

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE UN SISTEMA DE CONCENTRACIÓN DE JUGO
DE PANELA

IVAN RICARDO CABALLERO PEREZ
GUSTAVO ADOLFO PALACIO OTÁLORA
KAREN LISETTE ACOSTA FLÓREZ

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOMECÁNICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA MECÁNICA
BUCARAMANGA

2017

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE UN SISTEMA DE CONCENTRACIÓN DE JUGO
DE PANELA

IVAN RICARDO CABALLERO PEREZ
GUSTAVO ADOLFO PALACIO OTÁLORA
KAREN LISETTE ACOSTA FLÓREZ

Trabajo de grado para optar por el título de
Ingeniero mecánico

Director:
Omar Armando Gélvez Arocha
Ingeniero Mecánico

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOMECÁNICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA MECÁNICA
BUCARAMANGA

2017

AGRADECIMIENTOS

A Dios, a mi familia por su apoyo incondicional, a mis amigos que durante toda la carrera estuvieron siempre en las buenas y las malas, en especial a quienes estuvieron de la mano conmigo afrontando todos los retos académicos y a quienes tendré un especial aprecio y los recordaré siempre, por último, a mis compañeros de proyecto por la paciencia y el empeño que le pusieron al desarrollo de este.

Karen Lisette Acosta Florez

Gracias a Dios, por la vida y la energía para obtener el título de ingeniero y enfrentar los diferentes retos durante este proceso de crecimiento personal. A mis padres, Cecilia Otálora y Gustavo Palacio por su apoyo incondicional a lo largo de la carrera. Agradezco a mis compañeros y amigos con quienes compartí conocimiento y momentos inolvidables.

Gustavo Adolfo Palacio Otálora

Gracias a la vida por darme la oportunidad de mejorar y lograr este gran paso para mi carrera profesional. A mi mamá por su empeño, guía y motivación. A mi familia por todo su apoyo y comprensión. A mis compañeros y amigos de la universidad de quienes me llevo el mejor recuerdo.

Iván Ricardo Caballero Pérez

TABLA DE CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	23
1. OBJETIVOS	24
1.1. OBJETIVO GENERAL	24
1.1.1. Objetivos específicos.	24
2. SISTEMAS DE PRODUCCIÓN DE PANELA.....	26
2.1. SISTEMA DE PRODUCCIÓN TRADICIONAL DE PANELA.....	27
2.1.1. Extracción de jugos	28
2.1.2. Clarificación.....	29
2.1.3. Encalado	30
2.1.4. Evaporación.	31
2.1.5. Punteo y batido..	32
2.1.6. Moldeo..	32
2.1.7. Empaque.....	33
2.2. SISTEMA DE PRODUCCIÓN MEJORADO DE PANELA	33
2.2.1. Coraza.....	36
2.2.2. Haz de tubos.	36
2.2.3. Bridas	37
2.2.4. Boquillas.....	37
2.2.5. Distribuidor	37
2.2.6. Separador.	37
3. MODELOS MATEMÁTICOS DE LOS PROCESOS DE PRODUCCIÓN DE PANELA.....	37
3.1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	38
3.2. CONSIDERACIONES PREVIAS DE LOS PROCESOS	42

3.2.1.	Generales.....	42
3.2.2.	Para el proceso tradicional.....	42
3.2.3.	Para el proceso mejorado	43
3.3.	ESTRUCTURAS Y DIAGRAMAS DE FLUJO PARA LOS PROCEDIMIENTOS DE CÁLCULO.....	43
3.3.1.	Proceso tradicional de producción de panela.....	44
3.3.2.	Proceso mejorado de producción de panela.....	46
3.4.	PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO DEL PROCESO TRADICIONAL	48
3.4.1.	Ducto.....	48
3.4.2.	Pailas..	50
3.5.	PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO DEL PROCESO MEJORADO.....	52
3.5.1.	Volumen de control 1.	54
3.5.2.	Volumen de control 2.	54
3.6.	SOFTWARE DE CÁLCULO DE LOS PROCESOS DE PRODUCCIÓN	55
3.6.1.	Paneles de entrada.	58
3.6.2.	Paneles de salida.	62
4.	DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DEL PROTOTIPO DE PRODUCCIÓN MEJORADO.....	65
4.1.	REQUERIMIENTOS Y ESPECIFICACIONES DEL SISTEMA	65
4.2.	DISEÑO CONCEPTUAL DEL PROTOTIPO DE PRODUCCIÓN MEJORADO	65
4.2.1.	Sistema de evaporación.....	68
4.2.2.	Sistema de precalentamiento.....	69
4.2.3.	Sistema de almacenamiento.....	70
4.2.4.	Sistema de impulsión.	70
4.2.5.	Sistema de filtración.....	70
4.2.6.	Sistema de sensores y adquisición de datos.	71
4.2.7.	Sistema bastidor	71
4.3.	DISEÑO EN DETALLE Y SELECCIÓN DE COMPONENTES	72
4.3.1.	Sistema de evaporación.....	72
4.3.2.	Sistema de precalentamiento.....	84

4.3.3.	Sistema de impulsión.	86
4.3.4.	Sistema de almacenamiento	90
4.3.5.	Sistema de filtración.....	94
4.3.6.	Sistema de sensores y adquisición de datos..	95
4.3.7.	Sistema bastidor:	98
4.3.8.	Prototipo de producción mejorado	100
5.	INTERFAZ DEL PROGRAMA PARA ADQUISICIÓN DE DATOS	101
6.	PRUEBAS DE PRODUCCIÓN DEL PROTOTIPO MEJORADO Y ANÁLISIS DE RESULTADOS.....	103
6.1.	PRUEBA CON AGUA.	104
6.2.	PRUEBA CON JUGO DE CAÑA.....	105
6.2.1.	Prueba a presión de vacío	106
6.2.2.	Prueba a presión atmosférica	108
6.3.	ANÁLISIS DE RESULTADOS DE LAS PRUEBAS.....	110
7.	COMPARACIÓN DEL COMPORTAMIENTO DE LOS SISTEMAS TRADICIONAL Y MEJORADO, BASADA EN LOS MODELOS ANÁLITICOS	112
7.1.	ANÁLISIS ENERGÉTICO.	113
7.1.1.	Cálculo del consumo energético del proceso tradicional en [w], en comparación con el proceso mejorado..	114
7.1.2.	Cálculo de la variación de la concentración de salida del jugo con respecto a la variación de presión de vacío en el proceso mejorado	115
7.1.3.	Cálculo de la variación de la longitud total del evaporador, con respecto a la disminución de la potencia de precalentamiento en el proceso mejorado.	117
7.2.	ANÁLISIS DE PRODUCTIVIDAD.....	118
7.3.	ANÁLISIS DE COSTOS.....	121
8.	CONCLUSIONES.....	130

