en el gráfica de elevación del punto de ebullición, para determinar a cuántos grados se eleva el punto de ebullición de la masa A.

$$Punto\ de\ ebullición\ masa\ A = 83.4°C + 10.5$$

$$Punto\ de\ ebullición\ masa\ A = 93.9°C + 273.15°K = 367.05°K$$

Se reemplaza en 1

$$Q = UA\Delta T$$

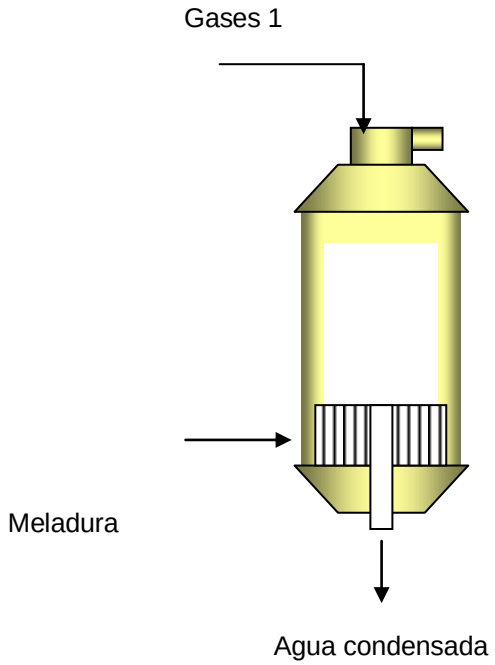
$$Q = (\left(0.43\frac{Kg}{hmK}\right) * (148.44\ m^2) * (383.15°K - 367.05°K))/1000$$

$$Q = 1.02\ ton/h$$

Consumo de vapor teórico en el tacho 3= 1.02 Ton/h.

(Ver Anexo U)

### 4.3.5.4 Cálculo Consumo De Vapor Teórico Del Tacho 4*:*




**Ecuación requerida para el cálculo de consumo de vapor teórico**

$$\boldsymbol{Q = UA\Delta T\ (1)}$$

Área de transferencia del tacho = $\boldsymbol{A}$

Coeficiente global de transferencia de calor = $\boldsymbol{U}$

Diferencia de temperatura entre el vapor y la masa = $\Delta\boldsymbol{T}$

Variables requeridas para este cálculo

$Área = 147.70\ m^2$

$Presión\ de\ vacío = -10.81\ psi$

$Densidad\ de\ la\ masa\ B = 1565\ Kg/\ m^3$

$Gravedad = 9.8\ m/s^2$

$Altura = 4.72\ m$

$Brix\ masa\ B = 91.44°Brix$

$Temperatura\ gases\ 1 = 110°C + 273.15°K = 383.15\ °K$

$Presión\ atmósferica = 14.4\ psi$

Coeficiente global de transferencia de calor (U)

$$U = 0.00089(100 - Brix.(prom\ de\ la\ masa)(temp.del\ vapor - 54)) \quad (2)$$

$U = 0.00089(100 - 91.44°Brix * (110°C - 54))$

$U = 0.43\ Kg/hm^2K$

Presión hidrostática

$$Phidrost = Dgh$$

$Phidrost = 1565\frac{Kg}{m^3} * 9.8\frac{m}{s^2} * 4.72\ m$

$Phidrost = \frac{72391\frac{N}{m^2}}{1000} = 72\ Kpa$

Presión hidrostática reducida

$\frac{72\ Kpa}{101.325} * 14.7 * 0.5 = 5.25\ psi$

Presión total

$$Presión\ total = presión\ total\ reducida + presión\ de\ vacío + presión\ atmósferica$$

$Presión\ total = 5.25\ psi + (-10.81\ psi) + 14.4\ psi$

$Presión\ total = \frac{8.8\ psi}{14.22} = 0.62\ Kg/cm^2$

Se debe buscar el valor de Presión total en las Tablas de vapor de agua saturado para obtener la Temperatura de saturación de tablas de vapor de agua saturada.

(Ver Anexo A)

$Tem.\ saturación\ tablas\ de\ vapor\ de\ agua\ saturada = 86.16°C$

Para calcular la elevación del punto de ebullición, se toma el resultado de la $Tem.\ saturación\ tablas\ de\ vapor\ de\ agua\ saturada\ (86.16°C)$, y se ubica en el gráfica

de elevación del punto de ebullición, para determinar a cuántos grados se eleva el punto de ebullición de la masa A.

$Punto\ de\ ebullición\ masa\ A = 86.16°C + 10.8$

$Punto\ de\ ebullición\ masa\ A = 96.96°C + 273.15°K = 370.11°K$

Se reemplaza en 1

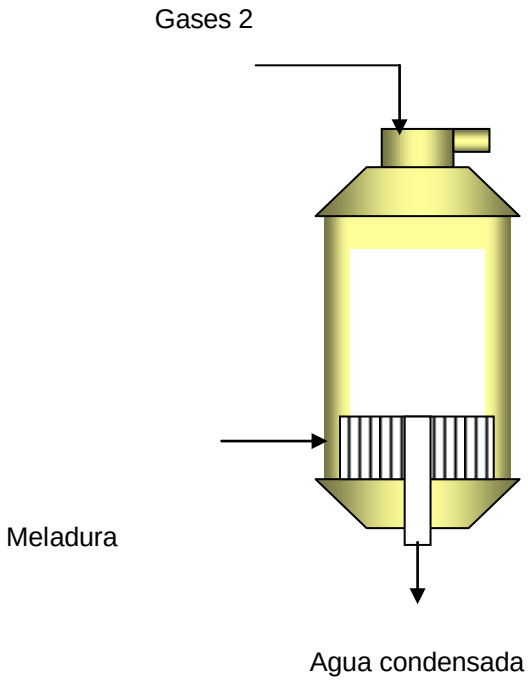
$$Q = UA\Delta T$$

$Q = (\left(0.43\frac{Kg}{hmK}\right) * (147.70\ m^2) * (383.15°K - 370.11°K))/1000$

$Q = 0.8\ ton/h$

Consumo de vapor teórico en el tacho 4= 0.8 Ton/h. (Ver Anexo V)

### 4.3.5.5 De Vapor Teórico Del Tacho 5*:*




**Ecuación requerida para el cálculo de consumo de vapor teórico**

$$\boldsymbol{Q = UA\Delta T\ (1)}$$

Área de transferencia del tacho = $\boldsymbol{A}$

Coeficiente global de transferencia de calor = $\boldsymbol{U}$

Diferencia de temperatura entre el vapor y la masa = $\Delta\boldsymbol{T}$

Variables requeridas para este cálculo

$Área = 148\ m^2$

$Presión\ de\ vacío = -10.81\ psi$

$Densidad\ de\ la\ masa\ C = 1597\ Kg/\ m^3$

$Gravedad = 9.8\ m/s^2$

$Altura = 4.74\ m$

$Brix\ masa\ \ C = 79.4°Brix$

$Temperatura\ gases\ 2 = 104°C + 273.15°K = 377.15\ °K$

$Presión\ atmósferica = 14.4\ psi$

Coeficiente global de transferencia de calor (U)

$$U = 0.00089(100 - Brix.(prom\ de\ la\ masa)(temp.del\ vapor - 54)) \quad (2)$$

$U = 0.00089(100 - 79.4°Brix * (104°C - 54))$

$U = 0.92\ Kg/hm^2K$

Presión hidrostática

$$Phidrost = Dgh$$

$$Phidrost = 1597\frac{Kg}{m^3} * 9.8\frac{m}{s^2} * 4.74\ m$$

$$Phidrost = \frac{74184\frac{N}{m^2}}{1000} = 74\ Kpa$$

Presión hidrostática reducida

$$\frac{74\ Kpa}{101.325} * 14.7 * 0.5 = 5.38\ psi$$

Presión total

$$Presión\ total = presión\ total\ reducida + presión\ de\ vacío + presión\ atmósferica$$

$$Presión\ total = 5.38\ psi + (-10.81\ psi) + 14.4\ psi$$

$$Presión\ total = \frac{8.98\ psi}{14.22} = 0.63\ Kg/cm^2$$

Se debe buscar el valor de Presión total en las Tablas de vapor de agua saturado para obtener la Temperatura de saturación de tablas de vapor de agua saturada.

(Ver Anexo A)

$$Tem.\ saturación\ tablas\ de\ vapor\ de\ agua\ saturada = 86.63°C$$

Para calcular la elevación del punto de ebullición, se toma el resultado de la $Tem.\ saturación\ tablas\ de\ vapor\ de\ agua\ saturada\ (86.63°C)$, y se ubica en el gráfica de elevación del punto de ebullición, para determinar a cuántos grados se eleva el punto de ebullición de la masa A.

$$Punto\ de\ ebullición\ masa\ A = 86.63°C + 12.8$$

$$Punto\ de\ ebullición\ masa\ A = 99.43°C + 273.15°K = 372.58°K$$

Se reemplaza en 1

$$Q = UA\Delta T$$

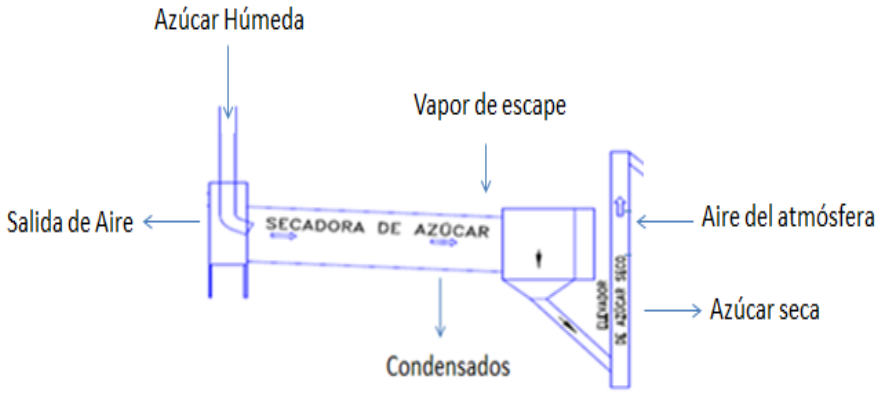
$$Q = (\left(0.92\frac{Kg}{hmK}\right) * (148\ m^2) * (377.15°K - 372.58°K))/1000$$

$$Q = 0.6\ ton/h$$

Consumo de vapor teórico en el tacho 5= 0.6 Ton/h.

(Ver Anexo W)

### 4.3.5.6 Cálculo Consumo de vapor teórico de la secadora*:*




**Ecuación para calcular el flujo másico del aire**

$$\dot{m}a = \dot{m}az \frac{(W\ e\ azu\ 2 - Wazu1)}{(W\ e\ a1 - W\ e\ a\ 2)} \quad (1)$$

Flujo másico del aire = $\dot{m}\boldsymbol{a}$

Flujo másico de azúcar = $\dot{m}\boldsymbol{az}$

Humedad de entrada del azúcar en las condiciones 1 = $\boldsymbol{Wazu1}$

Humedad de salida del azúcar en las condiciones 2 = $\boldsymbol{W\ e\ azu\ 2}$

Humedad de entrada del aire = $\boldsymbol{W\ e\ a1}$

Humedad de salida del aire **=** $\boldsymbol{W\ e\ a\ 2}$

**Datos:**

$\dot{m}az = 11.86\ ton/h$

$W\ e\ azu\ 2 = 0.2gH20/kg$

$Wazu1 = 10\ \mathrm{gH20/kg}$

$W\ e\ a1 = 40.80\ g/kg$

$W\ e\ a\ 2 = 40.90\ g/kg$

**Reemplazando en la ecuación (1)**

$$\dot{m}\boldsymbol{a} = \mathbf{11.86}\ \boldsymbol{ton/h}\ \frac{(\mathbf{0.2}\boldsymbol{gH20/kg} - \mathbf{10}\boldsymbol{gH20/kg})}{\left(\mathbf{40.80}\frac{\boldsymbol{g}}{\boldsymbol{kg}} - \mathbf{48.90}\frac{\boldsymbol{g}}{\boldsymbol{kg}}\right)}$$

$$\dot{m}\boldsymbol{a} = \mathbf{14.34}\ \boldsymbol{ton/h}$$

Se debe tener en cuenta las tablas de contenido de humedad para obtener los valores de la humedad del aire.

**Ecuaciones para obtener la entalpia de entrada del aire**

$$hae = CpT + hv.Wea \ (\mathbf{2})$$

Entalpia de entrada del aire = $\boldsymbol{hae}$

Calor especifico del aire= $\boldsymbol{Cp}$

Temperatura de entrada del aire= $\boldsymbol{T}$

Entalpia del vapor = $\boldsymbol{hv}$

Humedad especifica de entrada del aire **=** $\boldsymbol{Wea}$

**Entalpia de entrada del aire**

**Datos:**

$Cp = 1.005\ kJ/kg$

$T = 25°C$

$hv = 2547.2\ kJ/kg$

$Wea = 0.0129\ g/kg$

**Reemplazando en la ecuación (2)**

$hae = 1.005kJ/Kg\ *\ 25°C + 2547.2\ kJ/kg\ *\ 0.0129\ g/kg$

$hae = 57.975\ kJ/kg$

**Entalpia de salida del aire**

**Datos:**

$Cp = 1.005\ kJ/kg$

$T = 70°C$

$hv = 2626.8\ kJ/kg$

$Wea = 40.80\ g/kg$

**Reemplazando en la ecuación (2)**

$has = 1.005kJ/Kg\ *\ 70°C + 2626.8\ kJ/kg\ *\ 40.80\ g/kg$

$has = 177.52\ kJ/kg$

Se debe tener en cuenta las tablas de vapor de agua saturado para obtener los valores de la entalpia de los condensados y del vapor de acuerdo a la presión.