9. RECOMENDACIONES132

BIBLIOGRAFÍA.....133

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Esquema de un trapiche tradicional.....	27
Figura 2. Extracción	28
Figura 3. Clarificación	30
Figura 4. Encalado.....	30
Figura 5. Evaporación.....	31
Figura 6. Punteo y batido.....	32
Figura 7. Moldeo.....	32
Figura 8. Empaque	33
Figura 9. Evaporador de película descendente usado en la industria.....	34
Figura 10. Evaporador en corte de sección de película descendente.....	35
Figura 11. Montaje de un equipo de evaporación fílmico de película descendente	36
Figura 12. Ejemplo de distribuidor para garantizar la película	37
Figura 13. Planteamiento del proceso tradicional	39
Figura 14. Variables de entrada y salida para el proceso tradicional.....	39
Figura 15. Esquema de las variables de entrada y salida del modelo matemático del proceso tradicional.	40
Figura 16. Planteamiento del proceso con evaporador de película descendente y precalentamiento	41
Figura 17. Variables de entrada y salida para el proceso mejorado.	41
Figura 18. Ejemplo de diferencial de área y longitud en el ducto.....	44
Figura 19. Estructura general del código para el proceso tradicional	45
Figura 20. Estructura general del código para el proceso mejorado.....	47
Figura 21. Modelado térmico de un tramo finito del ducto	48
Figura 22. Esquema de temperaturas del ducto	49
Figura 23. Diagrama de resistencias del ducto.....	49

Figura 24. Volúmenes de control y áreas de ducto y paila	51
Figura 25. Modelado térmico de la paila	51
Figura 26. Balance de calores del evaporador visto radialmente.....	53
Figura 27. Diagrama de resistencia térmicas del evaporador	54
Figura 28. Modelado térmico del evaporador	54
Figura 29. Referencia de áreas y temperaturas.....	55
Figura 30. Interfaz gráfica de Matlab® para el proceso tradicional y mejorado	57
Figura 31. Esquema detallado del proceso tradicional	58
Figura 32. Esquema detallado del proceso mejorado.....	58
Figura 33. Panel de entrada para ambos prototipos	59
Figura 34. Panel de entrada para el evaporador de película descendente	60
Figura 35. Panel de entrada para el proceso tradicional.....	61
Figura 36. Panel de salida para el evaporador de película descendente.....	62
Figura 37. Panel de salida para el proceso tradicional	63
Figura 38. Panel de salida para el proceso tradicional	64
Figura 39. Requerimientos y especificaciones del sistema.....	65
Figura 40. Ejemplo de producción tradicional de panela	66
Figura 41. Sistemas para el prototipo de producción mejorado.....	68
Figura 42. Valores mínimos de gamma Γ , para distintas soluciones.	73
Figura 43. Diámetros nominales para tubería comercial.....	75
Figura 44. Disposición triangular de los orificios para el distribuidor.....	76
Figura 45. Altura mínima h	77
Figura 46. Coeficiente de calor latente de jugo de caña y agua a distintas concentraciones.....	79
Figura 47. Diagrama de resistencias térmicas del modelo matemático en el evaporador.....	79
Figura 48. Cálculo del evaporador en Matlab® con 4.6 [m] de longitud.	82
Figura 49. Cálculo del evaporador en Matlab® con 4.3 [m] de longitud	83
Figura 50. Disposición del haz de tubos.	83
Figura 51. Prueba de las resistencias.....	86

Figura 52. Sistema de precalentamiento con resistencias	86
Figura 53. Característica de transporte del fluido en el sistema.	87
Figura 54. Bomba centrífuga	88
Figura 55. Diagrama de alturas y características de transporte.....	89
Figura 56. Tanque de alimentación.....	91
Figura 57. Vista en sección del tanque de alimentación	92
Figura 58. Tanque separador con visor y válvula	94
Figura 59. Tamaño de la malla	94
Figura 60. Filtro de mallas	95
Figura 61. Termocupla tipo K.....	96
Figura 62. NI cRIO-9075.....	97
Figura 63. Conexión del módulo Ni 9211 con una termocupla	97
Figura 64. Sistemas ensamblados del prototipo en el bastidor.....	99
Figura 65. Medidas generales del bastidor y evaporador	99
Figura 66. Modelado virtual del prototipo	100
Figura 67. Interfaz gráfica en LabView	102
Figura 68. Panel de programación en LabView	102
Figura 69. Prueba con agua como fluido de trabajo.	104
Figura 70. Orificios soldados para evitar la salida del jugo	105
Figura 71. Inicio de la primera prueba con jugo de caña.	107
Figura 72. Estado estacionario prueba con jugo de caña a presión de vacío.	107
Figura 73. Estado estable de la prueba con jugo de caña a presión atmosférica	109
Figura 74. Gráfico que compara la relación de los calores útil y total del proceso tradicional respecto al mejorado, para condiciones de vacío.....	116
Figura 75. Gráfica que compara longitud del evaporador respecto a la relación de calores del sistema, variando la potencia de las resistencias.....	118
Figura 76. Resultados obtenidos para el proceso mejorado usando la misma cantidad de calor latente que en el tradicional.	120
Figura 77. Esquema de los factores que intervienen en el análisis de costos.	121

Figura 78. Costos unitarios en ambos procesos durante los primeros 5 años y posterior a ellos.....129

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Tabla comparativa entre los procesos tradicional y mejorado según las etapas de producción de panela.	26
Tabla 2. Tabla comparativa de los componentes para ambos procesos	66
Tabla 3. Conexión de los puertos del módulo Ni 9211 con las termocuplas	98
Tabla 4. Tabla de resultados de la prueba con agua.	104
Tabla 5. Tipo de muestras a realizar con jugo de caña.	105
Tabla 6. Tabla resultados prueba con jugo de caña a presión de vacío.	106
Tabla 7. Momento toma de muestras en prueba con jugo de caña a presión de vacío	107
Tabla 8 Momento toma de muestras en segunda prueba con jugo de caña a presión de vacío.....	108
Tabla 9. Tabla resultados de la prueba con jugo de caña a presión atmosférica	109
Tabla 10. Momento toma de muestras para prueba con jugo de caña a presión atmosférica	109
Tabla 11. Resultados de grados <i>Brix</i> en las muestras.	110
Tabla 12. Tabla comparativa, resultados reales versus teóricos obtenidos en el modelo matemático para proceso mejorado	110
Tabla 13. Condiciones entrada proceso tradicional de producción de panela	114
Tabla 14. Consumo de energía para el proceso tradicional en [w]	114
Tabla 15. Consumo de energía para proceso mejorado en comparación con el tradicional.	114
Tabla 16. Resultados variando la presión absoluta	115
Tabla 17. Resultados variando la potencia de precalentamiento.....	117
Tabla 18. Calores resultados del cálculo del proceso tradicional a presión atmosférica y una concentración de salida de 68 [<i>brix</i>].	119
Tabla 19. Comparación entre ambos procesos con igual valor de calor latente. .	120

Tabla 20. Factores a tener en cuenta en el análisis de costos.	122
Tabla 21. Costo de equipos para el proceso tradicional.	124
Tabla 22. Pago mensual del crédito bancario para el proceso tradicional.	124
Tabla 23. Costo de operación mensual para el proceso tradicional.....	125
Tabla 24. Tabla de resultados para el proceso tradicional.....	125
Tabla 25. Costo de equipos para el proceso mejorado.....	126
Tabla 26. Pago mensual del crédito bancario para el proceso mejorado.	127
Tabla 27. Costo de operación mensual para el proceso mejorado.	127
Tabla 28. Tabla de resultados para el proceso mejorado.	128

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
ANEXO A. PLANOS	137
ANEXO B. DIÁGRAMAS DE FLUJO	153
ANEXO C. CÓDIGO MATLAB	165
ANEXO D. OPERACIÓN Y DESARROLLO DE LAS PRUEBAS	202
ANEXO E. PRESUPUESTO.....	208
ANEXO F. FICHA TÉCNICA DEL EQUIPO USADO PARA ANALIZAR LOS GRADOS BRIX DE LAS MUESTRAS	210
ANEXO G. COSTOS DE EQUIPOS SEGÚN CATALOGOS Y PRECIOS COMERCIALES.....	212

RESUMEN

TÍTULO: “DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE UN SISTEMA DE CONCENTRACIÓN DE JUGO DE PANELA”*

AUTORES: IVAN RICARDO CABALLERO PÉREZ, GUSTAVO ADOLFO PALACIO OTÁLORA Y KAREN LISETTE ACOSTA FLÓREZ**

PALABRAS CLAVE: Evaporación, Jugo de caña, Brix, Temperatura de vapor, Precalentamiento, Condensación.