**Ecuación para obtener el consumo de vapor de la secadora**

$$\dot{m}\boldsymbol{v} = \frac{\dot{m}\boldsymbol{a}\ (\boldsymbol{hae} - \boldsymbol{has})}{(\boldsymbol{hcond.} - \boldsymbol{hvapor})}\ (\mathbf{3})$$

Flujo másico de vapor = $\dot{m}\boldsymbol{v}$

Flujo másico del aire = $\dot{m}\boldsymbol{a}$

Entalpia del aire de entrada= $\boldsymbol{hae}$

Entalpia del aire de salida= $\boldsymbol{has}$

Entalpia de los condensados= $\boldsymbol{hcond}$

Entalpia del vapor= $\boldsymbol{hvapor}$

**Datos:**

$\dot{m}a = 14.34\ ton/h$

$hae = 57.975kJ/kg$

$has = 177.52\ kJ/kg$

$hcond = 248.31\ Kcal/kg$

$hvapor = 669.51\ Kcal/kg$

**Reemplazando en la ecuación (3)**

$$\dot{m}v = \frac{14.34ton/h\ (57.975\ kJ/kg\ - 177.52kJ/kg)}{(248.31Kcal/kg - 669.51Kcal/kg)}$$

$$\dot{m}v = 0.97ton/h$$

Consumo de vapor teórico de la secadora = 0.97 ton/h

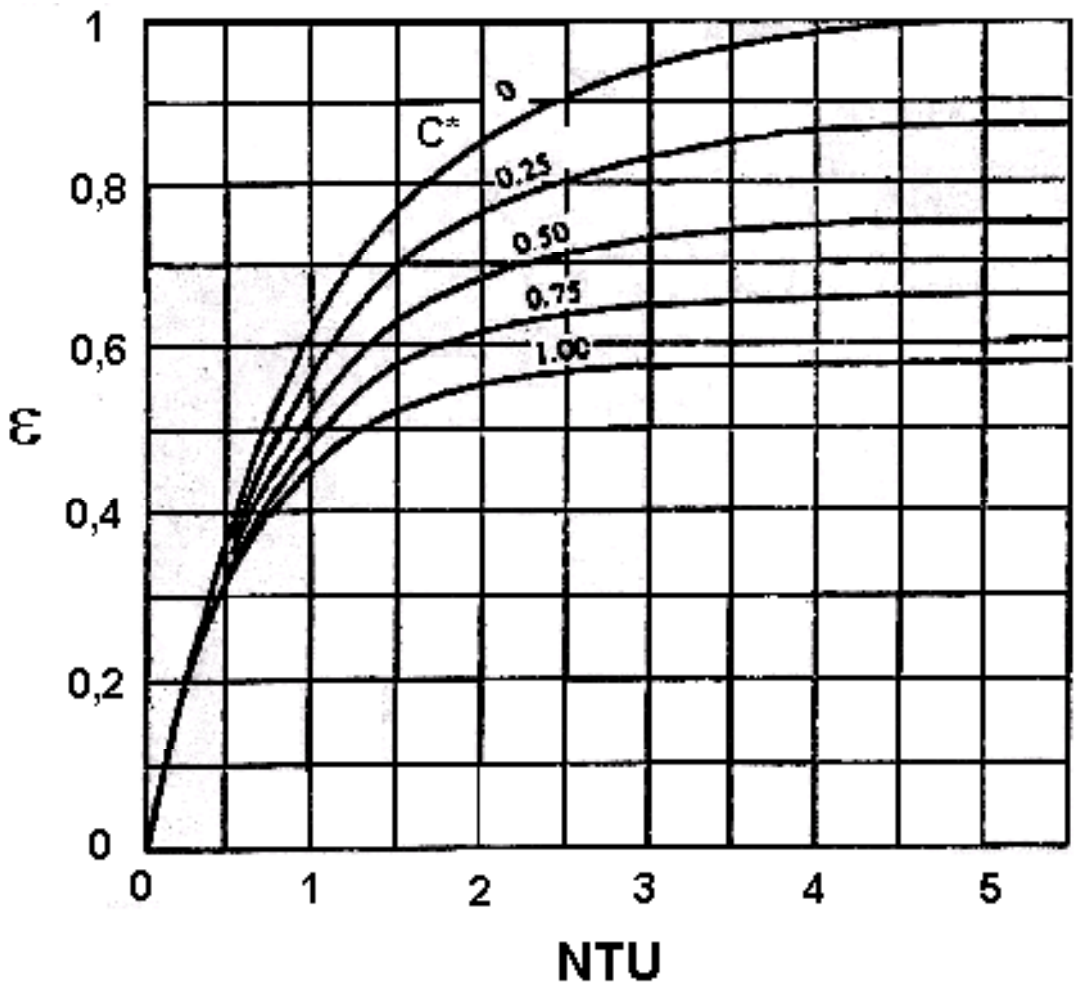
(Ver Anexo X)

Tabla 3 Eficiencia en los consumos de vapor esperada de los equipos

| Consumos de vapor | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Equipo | **Consumo de vapor real (ton/h)** | **Consumo de vapor teórico (ton/h)** | **Eficiencia del equipo** | **Perdida de vapor (ton/h)** | **Perdida de vapor según la eficiencia del equipo(ton/h)** | **Perdida de vapor según la eficiencia del equipo(ton/día)** |
| Calentador primario | 10.5 | 9.74 | 92.76 | 0.76 | 0.69 | 16.7 |
| Calentador secundario | 5.51 | 4.65 | 84.39 | 0.86 | 0.72 | 17.3 |
| Calentador de placas | 4.76 | 3.68 | 77.31 | 1.08 | 0.83 | 19.9 |
| Kestner | 30.73 | 21.13 | 68.7 | 9.6 | 6.5 | 156 |
| Evaporador 2 | 8.87 | 7.31 | 92.8 | 1.56 | 1.43 | 34.3 |
| Evaporador 3 | 5.10 | 3.96 | 77.64 | 1.14 | 0.87 | 20.8 |
| Evaporador 4 | 7.78 | 5.50 | 70.69 | 2.28 | 1.54 | 36.9 |
| Evaporador 5ª | 7.65 | 4.62 | 60.52 | 3.03 | 1.81 | 43.4 |
| Evaporador 5B | 6.69 | 4.28 | 63.97 | 2.41 | 1.51 | 36.2 |
| Tachos de masa A | 12.66 | 8.44 | 66.66 | 4.22 | 2.7 | 64.8 |
| Tachos de masa B | 2.38 | 1.82 | 76.47 | 0.56 | 0.42 | 10.8 |
| Tacho de masa C | 0.73 | 0.6 | 82.19 | 0.13 | 0.10 | 2.4 |
| Secadora | 1.03 | 0.97 | 94.17 | 0.33 | 0.31 | 7.4 |

Fuente Los Autores

Figura 24 Eficiencia típica de un intercambiador de calor




$$\boldsymbol{Eficiencia\ tipica = Eficiencia\ minima - eficiencia\ maxima}$$

$$\boldsymbol{Eficiencia\ tipica = \ 65\% - 85\%}$$

Los valores por debajo del 65% serán puntos críticos de baja eficiencia del equipo con respecto a los consumos de vapor y los valores mayores o iguales a 85% tienen una buena eficiencia con respecto a los consumos teóricos.

# 5. PROPUESTA DE MEJORAMIENTO

- Utilizar gases I en lugar de vapor de escape, en el segundo calentador de tubos, ya que la temperatura de los gases I solo disminuye 10°C comparada con la temperatura de vapor de escape, siendo irrelevante para usarla en el calentamiento.

- Implementar un control adecuado para realizar un seguimiento riguroso de las variables críticas en el proceso de evaporación como el brix del jugo y las temperaturas de los gases. (Graficas de tendencias donde se relacionen estas dos variables para observar su comportamiento con respecto a los consumos de vapor).

- Disminuir pérdidas en las líneas de conducción de vapor con la instalación de aislamientos térmicos.

- Instalar instrumentación como manómetros y termómetros a la entrada y salida de los equipos críticos que permitan verificar las variables del proceso realizar los cálculos pertinentes sobre consumo de vapor de manera oportuna, o en su defecto medidores de flujo de vapor.

- Cambio de tubería de las calandrias de tachos, ya que se presentan fugas de gases, disminuyendo el área de transferencia y aumentando el consumo de vapor.

- Realizar una limpieza más frecuente por medio de ondas sonoras en los evaporadores ya que con los días de evaporación se presentan una serie de incrustaciones en las calandrias del equipo, esto ayuda a que el diámetro de la calandria no disminuya y la pared del tubo no se haga más gruesa evitando así, mayores consumos de vapor para el cocimiento del jugo.

## 6. PLANTEAMIENTO DE UNA PROPUESTA PARA LOGRAR UNA OPTIMIZACIÓN EN EL USO DEL VAPOR.

Para esta propuesta costo/beneficio se debe tener en cuenta que se presentaron cuatro equipos con un desfase con respecto a los consumos teóricos y reales (Evaporador 5A, evaporador 5B y tachos de masa A). En la siguiente tabla se muestran los resultados de cada uno de los equipos críticos que tuvieron una baja eficiencia con respecto a los consumos de vapor.

Tabla 4 Resultados de los consumos de vapor

| **Resultados de los consumos de vapor** | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Equipo** | **Consumo de vapor real (ton/h)** | **Consumo de vapor teórico(ton/h)** | **Eficiencia del equipo %** | **Perdida de vapor (ton/h)** | **Perdida de vapor según la eficiencia del equipo(ton/h)** | **Perdida de vapor (ton/día)** |
| Evaporador 5ª | 7.65 | 4.62 | 60.52 | 3.03 | 1.2 | 28.8 |
| Evaporador 5B | 6.69 | 4.28 | 63.97 | 2.41 | 1.7 | 40.8 |
| **TOTAL** | 14.34 | 8.9 | 124.49 | 5.44 | 2.9 | 69.6 |

Fuente Los Autores

Teniendo en cuenta los resultados de los análisis realizados con respecto a los consumos de vapor en el área elaboración del INGENIO SANCARLOS S.A se llegaron a dos conclusiones:

**Ahorro de combustible (bagazo).**

Tabla 5 Posible ahorro de bagazo

| **Posible ahorro de bagazo** | |
|---|---|
| Tonelada de caña molida | 2193 Ton/día |
| Cantidad de bagazo | 657.9 Ton/día |
| Posible flujo de vapor de perdida en equipos críticos | 69.6 Ton/día |
| Toneladas de bagazo (No aprovechables) | 34.8 Ton de bagazo/día |
| Perdida en pesos por toneladas de bagazo | $ 2.262.000 día |

**Posible generación de energía eléctrica**

En la siguiente tabla se muestra la posible cantidad de energía eléctrica que podría generar para la venta.

Tabla 6 Posible generación de energía eléctrica

| **Generación de energía eléctrica** | |
|---|---|
| Tonelada de caña molida | 2193 Ton/día |
| Cantidad de bagazo | 657.9 Ton/día |
| Posible flujo de vapor de perdida en equipos críticos | 69.6 Ton/día |
| Energía eléctrica que se podría producir | 4800 kW-día |
| Posible valor en pesos de la energía que se deja de producir | $528.000 día |

## CONCLUSIONES

- Se calcularon los consumos de vapor actuales y teóricos en el área de elaboración con el fin de analizar el desfase de vapor entre cada uno de los equipos, y según los resultados se realizó una serie de propuestas de mejoramiento con el fin de obtener un mejor aprovechamiento den vapor.

- Dentro del área evaluada se identificaron seis equipos críticos con respecto a la eficiencia esperada, para observar la cantidad aproximada de vapor que se está desaprovechando.

- Se utilizó la herramienta de Excel para realizar los seguimientos respectivos de los equipos y de esta manera ejecutar una trazabilidad para llegar a las causas de la perdida de vapor.

- Se elaboró una propuesta estratégica para la optimización del consumo de vapor, donde se plantean una serie de cambios con respecto a la utilización de los gases, instalación de medidores e instrumentación en los equipos, seguimiento de las variables criticas del proceso y una mayor frecuencia en el aseo principalmente en las calandrias de los evaporadores.

- Dentro de la propuesta costo beneficio se plantearon dos posibilidades de ahorro de vapor reflejados en la cantidad de bagazo utilizado en el proceso, y la cantidad de energía eléctrica generada para la venta comercial.

- Dentro de los ahorros monetarios de las propuestas planteadas sería importante ver la posibilidad de invertir en nuevos equipos como instrumentación que ayuden a un mejor seguimiento en los consumos de vapor.

- Mediante la realización del proyecto, se aplicaron conceptos de termodinámica, matemática y procesos industriales, conocimientos adquiridos a lo largo de la carrera de Ingeniería Industrial, en este caso para llevar a cabo los cálculos generados en el proyecto.

## BIBLIOGRAFIA


Hugot, E. 1986. Manual para ingenieros azucareros. 1. ed. en español. CECSA, México.

http://www.cenicana.org

http://www.Enciclopedia_universal.esacademic.com

http://www.ingeniosancarlos.com.co

http://www.scribd.com/ doc/91887437/ balance energético

INSTITITO COLOMBIANO DE NORMAS TECNICAS Y CERTIFICACION. Normas colombianas para la presentación de tesis de grado. Bogotá: ICONTEC.; 1996. 132p. NTC 1486. NTC 5613

International Organization flor Standardization. Organismo encargado de promover el desarrollo de normas internacionales de fabricación (tanto de productos como de servicios. Normas ISO 14001, 18001, 22000.

Propiedades de los gases y líquidos. Unión tipográfica editorial hispano-americana. México.1968.

Rein, Peter, Cain sugar engineering.

SERWAY, Raymond and JEWETT, John Física para Ciencias e Ingeniería Volumen 1.