DESCRIPCIÓN:

Este libro contiene el proceso de diseño y construcción de un prototipo de evaporador de película descendente, el cual es empleado para la concentración principalmente de sustancias alimenticias como jugo de caña, fruta y lácteos; además de dos modelos matemáticos que permiten un paralelo comparativo entre el proceso tradicional de producción de panela y el mejorado. El objetivo principal es ofrecer un proceso mejorado con respecto a tiempos, espacio y energía, para la industria panelera, con respecto al proceso de obtención de melaza de la región de Santander.

El prototipo consta de 7 subsistemas: evaporación, precalentamiento, almacenamiento, impulsión, filtración, sensores y adquisición de datos y bastidor. Dentro de ellos se encuentran procesos tales como: estimación de los calores requeridos por el sistema, y la energía de precalentamiento, diseño bajo norma TEMA de las dimensiones del evaporador, selección de los distintos componentes como sensores y filtros, la lectura de datos a través de una interfaz gráfica y el diseño del bastidor. Para los modelos matemáticos se realizó un código en Matlab donde se emplean las ecuaciones fundamentales de la transferencia de calor y la termodinámica, para hacer el cálculo correspondiente de variables a comparar.

Se realizan distintos tipos de pruebas despresurizando el sistema o a presión atmosférica, cuyas muestras son analizadas en laboratorio. Se obtienen resultados entre 19 y 24 grados Brix, con errores desde el 23 al 50% respecto al modelo matemático planteado. Porcentajes que varían de acuerdo a diferentes comportamientos del evaporador a variadas temperaturas de precalentamiento y de las correlaciones usadas para el planteamiento, ya que eran correlaciones experimentales.

* Trabajo de grado

** Facultad de Ingenierías Fisicomecánicas. Escuela de Ingeniería Mecánica. Director: Omar Armando Gélvez Arocha, Ingeniero Mecánico.

ABSTRACT

TITLE: “DESING AND CONTRUCTION OF A CONCENTRATION SYSTEM OF CANE JUICE”*

AUTHORS: IVAN RICARDO CABALLERO PÉREZ, GUSTAVO ADOLFO PALACIO OTÁLORA Y KAREN LISETTE ACOSTA FLÓREZ**

KEY WORDS: Evaporation, cane juice, Brix, Steam temperature, preheating, condensation.

DESCRIPTION:

This book contains the design and construction process of a falling film evaporator prototype which is employed for concentration of substance food like cane juice, fruit and dairy product; in addition to two mathematical models which allow a comparative parallel between traditional production process cane sugar and the improved process. The main objective is to provide an improved a better process, to improve time, space and energy for cane sugar industry in Santander.

The prototype consists of 7 subsystems: evaporation, preheating, storage, impulsion, filtration, sensors and data acquisition and structure. Among them there are process as, heat estimation requires for the system, and preheating's energy, design under TEMA standard for dimensions of the evaporator, selection of various components such as sensors and filters, reading data through a graphical interface, and the design of the structure. A Matlab code was made a where for mathematical models, which is employed fundamental equations about heat transfer and thermodynamics, to make the corresponding calculation of variables.

The evaporator system was checked by different kind of tests, some working with vacuum pressure, and others with atmospheric pressure. The obtained samples were analyzed in a chemical laboratory. They got results from 19 to 24 Brix depending on each kind of test, which were compared with the mathematical model. The error was from 23 to 50%, because the evaporator had different behaviors if preheating temperature increased, and fundamental equations had a high error, since they are experimental equations.

* Bachelor Thesis.

**Faculty of Physical Mechanical engineering's. School of mechanical engineering. Directed by Omar Armando Gélvez Arocha, mechanical engineer.

INTRODUCCIÓN

En el departamento de Santander, Colombia, pequeños empresarios producen panela de manera artesanal para su venta. En el proceso de producción tradicional el jugo de caña obtenido de la molienda se limpia mediante una filtración por gravedad, y luego se transporta por un sistema de bombeo a una primera paila donde se realiza la clarificación, que consiste en aumentar la temperatura al punto de ebullición para concentrar y eliminar impurezas manualmente. Desde allí, se transporta a distintas pailas en donde mediante el aporte de calor se aumenta la concentración de azúcar evaporando parte del agua. El calentamiento se realiza con humos provenientes de la quema del bagazo, utilizado como combustible, este vapor es expulsado a la atmósfera por una chimenea de tiro forzado o natural.

El proceso anterior se caracteriza por bajas eficiencias térmicas, alta cantidad de empleados y baja productividad; con el objetivo de contribuir a la industria panelera Santandereana se presenta una alternativa mejorada que garantice una producción continua disminuyendo las deficiencias de los procesos actuales. La alternativa comprende un prototipo piloto escalado respecto al modelo de producción de una empresa tomada como referencia*. Es un proceso continuo que consiste en diferentes etapas: Primero se filtra el jugo de caña a través de unas mallas antes de pasar por la bomba. Luego es impulsado a través de una tubería donde se precalienta y entra a un evaporador de película descendente que suministra la cantidad de calor necesario para asegurar la concentración. El evaporador es alimentado con vapor proveniente de una caldera piro tubular, y el jugo de caña concentrado sale a un tanque donde se almacena. El trabajo resume el planteamiento de ambos procesos, el diseño bajo norma, dimensionamiento y selección de los diferentes componentes del prototipo, y un análisis comparativo entre los dos procesos de producción respecto a energía, tiempo y productividad.

*Empresa Panela la Dulcesita S.A. cuyo proceso de producción es tomado como referencia.

1. OBJETIVOS

1.1. OBJETIVO GENERAL

Contribuir a la generación de nuevo conocimiento en función de la misión de la Escuela de Ingeniería Mecánica de la Universidad Industrial de Santander en cuanto al desarrollo de un sistema térmico para optimizar el proceso de producción de panela, atendiendo las necesidades de producción en la región.

1.1.1. Objetivos específicos.

✓ Modelar matemáticamente el funcionamiento en estado estable del sistema tradicional de producción de panela empleado en la industria, a una escala de 1 a 20, con el fin de obtener un estimado del consumo de energía de dicho sistema.