# ANEXOS

## Anexo A
## TABLA DE VAPOR DE AGUA SATURADO

**TABLA DE VAPOR DE AGUA SATURADO**

| Presión | Temperatura de saturación | Volumen específico | | Densidad vapor saturado y seco | Entalpía del líquido | Entalpía del vapor saturado y seco | Calor latente de vaporización |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | Líquido | Vapor saturado | | | | |
| Kg/cm$^2$ | ºC | Litro/kg | m$^3$/kg | kg/m$^3$ | kcal/kg | kcal/kg | kcal/kg |
| 0,010 | 6,7 | 1,000 | 131,6 | 0,007599 | 6,73 | 600,2 | 593,5 |
| 0,020 | 17,2 | 1,001 | 68,25 | 0,01465 | 17,25 | 604,9 | 587,6 |
| 0,030 | 23,7 | 1,003 | 46,52 | 0,02150 | 23,81 | 607,8 | 584,0 |
| 0,035 | 26,4 | 1,003 | 40,22 | 0,02486 | 26,39 | 608,9 | 582,5 |
| 0,040 | 28,6 | 1,004 | 35,46 | 0,02820 | 28,67 | 609,8 | 581,1 |
| 0,050 | 32,6 | 1,005 | 28,72 | 0,03482 | 32,57 | 611,5 | 578,9 |
| 0,075 | 40,0 | 1,008 | 19,69 | 0,05105 | 39,96 | 614,7 | 574,7 |
| 0,10 | 45,5 | 1,010 | 14,95 | 0,06689 | 45,45 | 617,0 | 571,6 |
| 0,15 | 53,6 | 1,014 | 10,20 | 0,09804 | 53,59 | 620,5 | 566,9 |
| 0.20 | 59,7 | 1,017 | 7,789 | 0,1284 | 59,65 | 623,1 | 563,4 |
| 0,25 | 64,6 | 1,020 | 6,318 | 0,1583 | 64,54 | 625,0 | 560,5 |
| 0,30 | 68,7 | 1,022 | 5,324 | 0,1878 | 68,66 | 626,8 | 558,1 |
| 0,40 | 75,4 | 1,026 | 4,066 | 0,2459 | 75,41 | 629,5 | 554,1 |
| 0,60 | 85,4 | 1,033 | 2,782 | 0,3595 | 85,47 | 633,5 | 548,0 |
| 0 80 | 93,0 | 1,038 | 2,125 | 0,4706 | 93,05 | 636,4 | 543,3 |
| 1,00 | 99,1 | 1,043 | 1,725 | 0,5797 | 99,19 | 638,8 | 539,6 |

| Presión | Temperatura de saturación | Volumen específico | | Densidad vapor saturado y seco | Entalpía del líquido | Entalpía del vapor saturado y seco | Calor latente de vaporización |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | Líquido | Vapor saturado | | | | |
| Kg/cm$^2$ | ºC | Litro/kg | m$^3$/kg | kg/m$^3$ | kcal/kg | kcal/kg | kcal/kg |
| | | | | | | | |
| 1,50 | 110,8 | 1,052 | 1,181 | 0,8467 | 110,99 | 643,1 | 532,1 |
| 2,00 | 119,6 | 1,060 | 0,9018 | 1,109 | 119,94 | 646,3 | 526,4 |
| 2,50 | 126,8 | 1,067 | 0,7318 | 1,367 | 127,2 | 648,7 | 521,5 |
| 3,00 | 132,9 | 1,073 | 0,6169 | 1,621 | 133,4 | 650,7 | 517,3 |
| 3,50 | 138,2 | 1,078 | 0,5338 | 1,873 | 138,9 | 652,4 | 513,5 |
| 4,00 | 142,9 | 1,083 | 0,4709 | 2,124 | 143,7 | 653,9 | 510,2 |
| 4,60 | 147,2 | 1,087 | 0,4215 | 2,373 | 148,1 | 655,2 | 507,1 |
| 5 00 | 151,1 | 1,092 | 0,3817 | 2,620 | 152,1 | 656,3 | 504,2 |
| 6,00 | 158,1 | 1,100 | 0,3213 | 3,111 | 159,3 | 658,3 | 498,9 |
| 7,00 | 164,2 | 1,107 | 0,2778 | 3,600 | 165,7 | 659,9 | 494,2 |
| 8,00 | 169,6 | 1,114 | 0,2448 | 4,085 | 171,4 | 661,2 | 489,8 |
| 9,00 | 174,5 | 1,120 | 0,2189 | 4,568 | 176,5 | 662,3 | 485,8 |
| 10,0 | 179,0 | 1,126 | 0,1980 | 5,051 | 181,3 | 663,3 | 482,1 |
| 11,0 | 183,2 | 1,132 | 0,1808 | 5,531 | 185,7 | 664,1 | 478,4 |
| 12,0 | 187,1 | 1,137 | 0,1663 | 6,013 | 189,8 | 664,9 | 475,1 |
| 13,0 | 190,7 | 1,143 | 0,1540 | 6,494 | 193,6 | 665,6 | 472,0 |
| 14,0 | 194,1 | 1,148 | 0,1434 | 6,974 | 197,3 | 666,2 | 468,9 |
| 15,0 | 197,4 | 1,153 | 0,1342 | 7,452 | 200,7 | 666,7 | 465,9 |
| 16,0 | 200,4 | 1,157 | 0,1261 | 7,930 | 204,0 | 667,1 | 463,1 |
| 17,0 | 203,3 | 1,162 | 0,1189 | 8,410 | 207,2 | 667,5 | 460,3 |
| 18,0 | 206,1 | 1,166 | 0,1125 | 8,889 | 210,2 | 667,8 | 457,6 |
| 19,0 | 208,8 | 1,171 | 0,1067 | 9,372 | 213,1 | 668,2 | 455,1 |

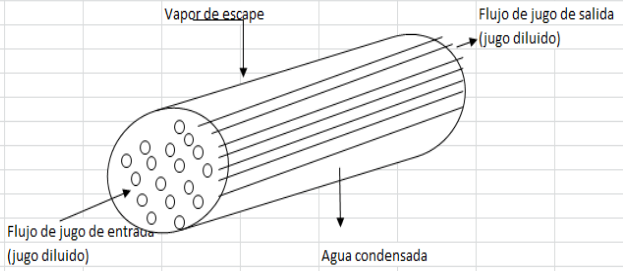
| Presión | Temperatura de saturación | Volumen específico | | Densidad vapor saturado y seco | Entalpía del líquido | Entalpía del vapor saturado y seco | Calor latente de vaporización |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | Líquido | Vapor saturado | | | | |
| Kg/cm$^2$ | ºC | Litro/kg | m$^3$/kg | kg/m$^3$ | kcal/kg | kcal/kg | kcal/kg |
| 20,0 | 211,4 | 1,175 | 0,1015 | 9,852 | 215,9 | 668,5 | 452,6 |
| 25,0 | 222,9 | 1,195 | 0,08150 | 12,27 | 228,6 | 669,3 | 440,7 |
| 30,0 | 232,8 | 1,214 | 0,06797 | 14,71 | 239,6 | 669,6 | 430,0 |
| 35,0 | 241,4 | 1,232 | 0,05819 | 17,18 | 249,5 | 669,5 | 420,0 |
| 40,0 | 249,2 | 1,249 | 0,05077 | 19,70 | 258,4 | 669,0 | 410,6 |
| 45,0 | 256,2 | 1,266 | 0,04495 | 22,25 | 266,6 | 668,4 | 401,8 |
| 50,0 | 262,7 | 1,282 | 0,04026 | 24,84 | 274,3 | 667,5 | 393,2 |
| 55,0 | 268,7 | 1,299 | 0,03639 | 27,48 | 281,5 | 666,6 | 385,1 |
| 60,0 | 274,3 | 1,315 | 0,03313 | 30,18 | 288,3 | 665,4 | 377,1 |
| 66,0 | 279,5 | 1,331 | 0,03036 | 32,94 | 294,8 | 664,0 | 369,2 |
| 70,0 | 284,5 | 1,347 | 0,02798 | 35,74 | 301,0 | 662,6 | 361,6 |
| 75,0 | 289,2 | 1,363 | 0,02589 | 38,63 | 307,0 | 661,0 | 364,0 |
| 80.0 | 293,6 | 1,379 | 0,02405 | 41,58 | 312,8 | 659,3 | 346,5 |
| 85,0 | 297,9 | 1,395 | 0,02243 | 44,58 | 318,4 | 657,6 | 3,".9,2 |
| 90,0 | 301,9 | 1,412 | 0,02096 | 47,71 | 323,8 | 655,7 | 331,9 |
| 95,0 | 806,8 | 1,428 | 0,01965 | 50,89 | 329,1 | 653,8 | 324,7 |
| 100,0 | 309.5 | 1,445 | 0,01846 | 54,17 | 334,2 | 651,7 | 317,5 |
| 110,0 | 316,6 | 1,480 | 0,01638 | 61,05 | 344,2 | 647,2 | 303,0 |
| 120,0 | 323,2 | 1,517 | 0,01463 | 68,35 | 353,9 | 642,5 | 288,6 |
| 130,0 | 329,3 | 1,557 | 0,01318 | 76,16 | 363,4 | 637,2 | 273,8 |
| 140,0 | 335,1 | 1,600 | 0,01182 | 84,60 | 372,7 | 631,7 | 269,0 |
| 150,0 | 340,6 | 1,644 | 0,01066 | 93,81 | 381,9 | 625,6 | 243,7 |

| Presión | Temperatura de saturación | Volumen específico | | Densidad vapor saturado y seco | Entalpía del líquido | Entalpía del vapor saturado y seco | Calor latente de vaporización |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | Líquido | Vapor saturado | | | | |
| Kg/cm$^2$ | ºC | Litro/kg | m$^3$/kg | kg/m$^3$ | kcal/kg | kcal/kg | kcal/kg |
| 160,0 | 345,7 | 1,693 | 0,009625 | 103,9 | 391,1 | 618,9 | 227,8 |
| 170,0 | 360,7 | 1,748 | 0,008681 | 115,2 | 400,4 | 611,5 | 211,1 |
| 180,0 | 365,3 | 1,812 | 0,007803 | 128,2 | 410,1 | 602,8 | 192,7 |
| 190,0 | 359,8 | 1,890 | 0,00697 | 143,5 | 420,4 | 593,0 | 172,6 |
| 200,0 | 364,1 | 1,987 | 0,00618 | 161,9 | 431,3 | 581,4 | 150,1 |
| 212,0 | 369,0 | 2,17 | 0,00517 | 193,2 | 447,6 | 562,2 | 114,6 |
| 224,0 | 373,6 | 2,67 | 0,00373 | 268 | 479 | 520,7 | 45,7 |

# CÁLCULOS REALES DE CONSUMO DE VAPOR

## Anexo B
## CALENTADOR PRIMARIO

| Calentador Primario | | |
|---|---|---|
| Variables | Datos | |
| Flujo de jugo de entrada | 109,5595 | ton/h |
| Jugo mezclado que retorna al proceso | 13,7085 | ton/h |
| Brix del Jugo diluido | 14,98 | °Brix |
| Calor especifico del jugo ( Cp ) | 3,8107 | KJ/kg |
| Entalpia del jugo (hJ) | 209,5870 | KJ/kg |
| Temperatura de entrada del jugo (Je) | 30 | °C |
| Temperatura de salida del jugo ( Js) | 85 | °C |
| Diferencia de temperaturas ( ΔT ) | 55 | °C |
| Temperatura de saturacion (tvs) | 123,7494 | KJ/kg |
| Presion absoluta | 223,3656 | Kpa |
| Calor especifico de evaporacion (λv) | 2191,8358 | KJ/kg |
| Cosumo de vapor real del calentador primario | 10,5 | ton/h |



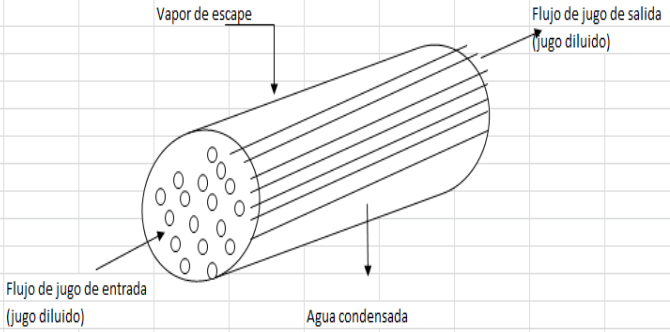

Ecuaciones

| | | |
|---|---|---|
| Calor especifico del jugo | Cp = 4.187*(1-0.006*WDS) | Brix del jugo = WDS |
| Entalpia del jugo | hental= Cp*ΔT | ΔT = Diferencia de temperatura del jugo |
| Calor especifico de evaporacion (λv = ΔHlv) | ΔHlv = 2492.9 - 2.0526t - 0.0030752t2 | |

## Anexo C

## CALENTADOR SECUNDARIO

| Calentador Secundario | | |
|---|---|---|
| Variables | Datos | |
| Flujo de jugo de entrada | 109,5595 | ton/h |
| Jugo mezclado que retorna al proceso | 13,7085 | ton/h |
| Brix de jugo diluido | 15,32 | °B |
| Calor especifico del jugo ( Cp ) | 3,8021 | KJ/kg |
| Entalpia del jugo (hJ) | 110,2618 | KJ/kg |
| Temperatura de entrada del jugo (Je) | 75 | °C |
| Temperatura de salida del jugo ( Js) | 104 | °C |
| Diferencia de temperaturas ( ΔT ) | 29 | °C |
| Temperatura de saturacion (tvs) | 123,7494 | KJ/kg |
| Presion absoluta | 223,3656 | Kpa |
| Calor especifico de evaporacion (λv) | 2191,8358 | KJ/kg |
| Cosumo de vapor real del calentador primario | 5,51 | ton/h |




Ecuaciones

| | | |
|---|---|---|
| Calor especifico del jugo | Cp = 4.187*(1-0.006*WDS) | Brix del jugo = WDS |
| Entalpia del jugo | hental= Cp*ΔT | ΔT = Diferencia de temperatura del jugo |
| Calor especifico de evaporacion (λv = ΔHlv) | ΔHlv = 2492.9 - 2.0526t - 0.0030752t2 | |