✓ Diseñar y construir un prototipo del proceso de producción mejorado, teniendo en cuenta las etapas de limpieza y evapoconcentración del jugo de caña para la producción de panela con las siguientes características:

a. **Características generales:** Un flujo entrante de jugo de caña de $55 \left[\frac{Kg}{h} \right]$ correspondiente a una escala de 1 a 20 de la planta de producción ejemplo, teniendo en cuenta que la concentración de entrada es de 13-18 [Brix] y un rango de salida de 20-36 [Brix].

b. **El prototipo contará con los siguientes subsistemas:**

✓ **Proceso de limpieza:** que utiliza un sistema de mallas de filtrado para limpiar el jugo que es impulsado por una bomba centrífuga.

✓ **Proceso de evapoconcentración:** que se lleva a cabo con un intercambiador fílmico de película descendente, caída libre del jugo y que utiliza vapor suministrado de una caldera piro tubular como fuente de energía.

- Realizar un análisis comparativo entre los dos sistemas de producción en aspectos relacionados con gasto de energía, tiempo y costos de producción.

2. SISTEMAS DE PRODUCCIÓN DE PANELA

A continuación, se explican dos procesos para la evaporación de jugo de caña y de fruta. El proceso tradicional utilizado ampliamente en la industria del departamento de Santander y el proceso industrial realizado mediante evaporadores de película descendente.

Tabla 1. Tabla comparativa entre los procesos tradicional y mejorado según las etapas de producción de panela.

TABLA COMPARATIVA		
ETAPA	TRADICIONAL	MEJORADO
Extracción de jugos	Molienda	Molienda
Clarificación	Calentamiento en paila y adición de aglutinantes	Precalentamiento con resistencias eléctricas
Encalado	Adición de cal de nivel comestible	Adición de cal de nivel comestible
Evaporación	Calentamiento en pailas de evaporación	Evaporador de película descendente
Punteo y batido	Batido al aire libre en la paila de punteo	Batido al aire libre en la paila de punteo
Moldeo	Enfriamiento en moldes	Enfriamiento en moldes
Empaque	Control de calidad y envoltura en plástico por termoencogido	Control de calidad y envoltura en plástico por termoencogido

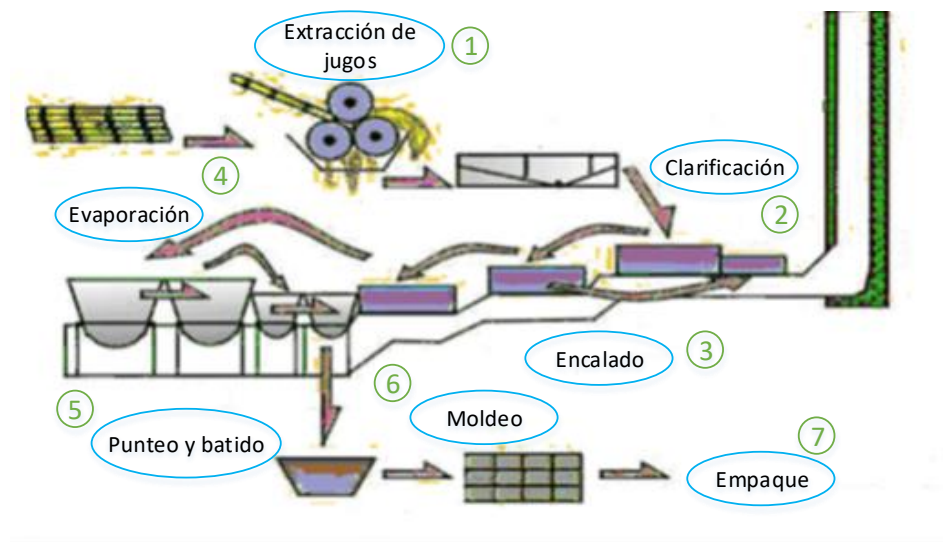
2.1. SISTEMA DE PRODUCCIÓN TRADICIONAL DE PANELA

El proceso de producción tradicional de panela consta de las siguientes etapas:

1. Extracción de jugos
2. Clarificación
3. Encalado
4. Evaporación
5. Punteo y batido
6. Moldeo
7. Empaque

En la Figura 1 se puede observar un esquema general de un trapiche tradicional de producción de panela con las etapas anteriormente mencionadas:

Figura 1. Esquema de un trapiche tradicional.



Fuente: <http://docplayer.es/17759887-Universidad-nacional-de-chimborazo-facultad-de-ingenieria-escuela-de-ingenieria-agroindustrial.html>

A continuación, se explican cada una de las etapas:

2.1.1. Extracción de jugos. En la etapa conocida como "molienda" o "extracción de jugos", la caña se somete a compresión en los rodillos o mazas del molino, lo cual propicia la salida del contenido líquido de los tallos. Para la eficiencia de este proceso, se consideran satisfactoria unas relaciones entre 58% a 63%, es decir, cuando se obtienen de 580 a 630 kilogramos de jugo por tonelada de caña.

Los productos finales de esta fase son el "jugo crudo" y el "bagazo"; el primero es la materia prima que se destina a la producción de panela, mientras el segundo una vez se ha secado, se emplea como material combustible para la hornilla la cual suministra el calor necesario para cada una de las etapas, a través de un ducto donde los vapores tienen contacto con las pailas.

En esta etapa se recomienda de manera especial evitar la mezcla del jugo crudo con el aceite lubricante de los piñones del molino.

Figura 2. Extracción.



Fuente: <http://www.inti.gob.ar/sabercomo/sc65/inti5.php>

2.1.2. Clarificación. En esta segunda etapa, la limpieza de los jugos ocurre gracias a la acción combinada del calentamiento suministrado por los gases de la hornilla y la función aglutinante de ciertos compuestos naturales o de limpiadores germicidas y bactericidas que se encuentran en el mercado como el balso (*Heliocarpus americanus* L.), el caldillo negro (*Triumfetta lappula* L.), el caldillo blanco (*Triumfetta molissima* L.), el guásimo (*Guazuma ulmifolia* Lam), el cadillo de mula (*Pavonia spinifex* Cav), el juan blanco (*Hemistylis macrostachis* Wedd) y el san joaquín (*Malvaviscus penduliflorus* Oc).

Los sólidos en suspensión se agregan entre sí y forman una masa homogénea que se conoce como "cachaza", la cual flota sobre el jugo y permite su separación manual.

Cuando los jugos llegan a temperaturas entre 75° y 82°C, se forma en la superficie la llamada "cachaza negra" -capa inicial de impurezas resultantes-, la cual se retira usando los recipientes llamados "cachaceras". A continuación, se forma una segunda capa conocida como "cachaza blanca", más liviana que la anterior, que se debe remover con prontitud, pues si los jugos alcanzan la ebullición, se hace muy difícil remover las impurezas y la panela se torna susceptible al crecimiento de hongos y levaduras, al mismo tiempo que disminuye ostensiblemente su estabilidad y tiempo de almacenamiento. Por tanto, una clarificación adecuada determina, en gran parte, la calidad final de la panela y su color.

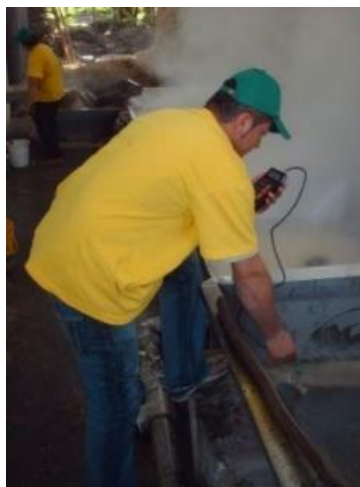
Figura 3. Clarificación.