## Anexo D

## CALENTADOR DE PLACAS

| Calentador de Placas | | |
|---|---|---|
| **Variables** | **Datos** | |
| Flujo de jugo de entrada | 98,026 | ton/h |
| Jugo mezclado que retorna al proceso | 13,7085 | ton/h |
| Brix de jugo diluido | 20,3 | °B |
| Calor especifico del jugo ( Cp ) | 3,6770 | KJ/kg |
| Entalpia del jugo (hJ) | 106,6337 | KJ/kg |
| Temperatura de entrada del jugo (Je) | 80 | °C |
| Temperatura de salida del jugo ( Js) | 109 | °C |
| Diferencia de temperaturas ( ΔT ) | 29 | °C |
| Temperatura de saturacion (tvs) | 123,7494 | KJ/kg |
| Presion absoluta | 223,3656 | Kpa |
| Calor especifico de evaporacion (λv) | 2191,8358 | KJ/kg |
| Cosumo de vapor real del calentador primario | 4,769 | ton/h |

| Ecuaciones | | |
|---|---|---|
| Calor especifico del jugo | Cp = 4.187*(1-0.006*WDS) | Brix del jugo = WDS |
| Entalpia del jugo | hental= Cp*ΔT | ΔT = Diferencia de temp |
| Calor especifico de evaporacion (λv = ΔHlv) | ΔHlv = 2492.9 - 2.0526t - 0.0030752t2 | |

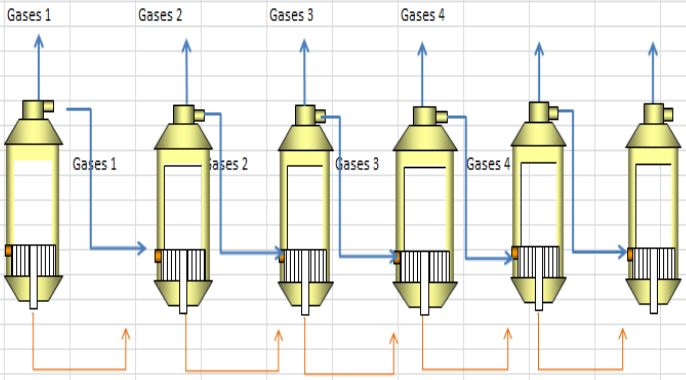
## Anexo E

## KESTNER, EVAPORADOR 2 Y 3

| Kestner | | |
|---|---|---|
| Variables | Datos | |
| Flujo de jugo de entrada | 98,026 | ton/h |
| Brix de jugo de entrada | 20,3 | °B |
| Flujo de jugo de salida | 67,295 | ton/h |
| Brix de jugo de salida | 29,57 | °B |
| Consumo de vapor real del kestner | 30,731 | ton/h |

| Evaporador 2 | | |
|---|---|---|
| Variables | Datos | |
| Flujo de jugo de entrada | 67,295 | ton/h |
| Brix de jugo de entrada | 29,57 | °B |
| Flujo de jugo de salida | 58,424 | ton/h |
| Brix de jugo de salida | 34,06 | °B |
| Consumo de vapor real del evaporado | 8,871 | ton/h |

| Evaporador 3 | | |
|---|---|---|
| Variables | Datos | |
| Flujo de jugo de entrada | 58,424 | ton/h |
| Brix de jugo de entrada | 34,06 | °B |
| Flujo de jugo de salida | 53,321 | ton/h |
| Brix de jugo de salida | 37,32 | °B |
| Consumo de vapor real del evaporado | 5,104 | ton/h |



## Anexo F

## EVAPORADOR 4, 5A, 5B

| Evaporador 4 | | |
|---|---|---|
| Variables | Datos | |
| Flujo de jugo de entrada | 53,321 | ton/h |
| Brix de jugo de entrada | 37,32 | °B |
| Flujo de jugo de salida | 45,536 | ton/h |
| Brix de jugo de salida | 43,7 | °B |
| Consumo de vapor real del evaporado | 7,785 | ton/h |

| Evaporador 5A | | |
|---|---|---|
| Variables | Datos | |
| Flujo de jugo de entrada | 45,536 | ton/h |
| Brix de jugo de entrada | 43,7 | °B |
| Flujo de jugo de salida | 37,882 | ton/h |
| Brix de jugo de salida | 52,53 | °B |
| Consumo de vapor real del evaporado | 7,654 | ton/h |

| Evaporador 5B | | |
|---|---|---|
| Variables | Datos | |
| Flujo de jugo de entrada | 37,882 | ton/h |
| Brix de jugo de entrada | 52,53 | °B |
| Flujo de jugo de salida | 31,190 | ton/h |
| Brix de jugo de salida | 63,8 | °B |
| Consumo de vapor real del evaporado | 6,692 | ton/h |

## Anexo G

## TACHOS DE MASA A

| Tachos de masa A | | |
|---|---|---|
| Variables | Datos | |
| Pie cubico/Ton de cana | 7,57 | |
| Brix de Masa A | 90,52 | °B |
| Capacidad | 31,74 | % cana |
| Solidos en masa A | 28,73 | % cana |
| Agotamiento del cristal | 41,13 | % cana |
| Agotamiento de Masa A | 51,32 | % cana |
| Sac-Pureza de Miel A | 61,78 | % cana |
| Agotamiento | 10,19 | % cana |
| Solidos provenientes de la masa A | 20,11 | % cana |
| Brix de la meladura | 58,68 | °B |
| Meladura % cana | 34,27 | % cana |
| Agua a evaporar en tachos de masa A | 12,05 | % cana |
| Consumo de vapor real en tachos de masa A | 12,66 | %cana |

## Anexo H

## TACHOS DE MASA B

| Tachos de masa B | | |
|---|---|---|
| Variables | Datos | |
| Pie cubico/Ton de cana | 4,02 | |
| Brix de Masa B | 91,44 | °B |
| Capacidad | 16,84 | % cana |
| Solidos en masa B | 15,40 | % cana |
| Agotamiento del cristal | 46,48 | % cana |
| Agotamiento de Masa B | 62,35 | % cana |
| Sac-Pureza de Miel B | 45,02 | % cana |
| Agotamiento | 15,87 | % cana |
| Solidos en masa B provenientes de miel A | 10,78 | % cana |
| Brix Miel A | 78,29 | °B |
| Miel A % cana | 13,77 | % cana |
| Agua a evaporar en tachos de masa A | 1,98 | % cana |
| Consumo de vapor real en tachos de masa A | 2,38 | %cana |

## Anexo I

## TACHOS DE MASA C

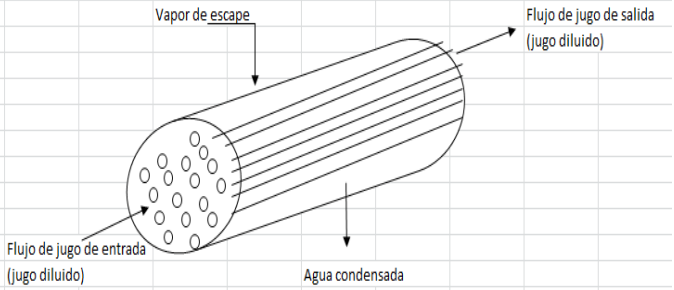
| Tachos de masa C | | |
|---|---|---|
| Variables | Datos | |
| Pie cubico/Ton de cana | 0,86 | |
| Brix de Masa C | 95,8 | °B |
| Capacidad | 3,69 | % cana |
| Solidos en masa C | 3,53 | % cana |
| Agotamiento del cristal | 49,43 | % cana |
| Agotamiento de Masa B | 71,37 | % cana |
| Sac-Pureza de Miel B | 45,02 | % cana |
| Agotamiento | 21,94 | % cana |
| Solidos en masa C provenientes de miel B | 2,83 | % cana |
| Brix Miel B | 79,41 | °B |
| Miel A % cana | 3,56 | % cana |
| Agua a evaporar en tachos de masa A | 0,61 | % cana |
| Consumo de vapor real en tachos de masa A | 0,73 | %cana |

## CÁLCULOS TEÓRICOS DE CONSUMOS REALES

### Anexo J

### CALENTADOR PRIMARIO

| Calentador Primario | | |
|---|---|---|
| Variables | Datos | |
| Flujo de jugo de entrada | 107,468 | ton/h |
| Brix del Jugo diluido | 18,5 | °Brix |
| Calor especifico del jugo ( Cp ) | 3,7214 | KJ/kg |
| Temperatura de entrada del jugo (Je) | 32 | °C |
| Temperatura de salida del jugo ( Js) | 88 | °C |
| Diferencia de temperaturas ( ΔT ) | 56 | °C |
| Peso molecular del vapor de agua | 18 | g/mol |
| Temperatura de entrada de vapor de escape | 120 | °C |
| Temperatura de entrada de vapor de escape | 393,15 | °K |
| Temperatura de salida gases (1) | 100 | °C |
| Temperatura de salida gases (1) | 373,15 | °K |
| Diferencia de temperaturas ( ΔT ) | 20 | °K |
| Calor especifco del vapor (Cp1) | 1,9 | KJ/kg°K |
| Calor latente de condensacion(λ2) | 2260 | KJ/kg |
| Cosumo de vapor real del calentador primario | 9,75 | ton/h |

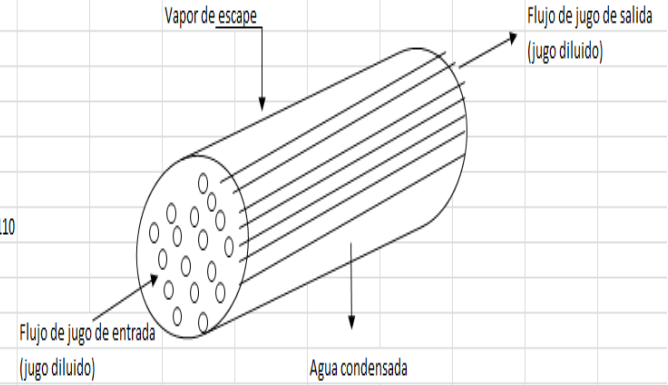



### Anexo K

### CALENTADOR SECUNDARIO

| Calentador secundario | | |
|---|---|---|
| Variables | Datos | |
| Flujo de jugo de entrada | 107,468 | ton/h |
| Brix del Jugo diluido | 17 | °Brix |
| Calor especifico del jugo ( Cp ) | 3,7590 | KJ/kg |
| Temperatura de entrada del jugo (Je) | 79 | °C |
| Temperatura de salida del jugo ( Js) | 105 | °C |
| Diferencia de temperaturas ( ΔT ) | 26 | °C |
| Peso molecular del vapor de agua | 18 | g/mol |
| Temperatura de entrada de vapor de escape | 120 | °C |
| Temperatura de entrada de vapor de escape | 393,15 | °K |
| Temperatura de salida gases (1) | 100 | °C |
| Temperatura de salida gases (1) | 373,15 | °K |
| Diferencia de temperaturas ( ΔT ) | 20 | °K |
| Calor especifco del vapor (Cp1) | 1,9 | KJ/kg°K |
| Calor latente de condensacion(λ2) | 2260 | KJ/kg |
| Cosumo de vapor real del calentador secundario | 4,57 | ton/h |

110



## Anexo L

## CALENTADOR DE PLACAS

| Calentador Placas | | |
|---|---|---|
| **Variables** | **Datos** | |
| Flujo de jugo de entrada | 99,93 | ton/h |
| Brix del Jugo diluido | 20 | °Brix |
| Calor especifico del jugo ( Cp ) | 3,6837 | KJ/kg |
| Temperatura de entrada del jugo (Je) | 85 | °C |
| Temperatura de salida del jugo ( Js) | 108 | °C |
| Diferencia de temperaturas ( ΔT ) | 23 | °C |
| Peso molecular del vapor de agua | 18 | g/mol |
| Temperatura de entrada de vapor de escape | 120 | °C |
| Temperatura de entrada de vapor de escape | 393,15 | °K |
| Temperatura de salida gases (1) | 100 | °C |
| Temperatura de salida gases (1) | 373,15 | °K |
| Diferencia de temperaturas ( ΔT ) | 20 | °K |
| Calor especifco del vapor (Cp1) | 1,9 | KJ/kg°K |
| Calor latente de condensacion(λ2) | 2260 | KJ/kg |
| Cosumo de vapor real del calentador placas | 3,68 | ton/h |

## Anexo M

## KESTNER

| Kestner | | |
|---|---|---|
| Variables | Datos | |
| Flujo de jugo de entrada | 99,93 | ton/h |
| Presion del vapor de escape | 18 | psi |
| Presion atmosferica | 14,4 | psi |
| Presion absoluta | 32,4 | psi |
| Presion absoluta | 2,3 | kg/cm2 |
| Valor en tablas de vapor de agua saturado (λvp) | 523,46 | kcal/kg |
| Presion del vapor del jugo | 10 | psi |
| Presion absoluta del jugo | 24,4 | psi |
| Presion absoluta del jugo | 1,7 | kg/cm2 |
| Valor en tablas de vapor de agua saturado (λJugo) | 529,7 | kcal/kg |
| Valor en tablas de vapor de agua saturado.(temperatura de vapor de escape) | 123,9 | °C |
| Diferencia de temperatura del vapor (Δtvapor) | 9,6 | °C |
| Temperatura de los condensados | 114,4 | °C |
| Temperatura de entrada del jugo | 100 | °C |
| Temperatura de salida del jugo | 102 | °C |
| Diferencia de temperatura del vapor (ΔtJugo) | 2 | °C |
| Consumo de vapor teorico del kestner | 21,137 | ton/h |

## Anexo N

## EVAPORADOR 2

| Evaporador 2 | | |
|---|---|---|
| Variables | Datos | |
| Flujo de entrada al kestner | 99,93 | ton/h |
| Brix de jugo de entrada | 15 | °B |
| Brix de jugo de salida | 26,8 | °B |
| Flujo de salida de jugo del kestner | 55,9 | ton/h |
| Presion del vapor (gases 1) | 8,0 | psi |
| Presion atmoferica | 14,4 | psi |
| Presion absoluta | 22,40 | psi |
| Presion absoluta | 1,58 | kg/cm2 |
| Valor en tablas de vapor de agua saturado (λvp) | 531,18 | kcal/kg |
| Presion del vapor del jugo | 6,0 | psi |
| Presion absoluta del jugo | 20,4 | kcal/kg |
| Presion absoluta del jugo | 1,4 | kg/cm2 |
| Valor en tablas de vapor de agua saturado (λJugo) | 533,6 | kcal/kg |
| Valor en tablas de vapor de agua saturado.(temperatura de los gases) | 112,20 | °C |
| Diferencia de temperatura del vapor (Δtvapor) | 7,68 | °C |
| Temperatura de los condensados | 104,52 | °C |
| Temperatura de entrada del jugo | 93 | °C |
| Temperatura de salida del jugo | 92 | °C |
| Diferencia de temperatura del vapor (ΔtJugo) | 1 | °C |
| Consumo de vapor teorico del evaporador 2 | 7,316 | ton/h |

## Anexo O

## EVAPORADOR 3

| Evaporador 3 | | |
|---|---|---|
| Variables | Datos | |
| Flujo de entrada de jugo al evaporador 2 | 55,9 | ton/h |
| Brix de jugo de entrada | 26,8 | °B |
| Brix de jugo de salida | 36,4 | °B |
| Flujo de salida de jugo del evaporador 2 | 41,2 | ton/h |
| Presion del vapor (gases 2) | 5,8 | psi |
| Presion atmoferica | 14,4 | psi |
| Presion absoluta | 20,20 | psi |
| Presion absoluta | 1,42 | kg/cm2 |
| Valor en tablas de vapor de agua saturado (λvp) | 533,30 | kcal/kg |
| Presion del vapor del jugo | 6,0 | psi |
| Presion absoluta del jugo | 20,4 | psi |
| Presion absoluta del jugo | 1,43 | kg/cm2 |
| Valor en tablas de vapor de agua saturado (λJugo) | 533,15 | kcal/kg |
| Valor en tablas de vapor de agua saturado.(temperatura de los gases) | 108,92 | °C |
| Diferencia de temperatura del vapor (Δtvapor) | 10,37 | °C |
| Temperatura de los condensados | 98,55 | °C |
| Temperatura de entrada del jugo | 83 | °C |
| Temperatura de salida del jugo | 82 | °C |
| Diferencia de temperatura del vapor (ΔtJugo) | 1 | °C |
| Consumo de vapor teorico del evaporador 3 | 3,969 | ton/h |

## Anexo P

## EVAPORADOR 4

| Evaporador 4 | | |
|---|---|---|
| Variables | Datos | |
| Flujo de entrada de jugo al evaporador 3 | 41,2 | ton/h |
| Brix de jugo de entrada | 36,4 | °B |
| Brix de jugo de salida | 42,7 | °B |
| Flujo de salida de jugo del evaporador 3 | 35,1 | ton/h |
| Presion del vapor (gases 3) | -5,0 | inHg |
| Presion atmoferica | 14,4 | psi |
| Presion absoluta | 11,94 | psi |
| Presion absoluta | 0,84 | kg/cm2 |
| Valor en tablas de vapor de agua saturado (λvp) | 542,56 | kcal/kg |
| Presion del vapor del jugo | -16,0 | inHg |
| Presion absoluta del jugo | 6,5 | psi |
| Presion absoluta del jugo | 0,46 | kg/cm2 |
| Valor en tablas de vapor de agua saturado (λJugo) | 552,27 | kcal/kg |
| Valor en tablas de vapor de agua saturado.(temperatura de los gases) | 94,22 | °C |
| Diferencia de temperatura del vapor (Δtvapor) | 6,49 | °C |
| Temperatura de los condensados | 87,73 | °C |
| Temperatura de entrada del jugo | 78 | °C |
| Temperatura de salida del jugo | 77 | °C |
| Diferencia de temperatura del vapor (ΔtJugo) | 1 | °C |
| Consumo de vapor teorico del evaporador 4 | 5,509 | ton/h |

## Anexo Q

## EVAPORADOR 5A

| Evaporador 5A | | |
|---|---|---|
| Variables | Datos | |
| Flujo de entrada de jugo al evaporador 4 | 35,1 | ton/h |
| Brix de jugo de entrada | 42,70 | °B |
| Brix de jugo de salida | 51,88 | °B |
| Flujo de salida de jugo del evaporador 4 | 28,9 | ton/h |
| Presion del vapor (gases 4) | -16,0 | inHg |
| Presion atmoferica | 14,4 | psi |
| Presion absoluta | 6,54 | psi |
| Presion absoluta | 0,46 | kg/cm2 |
| Valor en tablas de vapor de agua saturado (λvp) | 552,27 | kcal/kg |
| Presion del vapor del jugo | -7,5 | inHg |
| Presion absoluta del jugo | 10,7 | psi |
| Presion absoluta del jugo | 0,75 | kg/cm2 |
| Valor en tablas de vapor de agua saturado (λJugo) | 544,47 | kcal/kg |
| Valor en tablas de vapor de agua saturado.(temperatura de los gases) | 78,40 | °C |
| Diferencia de temperatura del vapor (Δtvapor) | 6,16 | °C |
| Temperatura de los condensados | 72,24 | °C |
| Temperatura de entrada del jugo | 63 | °C |
| Temperatura de salida del jugo | 62 | °C |
| Diferencia de temperatura del vapor (ΔtJugo) | 1 | °C |
| Consumo de vapor teorico del evaporador 5A | 4,624 | ton/h |

## Anexo R

## EVAPORADOR 5B

| Evaporador 5B | | |
|---|---|---|
| Variables | Datos | |
| Flujo de entrada de jugo al evaporador 5A | 28,9 | ton/h |
| Brix de jugo de entrada | 51,88 | °B |
| Brix de jugo de salida | 56 | °B |
| Flujo de salida de jugo del evaporador 5A | 26,8 | ton/h |
| Presion del vapor (gases 3) | -16,0 | inHg |
| Presion atmoferica | 14,4 | psi |
| Presion absoluta | 6,54 | psi |
| Presion absoluta | 0,46 | kg/cm2 |
| Valor en tablas de vapor de agua saturado (λvp) | 552,27 | kcal/kg |
| Presion del vapor del jugo | -7,5 | inHg |
| Presion absoluta del jugo | 10,7 | psi |
| Presion absoluta del jugo | 0,75 | kg/cm2 |
| Valor en tablas de vapor de agua saturado (λJugo) | 544,47 | kcal/kg |
| Valor en tablas de vapor de agua saturado.(temperatura de los gases) | 78,40 | °C |
| Diferencia de temperatura del vapor (Δtvapor) | 6,16 | °C |
| Temperatura de los condensados | 72,24 | °C |
| Temperatura de entrada del jugo | 63 | °C |
| Temperatura de salida del jugo | 62 | °C |
| Diferencia de temperatura del vapor (ΔtJugo) | 1 | °C |
| Consumo de vapor teorico del evaporador 3 | 4,285 | ton/h |

## Anexo S

## TACHO 1 (MASA A)

| Tacho 1 (Masa A) | | |
|---|---|---|
| Variables | Datos | |
| Area | 2432 | pie 2 |
| Area | 226,06 | m2 |
| Presion de vacio | 22 | inHg |
| Presion de vacio | -10,81 | psi |
| Densidad de la masa | 1558 | kg/m3 |
| Gravedad | 9,8 | m/sg2 |
| Altura (h) | 3,86 | m |
| Brix de la masa A | 73,24 | °Brix |
| Temperatura de los gases 1 | 110 | °C |
| Temperatura de los gases 1 | 383,15 | °K |
| Coeficiente global de transferencia de calor (U) | 1,33 | kg/hm2°K |
| Presion atmosferica | 14,40 | psi |
| Presion hidrostatica | 58936 | N/m2 |
| Presion hidrostatica | 58,9 | Kpa |
| Presion hidrostatica reducida | 4,28 | psi |
| Presion total | 7,87 | psia |
| Presion total | 0,55 | kg/cm2 |
| Temperatura de saturacion en tablas de vapor de agua saturado | 82,9 | °C |
| Temperatura de la masa | 91,9 | °C |
| Temperatura de la masa | 365,05 | °K |
| Consumo de vapor teorico del tacho 1 | 5,5 | ton/h |

## Anexo T

## TACHO 2 (MASA A)

| Tacho 2 (Masa A) | | |
|---|---|---|
| Variables | Datos | |
| Area | 1237 | pie 2 |
| Area | 114,98 | m2 |
| Presion de vacio | 22 | inHg |
| Presion de vacio | -10,81 | psi |
| Densidad de la masa | 1558 | kg/m3 |
| Gravedad | 9,8 | m/sg2 |
| Altura (h) | 3,5 | m |
| Brix de la masa A | 73,24 | °Brix |
| Temperatura de los gases 1 | 110 | °C |
| Temperatura de los gases 1 | 383,15 | °K |
| Coeficiente global de transferencia de calor (U) | 1,33 | kg/hm2°K |
| Presion atmosferica | 14,40 | psi |
| Presion hidrostatica | 53439 | N/m2 |
| Presion hidrostatica | 53,4 | Kpa |
| Presion hidrostatica reducida | 3,88 | psi |
| Presion total | 7,47 | psi |
| Presion total | 0,53 | kg/cm2 |
| Temperatura de saturacion en tablas de vapor de agua saturado | 81,9 | °C |
| Temperatura de la masa | 90,9 | °C |
| Temperatura de la masa | 364,05 | °K |
| Consumo de vapor teorico del tacho 1 | 2,9 | ton/h |
| Consumo de vapor teorico de masa A | 8,4 | ton/h |

## Anexo U

## TACHO 3 (MASA B)

| Tacho 3 (Masa B) | | |
|---|---|---|
| Variables | Datos | |
| Area | 1597 | pie 2 |
| Area | 148,44 | m2 |
| Presion de vacio | 22 | inHg |
| Presion de vacio | -10,81 | psi |
| Densidad de masa | 1565 | kg/m3 |
| Gravedad | 9,8 | m/sg2 |
| Altura (h) | 3,96 | m |
| Brix de la masa B | 91,44 | °Brix |
| Temperatura de los gases 1 | 110 | °C |
| Temperatura de los gases 1 | 383,15 | °K |
| Coeficiente global de transferencia de calor (U) | 0,43 | kg/hm2°K |
| Presion atmosferica | 14,40 | psi |
| Presion hidrostatica | 60735 | N/m2 |
| Presion hidrostatica | 61 | Kpa |
| Presion hidrostatica reducida | 4,41 | psi |
| Presion total | 8,00 | psi |
| Presion total | 0,56 | kg/cm2 |
| Temperatura de saturacion en tablas de vapor de agua saturado | 83,4 | °C |
| Temperatura de la masa | 93,9 | °C |
| Temperatura de la masa | 367,05 | °K |
| Consumo de vapor teorico del tacho 3 | 1,02 | ton/h |

## Anexo V

## TACHO 4 (MASA B)

| Tacho 4 (Masa B) | | |
|---|---|---|
| Variables | Datos | |
| Area | 1589 | pie 2 |
| Area | 147,70 | m2 |
| Presion de vacio | 22 | inHg |
| Presion de vacio | -10,81 | psi |
| Presion atmosferica | 14,40 | psi |
| Densidad de masa | 1565 | kg/m3 |
| Gravedad | 9,8 | m/sg2 |
| Altura (h) | 4,72 | m |
| Brix de la masa B | 91,44 | °Brix |
| Temperatura de los gases 1 | 110 | °C |
| Temperatura de los gases 1 | 383,15 | °K |
| Coeficiente global de transferencia de calor (U) | 0,43 | kg/hm2°K |
| Presion hidrostatica | 72391 | N/m2 |
| Presion hidrostatica | 72 | Kpa |
| Presion hidrostatica reducida | 5,25 | psi |
| Presion total | 8,85 | psi |
| Presion total | 0,62 | kg/cm2 |
| Temperatura de saturacion en tablas de vapor de agua saturado | 86,16 | °C |
| Temperatura de la masa | 96,96 | °C |
| Temperatura de la masa | 370,11 | °K |
| Consumo de vapor teorico del tacho 1 | 0,8 | ton/h |
| | | |
| Consumo de vapor teorico de masa B | 1,84 | ton/h |

## Anexo W

## TACHO 5 (MASA C)

| Tacho 5 (Masa C) | | |
|---|---|---|
| Variables | Datos | |
| Area | 1589 | ft2 |
| Area | 148 | m2 |
| Presion de vacio | 22 | inHg |
| Presion de vacio | -10,81 | psi |
| Densidad de masa C | 1597 | kg/m3 |
| Gravedad | 9,8 | m/s2 |
| Altura (h) | 4,74 | m |
| Brix de la masa C | 79,4 | °Brix |
| Temperatura de los gases 2 | 104 | °C |
| Temperatura de los gases 2 | 377,15 | K |
| Coeficiente global de transferencia de calor (U) | 0,92 | kg/h-m2-K |
| Presion hidrostatica | 74184 | N/m2 |
| Presion hidrostatica | 74 | kPa |
| Presion hidrostatica | 5,38 | psi |
| Presion total | 8,98 | psi |
| Presion total | 0,63 | kg/cm2 |
| Temperatura de saturacion en tablas de vapor de agua saturado | 86,63 | °C |
| Temperatura de la masa | 99,43 | °C |
| Temperatura de la masa | 372,58 | K |
| Consumo de vapor teorico del tacho 1 | 0,6 | ton/h |

## Anexo X

## SECADORA

| Secadora | | |
|---|---|---|
| Variables | Datos | |
| Flujo masico de azucar | 11,86 | ton/h |
| Humedad de entrada del azucar en las condiciones 1 | 0,2 | gH2o/kgaz |
| Humedad de salida del azucar en las condiciones 2 | 10 | gH2o/kgaz |
| Humedad de entrada del aire | 40,8 | g/kg |
| Humedad de salida del aire | 48,9 | g/kg |
| Flujo masico de aire | 14,35 | ton/h |
| Calor especifico del aire | 1,005 | kJ/kg |
| Temperatura de entrada del aire (entrada) | 25 | C |
| Entalpia del vapor (entrada) | 2547,2 | kJ/kg |
| Humedad del aire (entrada) | 0,0129 | g/kg |
| Entalpia de entrada del aire | 57,984 | kJ/kg |
| Temperatura de entrada del aire (salida) | 70 | C |
| Entalpia del vapor (salida) | 2626,8 | kJ/kg |
| Humedad del aire (salida) | 0,0408 | g/kg |
| Entalpia de salida del aire | 177,52 | KJkg |
| Entalpia de los condensados | 248,31 | Kcal/kg |
| Entalpia del aire | 669,51 | Kcal/kg |
| Consumo de vapor teorico de la secadora | 0,97 | ton/h |