Fuente: <http://www.panela-latobiana.com/Proceso%20productivo.html>

2.1.3. Encalado. En la última fase de la limpieza se adiciona cal con el objeto de regular el pH de los jugos. Un valor de 5.8 previene la formación de azúcares reductores y ayuda a la clarificación de los jugos porque hace flotar la materia orgánica. La cal usada debe ser de grado alimenticio para que no contamine la panela con sustancias indeseables; para facilitar la disolución en los jugos, el diámetro de las partículas de cal debe ser fino; una deficiente adición de esta estimula su contaminación por hongos y reduce su vida útil.

Figura 4. Encalado



Fuente: <http://www.panela-latobiana.com/Proceso%20productivo.html>

2.1.4. Evaporación. La evaporación se realiza en diferentes pailas para alcanzar dos niveles de temperatura.

- A 95 °C se alcanza la concentración de los sólidos para la consolidación de la panela.
- A 120 °C se realiza el moldeo de la panela, es decir, a esta temperatura se vierte la panela en la paila “punteadora” donde se le da la consistencia final antes del empaque.

Estas operaciones se llevan a cabo en pailas o fondos dispuestos en línea, que reciben diferentes denominaciones técnicas y regionales. Los jugos se desplazan entre estos recipientes por paleo manual y, al finalizar su tránsito, se denominan "mieles".

El diseño y materiales de construcción de estas pailas, el tiempo de residencia de los jugos allí depositados y la intensidad del calor que reciben, son índices determinantes en las operaciones de evaporación y concentración. Por ejemplo, si se permite un calentamiento prolongado, se propicia la formación de azúcares reductores con las consecuencias ya mencionadas sobre la calidad del producto final.

Figura 5. Evaporación



Fuente: <https://somoslibertaria.wordpress.com/2015/06/15/visitamos>

2.1.5. Punteo y batido. Esta fase de la fabricación de la panela persigue la obtención del "punto". Mediante paleo manual se incorpora aire a las mieles en presencia de calor, operación que se lleva a cabo en la paila "punteadora" ubicada a continuación de las pailas evaporadoras.

Figura 6. Punteo y batido



Fuente: <http://www.panela-latobiana.com/Proceso%20productivo.html>

2.1.6. Moldeo. El moldeo consiste en darle forma a la panela durante su enfriamiento mediante el uso de graveras o moldes. Las bateas y el depósito son usados para el lavado y escurrido de las gaveras. Las dimensiones de este conjunto se definen de acuerdo con la capacidad de producción del trapiche y la construcción del mismo.

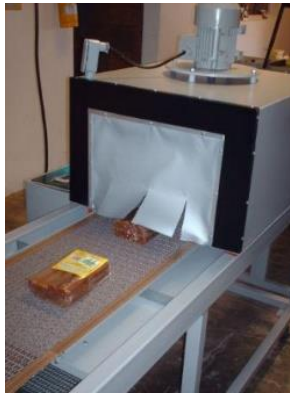
Figura 7. Moldeo



Fuente: <http://www.panela-latobiana.com/Proceso%20productivo.html>

2.1.7. Empaque. El proceso de empaque empieza con el enfriamiento natural del producto, se realiza la selección, control de calidad en cuanto a peso, color y textura, limpieza con elementos adecuados para esta actividad, etiquetado, empaque, sellado y corte del exceso de material de empaque, termoencogido y por último se dispone en cajas con la identificación de la empresa.

Figura 8. Empaque



Fuente: <http://www.panela-latobiana.com/Proceso%20productivo.html>

2.2. SISTEMA DE PRODUCCIÓN MEJORADO DE PANELA

Las etapas que de producción de panela que se observan en la tabla 1, son las mismas que se emplean en el proceso de producción mejorado, a diferencia de que la etapa de evaporación, en el sistema mejorado, no se hace a través de pailas, sino que es reemplazada por un sistema evaporador cuyo componente principal es el intercambiador de calor.

Para estos procesos que manejan jugo de fruta y otros componentes en la industria alimenticia, como lácteos, son usados diferentes tipos de intercambiadores como: evaporador de circulación natural, entre los que están, de tipo abierto, de tubos cortos horizontales, de tubos cortos verticales; evaporador de circulación vertical con calandria exterior, como el de circulación forzada; evaporadores de tubos

largos, entre los que se encuentran, de película ascendente, de película descendente; entre otros tipos.

Para este aplicativo, se estudiará en detalle los evaporadores de película descendente, ya que fue el tipo de intercambiador seleccionado para el diseño del sistema evaporador. Estos se usan ampliamente para la concentración de diversos alimentos, como la glucosa, azúcar de almidón, y de otras soluciones acuosas.

Figura 9. Evaporador de película descendente usado en la industria



Fuente: http://es.made-in-china.com/co_beinuo/product_Triple-Effect-Falling-Film-Evaporator-for-Coconut-Water-BNJM-XXXX-_esuyhrnog.html

Este tipo de evaporador permite una operación continua, reduciendo la energía necesaria para el proceso y logrando mínimas pérdidas.

❖ **Evaporador fílmico de película descendente:**

Permite un rápido tiempo de contacto con la superficie caliente, reduciendo las posibilidades de daño térmico. Además, es de fácil limpieza, mantenimiento y encendido, y asegura una mínima pérdida del producto. Por estas razones son utilizados en la industria alimenticia⁴.

⁴J.S. Prost, M.T. Gonzáles, M.J. Urbicain. Determination and correlation of heat transfer coefficient in a falling film evaporator. Journal of food engineering 73 (2006) 320-326

Es un intercambiador de coraza y tubos, vertical, en el que el jugo circula por los tubos por acción de la gravedad formando una delgada capa llamada película y el vapor que circula por la carcasa transfiriendo calor a la superficie de los tubos. Su funcionamiento depende de dos condiciones: garantizar la formación de la película sobre los tubos interiores, con el fin de obtener la mayor área de transferencia de calor posible, sin una cabeza piezométrica, y una longitud mínima para que el evaporador pueda cumplir con la concentración final del producto.

Figura 10. Evaporador en corte de sección de película descendente

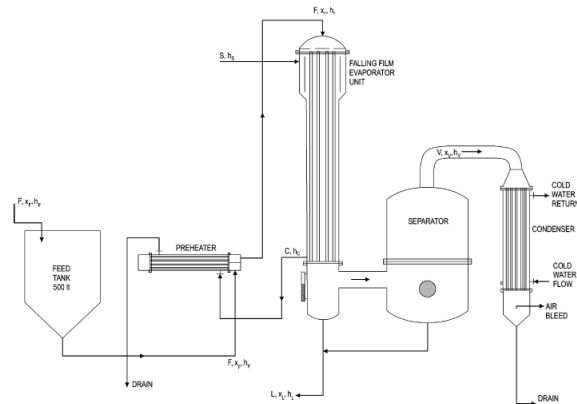


Fuente: http://img.directindustry.com/images_di/photo-g/21020-5828921.jpg

En comparación con el tradicional de coraza y tubos de placas, horizontal, es más económico, ocupa menor espacio y su construcción, en especial interna, es mucho más sencilla y segura.