## Anexo Y

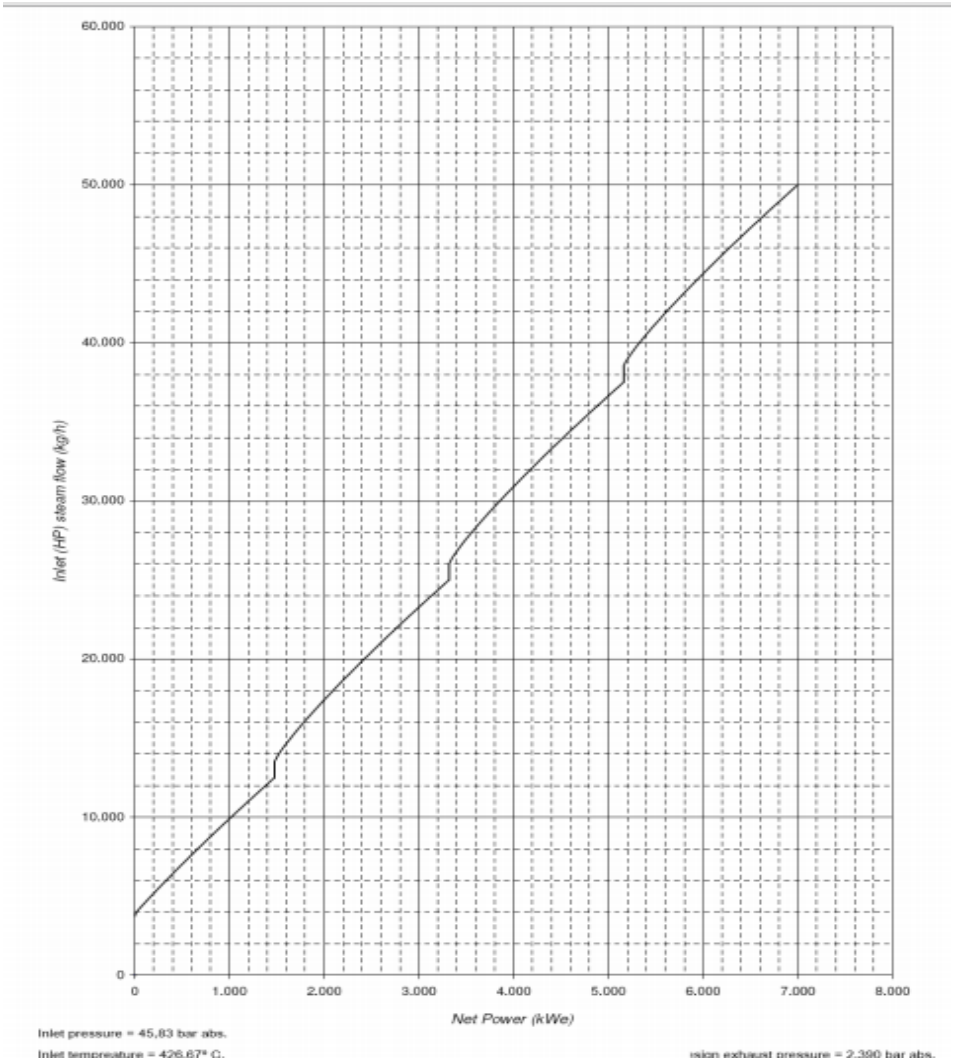
## TABLAS DE HUMEDAD

# Tablas de contenido de humedad

| Temp. de bulbo seco en °C | Presión del vapor en Pa | Vol. específico de vapor en m³/kg | Vol. específico de aire en m³/kg | Humedad relativa (HR) | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | | 0% | 10% | 15% | 20% | 25% | 30% | 35% | 40% | 45% | 50% | 55% | 60% | 65% | 70% | 75% | 80% | 85% | 90% | 95% | 100% |
| | | | | Humedad absoluta en g/kg | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| -25 | 63,26 | 1011,43 | 0,7623 | 0,02 | 0,04 | 0,06 | 0,08 | 0,10 | 0,12 | 0,14 | 0,16 | 0,17 | 0,19 | 0,21 | 0,23 | 0,25 | 0,27 | 0,29 | 0,31 | 0,33 | 0,35 | 0,37 | 0,39 |
| -20 | 103,26 | 1133,63 | 0,7625 | 0,03 | 0,06 | 0,10 | 0,13 | 0,16 | 0,19 | 0,22 | 0,25 | 0,29 | 0,32 | 0,35 | 0,38 | 0,41 | 0,44 | 0,48 | 0,51 | 0,54 | 0,57 | 0,60 | 0,63 |
| -15 | 165,30 | 1271,54 | 0,7908 | 0,05 | 0,10 | 0,15 | 0,20 | 0,25 | 0,30 | 0,36 | 0,41 | 0,46 | 0,51 | 0,56 | 0,61 | 0,66 | 0,71 | 0,76 | 0,81 | 0,86 | 0,91 | 0,97 | 1,02 |
| -10 | 259,80 | 427,18 | 0,7450 | 0,08 | 0,16 | 0,24 | 0,32 | 0,40 | 0,48 | 0,56 | 0,64 | 0,72 | 0,80 | 0,88 | 0,96 | 1,04 | 1,12 | 1,20 | 1,28 | 1,36 | 1,44 | 1,52 | 1,60 |
| -9 | 283,93 | 429,01 | 0,7418 | 0,09 | 0,17 | 0,26 | 0,35 | 0,44 | 0,52 | 0,61 | 0,70 | 0,79 | 0,87 | 0,96 | 1,05 | 1,13 | 1,22 | 1,31 | 1,40 | 1,48 | 1,57 | 1,66 | 1,75 |
| -8 | 309,98 | 366,10 | 0,7507 | 0,10 | 0,19 | 0,29 | 0,38 | 0,48 | 0,57 | 0,67 | 0,76 | 0,86 | 0,95 | 1,05 | 1,14 | 1,24 | 1,33 | 1,43 | 1,52 | 1,62 | 1,72 | 1,81 | 1,91 |
| -7 | 338,19 | 363,59 | 0,7535 | 0,10 | 0,21 | 0,31 | 0,42 | 0,52 | 0,62 | 0,73 | 0,83 | 0,94 | 1,04 | 1,14 | 1,25 | 1,35 | 1,46 | 1,56 | 1,67 | 1,77 | 1,87 | 1,98 | 2,08 |
| -6 | 368,74 | 354,17 | 0,7563 | 0,11 | 0,23 | 0,34 | 0,45 | 0,57 | 0,68 | 0,79 | 0,91 | 1,02 | 1,13 | 1,25 | 1,36 | 1,47 | 1,58 | 1,70 | 1,82 | 1,93 | 2,04 | 2,16 | 2,27 |
| -5 | 401,76 | 308,36 | 0,7592 | 0,12 | 0,25 | 0,37 | 0,49 | 0,62 | 0,74 | 0,86 | 0,99 | 1,11 | 1,24 | 1,36 | 1,48 | 1,61 | 1,73 | 1,86 | 1,98 | 2,10 | 2,23 | 2,35 | 2,48 |
| -4 | 437,47 | 354,34 | 0,7620 | 0,13 | 0,27 | 0,40 | 0,54 | 0,67 | 0,81 | 0,94 | 1,08 | 1,21 | 1,35 | 1,48 | 1,62 | 1,75 | 1,89 | 2,02 | 2,16 | 2,29 | 2,43 | 2,56 | 2,70 |
| -3 | 476,06 | 362,17 | 0,7649 | 0,15 | 0,29 | 0,44 | 0,59 | 0,73 | 0,88 | 1,02 | 1,17 | 1,32 | 1,46 | 1,61 | 1,76 | 1,91 | 2,05 | 2,20 | 2,35 | 2,49 | 2,64 | 2,79 | 2,94 |
| -2 | 517,73 | 341,59 | 0,7677 | 0,16 | 0,32 | 0,48 | 0,64 | 0,80 | 0,96 | 1,11 | 1,27 | 1,43 | 1,59 | 1,75 | 1,91 | 2,07 | 2,23 | 2,39 | 2,55 | 2,71 | 2,87 | 3,03 | 3,19 |
| -1 | 562,67 | 323,46 | 0,7706 | 0,17 | 0,35 | 0,52 | 0,69 | 0,86 | 1,04 | 1,21 | 1,38 | 1,56 | 1,73 | 1,91 | 2,08 | 2,25 | 2,43 | 2,60 | 2,78 | 2,95 | 3,12 | 3,30 | 3,47 |
| 0 | 611,15 | 306,40 | 0,7734 | 0,19 | 0,38 | 0,56 | 0,75 | 0,94 | 1,13 | 1,32 | 1,50 | 1,69 | 1,88 | 2,07 | 2,26 | 2,45 | 2,64 | 2,83 | 3,02 | 3,21 | 3,39 | 3,58 | 3,77 |
| 1 | 657,10 | 292,25 | 0,7762 | 0,20 | 0,40 | 0,61 | 0,81 | 1,01 | 1,21 | 1,41 | 1,62 | 1,82 | 2,02 | 2,23 | 2,43 | 2,63 | 2,84 | 3,04 | 3,24 | 3,45 | 3,65 | 3,86 | 4,06 |
| 2 | 706,98 | 280,06 | 0,7791 | 0,22 | 0,43 | 0,65 | 0,87 | 1,08 | 1,30 | 1,52 | 1,74 | 1,96 | 2,17 | 2,39 | 2,61 | 2,83 | 3,05 | 3,27 | 3,49 | 3,71 | 3,92 | 4,14 | 4,36 |
| 3 | 758,90 | 268,31 | 0,7819 | 0,23 | 0,47 | 0,70 | 0,93 | 1,17 | 1,40 | 1,63 | 1,87 | 2,10 | 2,34 | 2,57 | 2,80 | 3,04 | 3,27 | 3,51 | 3,74 | 3,98 | 4,22 | 4,45 | 4,69 |
| 4 | 813,50 | 257,40 | 0,7848 | 0,25 | 0,50 | 0,75 | 1,00 | 1,25 | 1,50 | 1,75 | 2,00 | 2,25 | 2,51 | 2,76 | 3,01 | 3,26 | 3,52 | 3,77 | 4,02 | 4,27 | 4,53 | 4,78 | 5,03 |
| 5 | 872,50 | 247,28 | 0,7876 | 0,27 | 0,54 | 0,80 | 1,07 | 1,34 | 1,61 | 1,88 | 2,15 | 2,42 | 2,69 | 2,96 | 3,23 | 3,50 | 3,77 | 4,04 | 4,31 | 4,59 | 4,86 | 5,13 | 5,40 |
| 6 | 935,30 | 237,39 | 0,7904 | 0,29 | 0,57 | 0,86 | 1,15 | 1,44 | 1,73 | 2,02 | 2,31 | 2,59 | 2,88 | 3,17 | 3,46 | 3,75 | 4,05 | 4,34 | 4,63 | 4,92 | 5,21 | 5,50 | 5,79 |
| 7 | 1 002,3 | 228,17 | 0,7933 | 0,31 | 0,62 | 0,92 | 1,23 | 1,54 | 1,85 | 2,16 | 2,47 | 2,78 | 3,09 | 3,40 | 3,71 | 4,02 | 4,34 | 4,65 | 4,96 | 5,27 | 5,58 | 5,90 | 6,21 |
| 8 | 1 072,8 | 219,08 | 0,7961 | 0,33 | 0,66 | 0,99 | 1,32 | 1,65 | 1,98 | 2,31 | 2,65 | 2,98 | 3,31 | 3,64 | 3,98 | 4,31 | 4,64 | 4,98 | 5,31 | 5,65 | 5,98 | 6,32 | 6,65 |
| 9 | 1 148,1 | 210,54 | 0,7990 | 0,35 | 0,71 | 1,06 | 1,41 | 1,77 | 2,12 | 2,48 | 2,83 | 3,19 | 3,54 | 3,90 | 4,26 | 4,61 | 4,97 | 5,33 | 5,69 | 6,05 | 6,41 | 6,77 | 7,13 |
| 10 | 1 228,0 | 202,52 | 0,8018 | 0,38 | 0,75 | 1,13 | 1,51 | 1,88 | 2,27 | 2,65 | 3,03 | 3,41 | 3,79 | 4,17 | 4,56 | 4,94 | 5,32 | 5,71 | 6,09 | 6,47 | 6,86 | 7,24 | 7,63 |
| 11 | 1 312,7 | 195,01 | 0,8046 | 0,40 | 0,81 | 1,21 | 1,62 | 2,02 | 2,43 | 2,83 | 3,24 | 3,65 | 4,06 | 4,46 | 4,87 | 5,28 | 5,69 | 6,10 | 6,51 | 6,93 | 7,34 | 7,75 | 8,16 |