En la figura 11 se tiene el montaje de un evaporador fílmico para producción de fruta. El jugo pasa de un tanque de alimentación a un pre calentador y después al evaporador de película descendente, donde entra con una baja concentración en grados Brix y sale con mayor. El vapor del jugo luego es separado para obtener más jugo concentrado y drenar el líquido evaporado.

Figura 11. Montaje de un equipo de evaporación filmico de película descendente



Fuente: J.S. Prost et al. / Journal of Food Engineering 73 (2006) 320–326

Este tipo de evaporadores se compone de las siguientes partes y se explican a continuación:

- Coraza.
- Haz de tubos.
- Bridas.
- Boquillas.
- Distribuidor.
- Separador.

2.2.1. Coraza. Componente cilíndrico, que contiene el arreglo de tubos. La redondez de la coraza es importante para colocar adecuadamente el arreglo de tubos y mamparas.

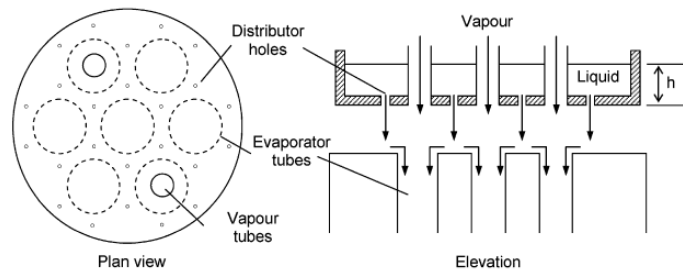
2.2.2. Haz de tubos. Con la adecuada selección de arreglo de tubos se obtiene una mayor transferencia de calor, la cual depende de la geometría, velocidad de flujo, tipo de limpieza que se realice (química o mecánica) y el espaciamiento de los tubos.

2.2.3. Bridas. Facilitan el ensamble del intercambiador, el mantenimiento, la reparación y la limpieza. El tipo de brida deslizable es fácil de alinear al canal por su unión por soldadura, disminuyendo el tiempo de montaje, además resisten altas temperaturas de operación del equipo.

2.2.4. Boquillas. Son componentes que permiten el enlace con las bombas que impulsan los fluidos de trabajo y con instrumentos de medición del intercambiador, pero principalmente tienen la finalidad de proporcionar una buena distribución del fluido en el arreglo de tubos.

2.2.5. Distribuidor. Es un plato ubicado en la entrada del líquido, al inicio del evaporador, que se encarga de distribuir el fluido de tal manera que garantice la formación de la película de este a través del haz de tubos y un flujo constante a lo largo del proceso.

Figura 12. Ejemplo de distribuidor para garantizar la película



Fuente: <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0960308506705545>

2.2.6. Separador. Es donde la mezcla líquido-vapor proveniente de la evaporación del fluido, es separada, obteniendo el líquido concentrado y la fase del vapor. Es diseñado para evitar el arrastre de líquido centrado en la corriente de vapor.

3. MODELOS MATEMÁTICOS DE LOS PROCESOS DE PRODUCCIÓN DE PANELA

Para el modelado de los procesos de producción es necesario realizar dos modelos matemáticos: uno para el proceso tradicional de producción de panela y otro para el proceso de producción mejorado. Se espera obtener la cantidad de energía termodinámica total que necesita cada uno de ellos para cumplir con su operación, así como el calor total transferido a lo largo del proceso, con el fin de hacer una comparación entre ambos y evaluar cuál de los dos resulta más óptimo.

Para ello se estructuran cinco fases de análisis en cada uno de los procesos:

- Planteamiento del problema.
- Consideraciones realizadas para simplificar cada análisis.
- Estructura y diagramas de flujo para los procedimientos.
- Procedimientos de cálculo.
- Software de cálculo en donde se obtienen los resultados a comparar.

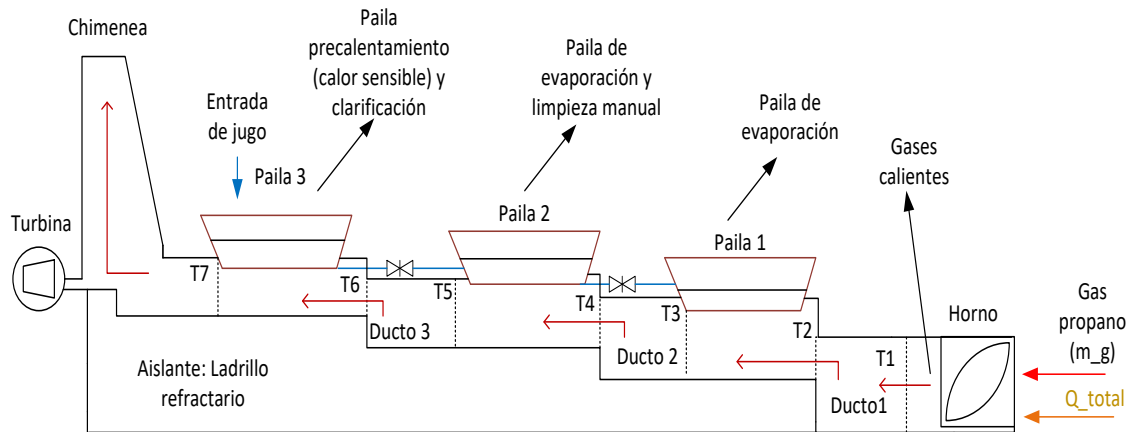
3.1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

Para realizar el modelado de ambos procesos se debe plantear el problema global de cada uno. A estos planteamientos se les realizan las consideraciones, hipótesis, procedimiento de cálculo y se obtiene un software el cual da los resultados según los parámetros de entrada:

❖ Planteamiento del problema del proceso tradicional:

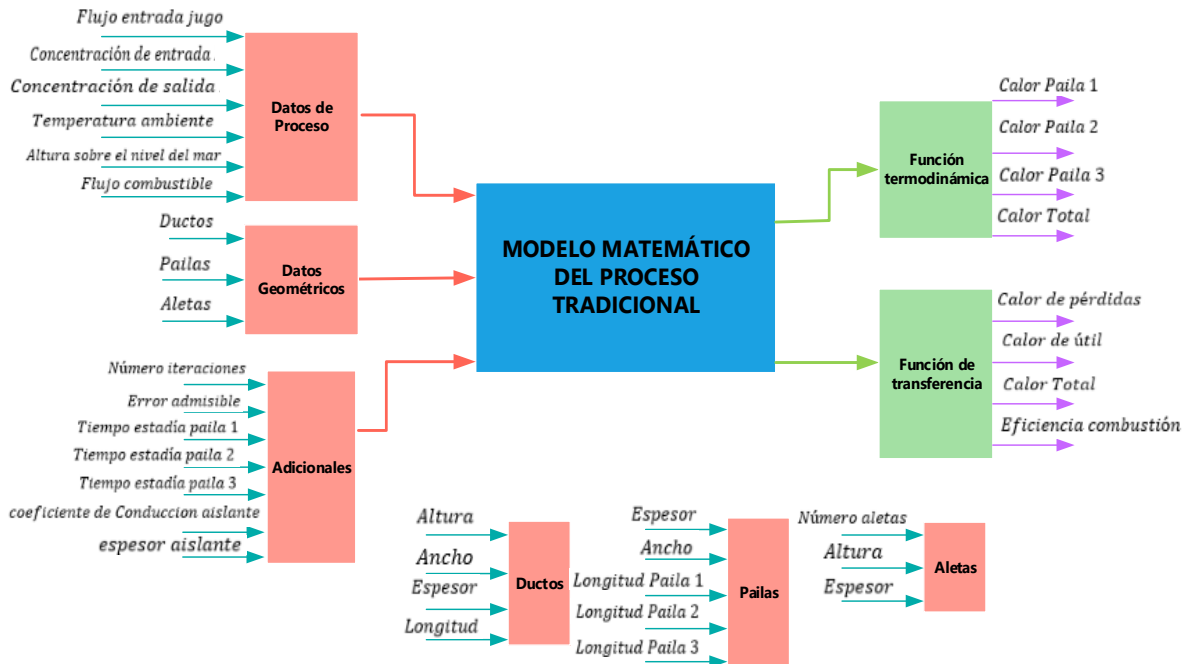
Este planteamiento tiene como base el proceso de producción del trapiche de la empresa Panela la Dulcesita S.A. Para este caso sólo se tienen en cuenta las pailas que suministran calor latente y sensible al jugo de caña, en la figura 13 se observa dicha parte del proceso:

Figura 13. Planteamiento del proceso tradicional



Se definen entonces las variables de entrada y salida para el modelo, teniendo en cuenta que se debe obtener el calor total que corresponde a la suma del calor perdido y el calor útil que se suministra a las pailas:

Figura 14. Variables de entrada y salida para el proceso tradicional

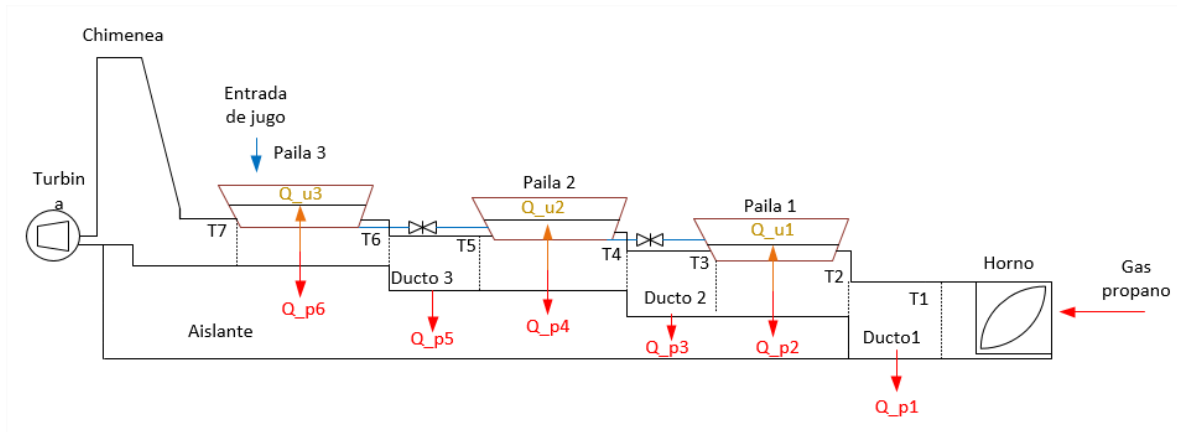


En este proceso se analizan tres elementos, a los que se les realiza el correspondiente proceso de cálculo para obtener los calores:

- Ductos (3 ductos).

- Paila de precalentamiento y clarificación (1 paila).
- Pailas de evaporación (2 pailas).

Figura 15. Esquema de las variables de entrada y salida del modelo matemático del proceso tradicional.

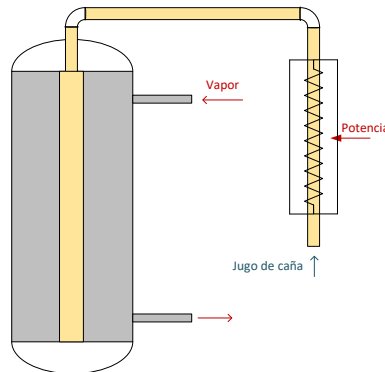


En la figura 15 se observan las temperaturas $T_1, T_2, T_3, T_4, T_5, T_6$ y T_7 , correspondientes a cada una de las entradas y salidas del flujo de gases de combustión y los calores de pérdidas hacia el ambiente $Q_{p1}, Q_{p2}, Q_{p3}, Q_{p4}, Q_{p5}$ y Q_{p6} , todo ello para el sistema de ductos y las pailas, por otra parte, los calores útiles transferidos al jugo de caña Q_{u1}, Q_{u2} y Q_{u3} , que corresponden a las pailas 1, 2 y 3.

❖ Planteamiento del problema del proceso mejorado:

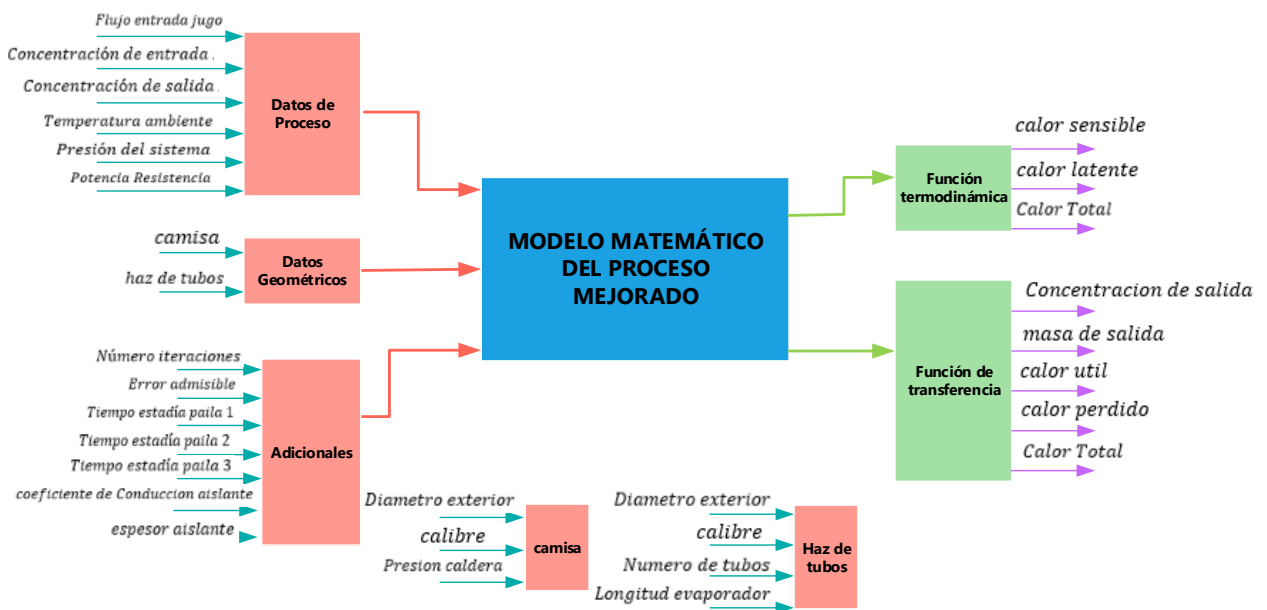
Para el proceso de producción mejorado, los principales componentes de análisis son: el evaporador de película descendente y el pre calentador, que, para el caso en cuestión, consta de dos resistencias a lo largo de un tramo de tubería antes de la entrada al evaporador.