| 12 | 1 402,6 | 187,93 | 0,8075 | 0,43 | 0,86 | 1,29 | 1,73 | 2,16 | 2,59 | 3,03 | 3,46 | 3,90 | 4,33 | 4,77 | 5,21 | 5,65 | 6,08 | 6,53 | 6,96 | 7,41 | 7,85 | 8,29 | 8,73 |
| 13 | 1 497,8 | 180,26 | 0,8103 | 0,46 | 0,92 | 1,38 | 1,84 | 2,31 | 2,77 | 3,23 | 3,70 | 4,17 | 4,63 | 5,10 | 5,57 | 6,03 | 6,50 | 6,97 | 7,44 | 7,91 | 8,39 | 8,86 | 9,33 |
| 14 | 1 598,7 | 172,97 | 0,8132 | 0,49 | 0,98 | 1,48 | 1,98 | 2,47 | 2,97 | 3,47 | 3,97 | 4,47 | 4,97 | 5,48 | 5,98 | 6,49 | 7,00 | 7,51 | 8,02 | 8,53 | 9,05 | 9,56 | 10,07 |
| 15 | 1 706,5 | 165,96 | 0,8160 | 0,52 | 1,05 | 1,57 | 2,10 | 2,63 | 3,16 | 3,69 | 4,22 | 4,75 | 5,28 | 5,81 | 6,35 | 6,88 | 7,42 | 7,95 | 8,49 | 9,03 | 9,57 | 10,10 | 10,65 |
| 16 | 1 818,4 | 159,40 | 0,8188 | 0,55 | 1,12 | 1,68 | 2,24 | 2,80 | 3,37 | 3,93 | 4,50 | 5,06 | 5,63 | 6,20 | 6,77 | 7,34 | 7,91 | 8,48 | 9,06 | 9,63 | 10,20 | 10,80 | 11,40 |
| 17 | 1 938,0 | 153,17 | 0,8217 | 0,58 | 1,19 | 1,79 | 2,39 | 2,99 | 3,59 | 4,19 | 4,80 | 5,40 | 6,01 | 6,61 | 7,22 | 7,83 | 8,44 | 9,05 | 9,66 | 10,30 | 10,90 | 11,50 | 12,10 |
| 18 | 2 064,3 | 146,16 | 0,8245 | 0,63 | 1,27 | 1,91 | 2,54 | 3,18 | 3,82 | 4,47 | 5,11 | 5,75 | 6,40 | 7,05 | 7,70 | 8,36 | 9,00 | 9,65 | 10,30 | 11,00 | 11,60 | 12,30 | 12,90 |
| 19 | 2 197,8 | 141,41 | 0,8274 | 0,68 | 1,36 | 2,03 | 2,71 | 3,38 | 4,07 | 4,75 | 5,44 | 6,13 | 6,82 | 7,51 | 8,20 | 8,89 | 9,59 | 10,30 | 11,00 | 11,70 | 12,40 | 13,10 | 13,80 |
| 20 | 2 338,8 | 137,81 | 0,8302 | 0,72 | 1,44 | 2,16 | 2,88 | 3,61 | 4,34 | 5,07 | 5,80 | 6,53 | 7,26 | 8,00 | 8,73 | 9,47 | 10,20 | 11,00 | 11,70 | 12,40 | 13,20 | 13,90 | 14,70 |
| 21 | 2 487,7 | 134,63 | 0,8330 | 0,76 | 1,53 | 2,30 | 3,07 | 3,84 | 4,62 | 5,39 | 6,17 | 6,95 | 7,73 | 8,51 | 9,30 | 10,10 | 10,90 | 11,70 | 12,50 | 13,30 | 14,10 | 14,90 | 15,70 |
| 22 | 2 644,8 | 131,56 | 0,8359 | 0,81 | 1,63 | 2,44 | 3,26 | 4,08 | 4,91 | 5,73 | 6,56 | 7,39 | 8,22 | 9,06 | 9,90 | 10,70 | 11,60 | 12,40 | 13,30 | 14,10 | 15,00 | 15,80 | 16,70 |
| 23 | 2 810,4 | 128,68 | 0,8387 | 0,86 | 1,73 | 2,60 | 3,47 | 4,34 | 5,22 | 6,10 | 6,98 | 7,86 | 8,75 | 9,64 | 10,58 | 11,40 | 12,30 | 13,20 | 14,10 | 15,00 | 15,90 | 16,80 | 17,70 |
| 24 | 2 985,1 | 125,99 | 0,8416 | 0,92 | 1,84 | 2,76 | 3,69 | 4,61 | 5,55 | 6,48 | 7,42 | 8,36 | 9,30 | 10,20 | 11,20 | 12,10 | 13,10 | 14,10 | 15,00 | 16,00 | 16,90 | 17,90 | 18,90 |
| 25 | 3 169,2 | 123,46 | 0,8444 | 0,97 | 1,95 | 2,93 | 3,92 | 4,90 | 5,89 | 6,88 | 7,88 | 8,88 | 9,88 | 10,90 | 11,90 | 12,90 | 13,90 | 14,90 | 16,00 | 17,00 | 18,00 | 19,00 | 20,10 |
| 26 | 3 363,1 | 121,10 | 0,8472 | 1,03 | 2,07 | 3,11 | 4,15 | 5,20 | 6,26 | 7,31 | 8,37 | 9,43 | 10,50 | 11,60 | 12,60 | 13,70 | 14,80 | 15,90 | 17,00 | 18,10 | 19,20 | 20,30 | 21,40 |
| 27 | 3 567,3 | 118,87 | 0,8501 | 1,10 | 2,20 | 3,30 | 4,41 | 5,52 | 6,64 | 7,76 | 8,88 | 10,00 | 11,10 | 12,30 | 13,40 | 14,60 | 15,70 | 16,90 | 18,00 | 19,20 | 20,40 | 21,50 | 22,70 |
| 28 | 3 782,2 | 116,79 | 0,8529 | 1,16 | 2,33 | 3,50 | 4,68 | 5,86 | 7,04 | 8,23 | 9,43 | 10,63 | 11,80 | 13,00 | 14,20 | 15,50 | 16,70 | 17,90 | 19,10 | 20,40 | 21,60 | 22,80 | 24,10 |
| 29 | 4 008,3 | 114,83 | 0,8558 | 1,23 | 2,47 | 3,71 | 4,96 | 6,21 | 7,47 | 8,73 | 10,00 | 11,30 | 12,60 | 13,90 | 15,10 | 16,40 | 17,70 | 19,00 | 20,30 | 21,60 | 22,90 | 24,30 | 25,60 |
| 30 | 4 242,0 | 112,99 | 0,8586 | 1,31 | 2,62 | 3,93 | 5,25 | 6,58 | 7,92 | 9,26 | 10,60 | 12,00 | 13,30 | 14,70 | 16,00 | 17,40 | 18,80 | 20,20 | 21,60 | 23,00 | 24,40 | 25,80 | 27,20 |
| 31 | 4 486,9 | 111,25 | 0,8614 | 1,38 | 2,77 | 4,17 | 5,57 | 6,98 | 8,39 | 9,81 | 11,20 | 12,70 | 14,10 | 15,60 | 17,00 | 18,50 | 19,90 | 21,40 | 22,90 | 24,40 | 25,90 | 27,40 | 28,90 |
| 32 | 4 758,5 | 109,63 | 0,8643 | 1,46 | 2,93 | 4,41 | 5,90 | 7,38 | 8,88 | 10,40 | 11,90 | 13,40 | 15,00 | 16,50 | 18,00 | 19,60 | 21,10 | 22,70 | 24,30 | 25,90 | 27,40 | 29,00 | 30,60 |
| 33 | 5 034,3 | 108,10 | 0,8671 | 1,55 | 3,11 | 4,67 | 6,24 | 7,82 | 9,41 | 11,00 | 12,60 | 14,20 | 15,80 | 17,50 | 19,10 | 20,80 | 22,40 | 24,10 | 25,70 | 27,40 | 29,10 | 30,80 | 32,50 |
| 34 | 5 323,9 | 106,65 | 0,8700 | 1,64 | 3,29 | 4,94 | 6,61 | 8,28 | 9,96 | 11,70 | 13,40 | 15,10 | 16,80 | 18,50 | 20,20 | 22,00 | 23,70 | 25,50 | 27,30 | 29,10 | 30,90 | 32,70 | 34,50 |
| 35 | 5 627,8 | 105,30 | 0,8728 | 1,73 | 3,47 | 5,23 | 6,99 | 8,76 | 10,52 | 12,30 | 14,10 | 15,90 | 17,80 | 19,60 | 21,40 | 23,30 | 25,20 | 27,00 | 28,90 | 30,80 | 32,70 | 34,60 | 36,60 |
| 36 | 5 946,6 | 104,07 | 0,8756 | 1,83 | 3,67 | 5,52 | 7,39 | 9,26 | 11,10 | 13,00 | 15,00 | 16,90 | 18,90 | 20,70 | 22,70 | 24,70 | 26,60 | 28,60 | 30,60 | 32,70 | 34,70 | 36,70 | 38,80 |
| 37 | 6 281,8 | 102,91 | 0,8785 | 1,93 | 3,88 | 5,84 | 7,81 | 9,79 | 11,80 | 13,80 | 15,80 | 17,90 | 19,90 | 22,00 | 24,00 | 26,10 | 28,20 | 30,30 | 32,50 | 34,60 | 36,80 | 38,90 | 41,10 |
| 38 | 6 634,2 | 101,68 | 0,8813 | 2,04 | 4,10 | 6,17 | 8,25 | 10,30 | 12,50 | 14,60 | 16,70 | 18,90 | 21,00 | 23,20 | 25,40 | 27,60 | 29,90 | 32,10 | 34,40 | 36,60 | 38,90 | 41,20 | 43,60 |

Devatec s.a. • BP 12 • 76550 Ambrumesnil • France
Tél. : +33 (0)2 35 83 06 44 • Fax : +33 (0)2 35 85 36 72
www.devatec.com • export@devatec.com

| Temp. de bulbo seco en °C | Presión del vapor en Pa | Vol. específico de vapor en m³/kg | Vol. específico de aire seco en m³/kg | Humedad relativa (HR) | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | | 0% | 10% | 15% | 20% | 25% | 30% | 35% | 40% | 45% | 50% | 55% | 60% | 65% | 70% | 75% | 80% | 85% | 90% | 95% | 100% |
| | | | | Humedad absoluta en g/kg | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 39 | 6 968,7 | 20,51 | 0,8842 | 2,16 | 4,33 | 5,41 | 6,51 | 10,80 | 13,00 | 15,40 | 17,70 | 20,00 | 22,20 | 24,60 | 26,90 | 29,20 | 31,50 | 34,00 | 36,40 | 38,80 | 41,20 | 43,70 | 46,10 |
| 40 | 7 383,5 | 19,58 | 0,8870 | 2,27 | 4,57 | 5,67 | 6,80 | 11,30 | 13,60 | 16,20 | 18,70 | 21,10 | 23,60 | 26,00 | 28,40 | 30,90 | 33,40 | 36,00 | 38,50 | 41,10 | 43,70 | 46,30 | 48,90 |
| 41 | 7 786,5 | 18,64 | 0,8898 | 2,40 | 4,83 | 7,25 | 8,71 | 12,10 | 14,50 | 17,20 | 19,90 | 22,30 | 24,90 | 27,40 | 30,10 | 32,70 | 35,40 | 38,00 | 40,70 | 43,50 | 46,20 | 49,00 | 51,80 |
| 42 | 8 208,5 | 17,74 | 0,8927 | 2,53 | 5,08 | 7,62 | 10,20 | 12,90 | 15,50 | 18,10 | 20,80 | 23,50 | 26,20 | 29,00 | 31,80 | 34,60 | 37,40 | 40,20 | 43,10 | 46,00 | 48,90 | 51,90 | 54,80 |
| 43 | 8 649,2 | 16,89 | 0,8955 | 2,67 | 5,36 | 8,07 | 10,80 | 13,60 | 16,30 | 19,20 | 22,00 | 24,80 | 27,70 | 30,60 | 33,60 | 36,50 | 39,50 | 42,50 | 45,60 | 48,70 | 51,80 | 54,90 | 58,00 |
| 44 | 9 110,7 | 16,08 | 0,8983 | 2,81 | 5,64 | 8,50 | 11,40 | 14,30 | 17,20 | 20,20 | 23,20 | 26,20 | 29,30 | 32,40 | 35,50 | 38,60 | 41,80 | 45,00 | 48,20 | 51,50 | 54,80 | 58,10 | 61,50 |
| 45 | 9 593,2 | 15,48 | 0,9012 | 2,95 | 5,93 | 8,97 | 11,90 | 14,90 | 18,00 | 21,10 | 24,30 | 27,40 | 30,60 | 33,80 | 37,00 | 40,30 | 43,70 | 47,00 | 50,40 | 53,80 | 57,30 | 60,80 | 64,30 |
| 46 | 10 098,6 | 14,92 | 0,9040 | 3,11 | 6,26 | 9,44 | 12,60 | 15,80 | 19,00 | 22,30 | 25,60 | 28,90 | 32,20 | 35,10 | 38,50 | 42,10 | 45,60 | 48,90 | 52,50 | 57,20 | 61,30 | 65,00 | 68,80 |
| 47 | 10 624,6 | 13,92 | 0,9069 | 3,28 | 6,59 | 9,94 | 13,30 | 16,70 | 20,20 | 23,70 | 27,30 | 30,80 | 34,40 | 38,10 | 41,80 | 45,50 | 49,30 | 53,10 | 57,00 | 60,90 | 64,80 | 68,80 | 72,90 |
| 48 | 11 135,1 | 13,20 | 0,9097 | 3,45 | 6,94 | 10,50 | 14,00 | 17,60 | 21,20 | 25,00 | 28,70 | 32,50 | 36,30 | 40,20 | 44,10 | 48,00 | 52,00 | 56,10 | 60,20 | 64,30 | 68,50 | 72,80 | 77,10 |
| 49 | 11 750,0 | 12,51 | 0,9125 | 3,63 | 7,30 | 11,00 | 14,80 | 18,60 | 22,40 | 26,30 | 30,30 | 34,20 | 38,30 | 42,40 | 46,50 | 50,70 | 54,90 | 59,20 | 63,60 | 68,00 | 72,50 | 77,00 | 81,60 |
| 50 | 12 349,6 | 12,06 | 0,9154 | 3,81 | 7,67 | 11,60 | 15,50 | 19,50 | 23,60 | 27,70 | 31,90 | 36,10 | 40,40 | 44,70 | 49,10 | 53,50 | 58,00 | 62,60 | 67,20 | 71,90 | 76,60 | 81,50 | 86,30 |
| 51 | 12 985,8 | 11,54 | 0,9182 | 4,01 | 8,07 | 12,20 | 16,30 | 20,60 | 24,80 | 29,20 | 33,60 | 38,00 | 42,60 | 47,10 | 51,80 | 56,50 | 61,30 | 66,10 | 71,00 | 76,00 | 81,00 | 86,20 | 91,40 |
| 52 | 13 636,0 | 11,03 | 0,9211 | 4,21 | 8,48 | 12,80 | 17,20 | 21,60 | 26,20 | 30,70 | 35,40 | 40,10 | 44,80 | 49,70 | 54,60 | 59,60 | 64,60 | 69,80 | 75,00 | 80,30 | 85,70 | 91,10 | 96,70 |
| 53 | 14 310,0 | 10,53 | 0,9239 | 4,42 | 8,91 | 13,50 | 18,10 | 22,80 | 27,50 | 32,30 | 37,20 | 42,20 | 47,30 | 52,40 | 57,60 | 62,90 | 68,20 | 73,70 | 79,20 | 84,80 | 90,60 | 96,40 | 102,00 |
| 54 | 15 000,0 | 10,06 | 0,9267 | 4,64 | 9,36 | 14,10 | 19,00 | 23,90 | 28,90 | 34,00 | 39,20 | 44,50 | 49,80 | 55,20 | 60,70 | 66,30 | 72,00 | 77,80 | 83,70 | 89,70 | 95,80 | 102,00 | 108,00 |
| 55 | 15 759,7 | 9,62 | 0,9296 | 4,87 | 9,83 | 14,80 | 19,90 | 25,20 | 30,40 | 35,80 | 41,30 | 46,80 | 52,40 | 58,20 | 64,00 | 70,00 | 76,00 | 82,10 | 88,40 | 94,80 | 101,30 | 108,00 | 115,00 |
| 56 | 16 530,4 | 9,20 | 0,9324 | 5,12 | 10,30 | 15,50 | 21,00 | 26,40 | 32,00 | 37,70 | 43,40 | 49,30 | 55,30 | 61,30 | 67,50 | 73,80 | 80,30 | 86,70 | 93,40 | 100,00 | 107,00 | 114,00 | 121,00 |
| 57 | 17 322,1 | 8,80 | 0,9353 | 5,37 | 10,80 | 16,40 | 22,00 | 27,80 | 33,60 | 39,60 | 45,70 | 51,90 | 58,20 | 64,60 | 71,10 | 77,80 | 84,60 | 91,50 | 98,60 | 105,80 | 113,20 | 121,00 | 128,00 |
| 58 | 18 138,0 | 8,42 | 0,9381 | 5,63 | 11,40 | 17,20 | 23,10 | 29,20 | 35,40 | 41,60 | 48,10 | 54,60 | 61,30 | 68,10 | 75,20 | 82,10 | 89,30 | 96,60 | 104,00 | 112,00 | 120,00 | 128,00 | 136,00 |
| 59 | 19 000,7 | 8,05 | 0,9409 | 5,90 | 11,90 | 18,00 | 24,30 | 30,70 | 37,20 | 43,80 | 50,50 | 57,40 | 64,50 | 71,70 | 79,20 | 86,50 | 94,20 | 102,00 | 110,00 | 118,00 | 127,00 | 136,00 | 144,00 |
| 60 | 19 844,0 | 7,72 | 0,9438 | 6,18 | 12,50 | 18,90 | 25,50 | 32,20 | 39,00 | 46,00 | 53,20 | 60,40 | 67,90 | 75,50 | 83,30 | 91,30 | 99,40 | 108,00 | 116,00 | 125,00 | 134,00 | 143,00 | 152,00 |
| 61 | 20 685,0 | 7,39 | 0,9466 | 6,46 | 13,10 | 19,80 | 26,70 | 33,80 | 41,00 | 48,40 | 55,90 | 63,60 | 71,50 | 79,50 | 87,80 | 96,20 | 105,00 | 114,00 | 123,00 | 132,00 | 142,00 | 151,00 | 161,00 |
| 62 | 21 554,0 | 7,08 | 0,9494 | 6,75 | 13,70 | 20,80 | 28,10 | 35,50 | 43,10 | 50,80 | 58,80 | 66,90 | 75,20 | 83,80 | 92,50 | 101,50 | 111,00 | 120,00 | 130,00 | 140,00 | 150,00 | 160,00 | 171,00 |
| 63 | 22 452,0 | 6,79 | 0,9523 | 7,10 | 14,40 | 21,80 | 29,40 | 37,20 | 45,20 | 53,40 | 61,80 | 70,40 | 79,20 | 88,20 | 97,50 | 107,00 | 117,00 | 127,00 | 137,00 | 148,00 | 159,00 | 170,00 | 181,00 |
| 64 | 23 380,0 | 6,51 | 0,9551 | 7,44 | 15,10 | 22,90 | 30,80 | 39,00 | 47,40 | 56,10 | 64,90 | 74,00 | 83,30 | 92,90 | 102,00 | 112,00 | 122,00 | 134,00 | 145,00 | 156,00 | 168,00 | 180,00 | 192,00 |
| 65 | 24 340,0 | 6,24 | 0,9580 | 7,79 | 15,80 | 23,90 | 32,30 | 41,00 | 49,80 | 58,90 | 68,30 | 77,80 | 87,70 | 97,90 | 108,00 | 119,00 | 130,00 | 142,00 | 153,00 | 165,00 | 178,00 | 191,00 | 204,00 |
| 66 | 25 330,0 | 5,98 | 0,9608 | 8,14 | 16,50 | 25,10 | 33,90 | 43,00 | 52,30 | 61,80 | 71,70 | 81,80 | 92,30 | 103,00 | 114,00 | 125,00 | 137,00 | 149,00 | 162,00 | 175,00 | 188,00 | 202,00 | 217,00 |
| 67 | 26 355,0 | 5,74 | 0,9636 | 8,51 | 17,30 | 26,30 | 35,50 | 45,00 | 54,80 | 64,90 | 75,30 | 86,10 | 97,10 | 108,00 | 120,00 | 132,00 | 145,00 | 158,00 | 171,00 | 185,00 | 200,00 | 215,00 | 230,00 |
| 68 | 27 396,0 | 5,51 | 0,9665 | 8,90 | 18,10 | 27,50 | 37,20 | 47,20 | 57,50 | 68,20 | 79,10 | 90,50 | 102,00 | 114,00 | 127,00 | 140,00 | 153,00 | 167,00 | 181,00 | 196,00 | 212,00 | 228,00 | 245,00 |
| 69 | 28 473,0 | 5,29 | 0,9693 | 9,31 | 18,90 | 28,80 | 39,00 | 49,50 | 60,40 | 71,60 | 83,30 | 95,10 | 107,00 | 120,00 | 134,00 | 147,00 | 162,00 | 177,00 | 192,00 | 208,00 | 225,00 | 242,00 | 260,00 |
| 70 | 29 598,0 | 5,08 | 0,9721 | 9,73 | 19,80 | 30,10 | 40,80 | 51,90 | 63,30 | 75,10 | 87,40 | 100,00 | 113,00 | 127,00 | 141,00 | 156,00 | 171,00 | 187,00 | 203,00 | 220,00 | 238,00 | 257,00 | 277,00 |
| 71 | 30 777,0 | 4,88 | 0,9750 | 10,20 | 20,70 | 31,50 | 42,70 | 54,40 | 66,40 | 78,90 | 91,80 | 105,00 | 119,00 | 134,00 | 149,00 | 164,00 | 181,00 | 198,00 | 215,00 | 234,00 | 253,00 | 273,00 | 296,00 |
| 72 | 32 000,0 | 4,69 | 0,9778 | 10,68 | 21,60 | 32,90 | 44,70 | 56,90 | 69,60 | 83,00 | 96,40 | 111,00 | 125,00 | 141,00 | 157,00 | 173,00 | 191,00 | 209,00 | 228,00 | 248,00 | 269,00 | 291,00 | 314,00 |
| 73 | 33 455,0 | 4,51 | 0,9807 | 11,18 | 22,60 | 34,50 | 46,80 | 59,70 | 73,00 | 86,90 | 101,00 | 116,00 | 132,00 | 148,00 | 165,00 | 183,00 | 202,00 | 221,00 | 242,00 | 264,00 | 286,00 | 310,00 | 336,00 |
| 74 | 34 936,0 | 4,33 | 0,9835 | 11,69 | 23,60 | 36,00 | 48,90 | 62,50 | 76,50 | 91,00 | 106,00 | 122,00 | 139,00 | 156,00 | 175,00 | 194,00 | 214,00 | 235,00 | 257,00 | 280,00 | 305,00 | 330,00 | 358,00 |
| 75 | 36 452,0 | 4,17 | 0,9863 | 12,19 | 24,60 | 37,70 | 51,30 | 65,50 | 80,20 | 95,70 | 112,00 | 128,00 | 146,00 | 165,00 | 184,00 | 205,00 | 226,00 | 248,00 | 273,00 | 298,00 | 324,00 | 353,00 | 383,00 |
| 76 | 40 302,0 | 4,01 | 0,9892 | 12,69 | 25,70 | 39,40 | 53,70 | 68,60 | 84,10 | 100,00 | 117,00 | 135,00 | 154,00 | 174,00 | 195,00 | 216,00 | 238,00 | 264,00 | 290,00 | 317,00 | 346,00 | 377,00 | 410,00 |
| 77 | 41 938,0 | 3,86 | 0,9920 | 13,19 | 26,80 | 41,20 | 56,10 | 71,80 | 88,20 | 105,00 | 123,00 | 142,00 | 162,00 | 183,00 | 206,00 | 229,00 | 254,00 | 280,00 | 308,00 | 338,00 | 369,00 | 403,00 | 438,00 |
| 78 | 43 700,0 | 3,71 | 0,9948 | 13,70 | 28,00 | 43,00 | 58,70 | 75,20 | 92,40 | 111,00 | 130,00 | 150,00 | 171,00 | 193,00 | 217,00 | 242,00 | 268,00 | 297,00 | 328,00 | 360,00 | 395,00 | 432,00 | 472,00 |
| 79 | 45 528,0 | 3,57 | 0,9977 | 14,20 | 29,30 | 44,90 | 61,40 | 78,70 | 96,80 | 116,00 | 136,00 | 158,00 | 180,00 | 204,00 | 230,00 | 257,00 | 285,00 | 316,00 | 349,00 | 384,00 | 422,00 | 463,00 | 507,00 |
| 80 | 47 412,0 | 3,44 | 1,0005 | 14,90 | 30,60 | 47,00 | 64,20 | 82,40 | 102,00 | 122,00 | 143,00 | 166,00 | 190,00 | 216,00 | 243,00 | 272,00 | 303,00 | 336,00 | 372,00 | 411,00 | 452,00 | 498,00 | 547,00 |
| 81 | 49 364,0 | 3,31 | 1,0034 | 15,50 | 31,90 | 49,00 | 67,10 | 86,30 | 106,00 | 128,00 | 151,00 | 175,00 | 200,00 | 228,00 | 257,00 | 288,00 | 322,00 | 358,00 | 397,00 | 440,00 | 486,00 | 536,00 | 591,00 |
| 82 | 51 388,0 | 3,19 | 1,0062 | 16,20 | 33,20 | 51,20 | 70,20 | 90,30 | 112,00 | 134,00 | 158,00 | 184,00 | 211,00 | 241,00 | 273,00 | 306,00 | 342,00 | 382,00 | 426,00 | 471,00 | 522,00 | 578,00 | 640,00 |
| 83 | 53 473,0 | 3,08 | 1,0090 | 16,90 | 34,70 | 53,50 | 73,40 | 94,50 | 117,00 | 141,00 | 166,00 | 194,00 | 223,00 | 254,00 | 288,00 | 325,00 | 364,00 | 407,00 | 454,00 | 506,00 | 563,00 | 625,00 | 696,00 |
| 84 | 55 620,0 | 2,97 | 1,0119 | 17,60 | 36,10 | 55,80 | 76,70 | 99,00 | 123,00 | 148,00 | 175,00 | 204,00 | 235,00 | 268,00 | 305,00 | 345,00 | 388,00 | 435,00 | 487,00 | 544,00 | 608,00 | 678,00 | 757,00 |
| 85 | 57 892,0 | 2,86 | 1,0147 | 18,30 | 37,70 | 58,30 | 80,30 | 104,00 | 129,00 | 156,00 | 184,00 | 215,00 | 248,00 | 286,00 | 324,00 | 367,00 | 414,00 | 466,00 | 523,00 | 587,00 | 658,00 | 738,00 | 828,00 |
| 86 | 60 171,0 | 2,76 | 1,0175 | 19,00 | 39,30 | 60,80 | 83,80 | 109,00 | 136,00 | 163,00 | 194,00 | 227,00 | 263,00 | 302,00 | 344,00 | 391,00 | 442,00 | 498,00 | 563,00 | 634,00 | 714,00 | 806,00 | 908,00 |
| 87 | 62 554,0 | 2,66 | 1,0204 | 19,80 | 40,90 | 63,50 | 87,50 | 114,00 | 141,00 | 171,00 | 204,00 | 239,00 | 278,00 | 320,00 | 366,00 | 417,00 | 473,00 | 536,00 | 607,00 | 687,00 | 778,00 | 882,00 | 1 004,0 |
| 88 | 65 045,0 | 2,57 | 1,0232 | 20,60 | 42,60 | 66,20 | 91,30 | 119,00 | 148,00 | 180,00 | 215,00 | 252,00 | 294,00 | 339,00 | 389,00 | 445,00 | 507,00 | 577,00 | 656,00 | 746,00 | 850,00 | 971,00 | 1 114,0 |
| 89 | 67 556,0 | 2,48 | 1,0261 | 21,40 | 44,40 | 69,10 | 95,10 | 124,00 | 155,00 | 189,00 | 226,00 | 267,00 | 311,00 | 362,00 | 415,00 | 476,00 | 544,00 | 622,00 | 711,00 | 814,00 | 933,00 | 1 075,0 | 1 244,0 |
| 90 | 70 100,0 | 2,39 | 1,0289 | 22,20 | 46,20 | 72,10 | 100,00 | 130,00 | 163,00 | 199,00 | 238,00 | 282,00 | 330,00 | 383,00 | 442,00 | 508,00 | 585,00 | 672,00 | 773,00 | 890,00 | 1 029,0 | 1 197,0 | 1 403,0 |

## Anexo Z

## CURVA DE DESEMPEÑO DE LA TURBINA