Figura 16. Planteamiento del proceso con evaporador de película descendente y precalentamiento



El modelo matemático se basa entonces en definir inicialmente la geometría del elemento a evaluar y paso seguido, este se divide en pequeños tramos o deltas longitudinales, que son los segmentos de análisis. Finalmente se hace una sumatoria de todos estos segmentos y se totaliza este elemento, con el fin de obtener el calor total transferido y obtener un valor de la concentración en Brix que se espera al final de proceso.

Figura 17. Variables de entrada y salida para el proceso mejorado.



3.2. CONSIDERACIONES PREVIAS DE LOS PROCESOS

Antes de realizar el planteamiento de las ecuaciones para el modelo, se debe tener en cuenta una serie de consideraciones las cuales simplifican los cálculos. A continuación, se enuncian:

3.2.1. Generales

- ✓ La transferencia de calor a través del ducto, las pailas y en el evaporador, se considera unidireccional.
- ✓ Para el planteamiento de las ecuaciones se tuvo en cuenta que durante todo el proceso el comportamiento es estacionario, con lo que no se tiene en cuenta, el estado transitorio y las fluctuaciones del mismo.
- ✓ Las propiedades del agua, dadas en unidades internacionales $[KPa]$ $[J]$ $[K]$, provenientes del EES, se tomaron como base para estimar las propiedades del jugo de caña a partir de una serie de desviaciones mencionadas a continuación, teniendo en cuenta condiciones ambiente que son $P_{atm} = 1 [atm]$ y $T_{amb} = 24 [^{\circ}C]$.:
 - La temperatura del jugo se calcula a partir de la temperatura de saturación del agua más un delta de temperatura en función de la concentración del jugo. $T_{ebullición} = T_{sat} + \Delta T_x$ donde $\Delta T_x = 0.2209e^{0.0057x}$ y x es la concentración del jugo.
 - Las siguientes propiedades sólo dependen de la temperatura de ebullición mencionada anteriormente: tensión superficial, densidad, capacidad calorífica a presión constante, conductividad, viscosidad dinámica, entalpía de vaporización y por último el número de Prant que depende además de la presión al interior de los tubos.

3.2.2. Para el proceso tradicional

- ✓ El coeficiente de transferencia de calor cuando se presenta ebullición nucleada del jugo, es de estanqueidad.
- ✓ Se supuso como combustible el gas propano.
- ✓ En el cálculo de la paila, para el volumen de control entre los gases entre las aletas (interiores) y el tubo, no se tuvo en cuenta la resistencia del material que los separa y se supuso una temperatura para este punto.
- ✓ En el cálculo de la paila, el volumen de control entre los gases fuera de las aletas (externos), no se tuvo en cuenta la resistencia del aire ambiente.

3.2.3. Para el proceso mejorado

- ✓ La presión generada por los vapores dentro del haz de tubos no se tuvo en cuenta, puesto que, por diseño esta se libera a la atmósfera.
- ✓ La resistencia térmica de los vapores generados por el jugo y la resistencia propia del haz de tubos, no se tuvieron en cuenta, por lo cual la temperatura de superficie se tomó como una constante.
- ✓ Para simplificar los cálculos de la geometría del haz de tubos, se consideró inicialmente un tubo central de diámetro nominal real y el calor transferido a través de este, se multiplicó por tres, que es la cantidad de tubos real del haz.
- ✓ El coeficiente de transferencia de calor cuando se presenta ebullición nucleada o no nucleada del jugo, es dinámico.

3.3. ESTRUCTURAS Y DIAGRAMAS DE FLUJO PARA LOS PROCEDIMIENTOS DE CÁLCULO

Se deben estructurar los pasos de los procedimientos de cálculo, por consiguiente, se realizan diagramas de flujo explicativos para representarlos gráficamente.

3.3.1. Proceso tradicional de producción de panela. Para la realización del código, el análisis térmico y de transferencia de calor, se divide en tres secciones: ductos, pailas, una para calor sensible y otra para calor latente. Los cálculos se efectúan por medio de diferenciales de área a lo largo de una longitud.

Figura 18. Ejemplo de diferencial de área y longitud en el ducto

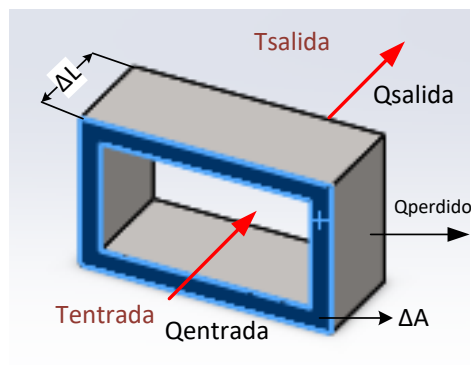
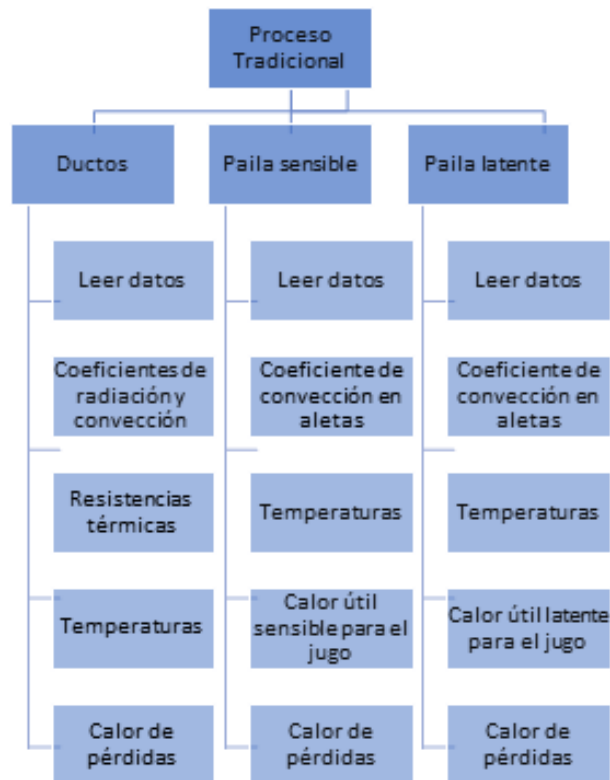


Figura 19. Estructura general del código para el proceso tradicional



En cuanto a los ductos, principalmente se calcula el calor perdido a lo largo del tramo, para ello se **leen datos** de combustión, geometría del ducto, y temperatura ambiente, luego se **calculan coeficientes de transferencia de calor por convección y radiación**, se definen las **resistencias térmicas** y se obtienen las **temperaturas** de superficie y de salida del tramo.

Para las pailas se **leen datos** como la temperatura de entrada y geometría de la paila, se calculan los **coeficientes de convección** en el área de aletas de las pailas, luego las **temperaturas** de entrada, salida y superficie con el fin de calcular el **calor útil** usado por cada tipo de paila y del **calor perdido** a través del ducto y el aislante (Ver ANEXO B)

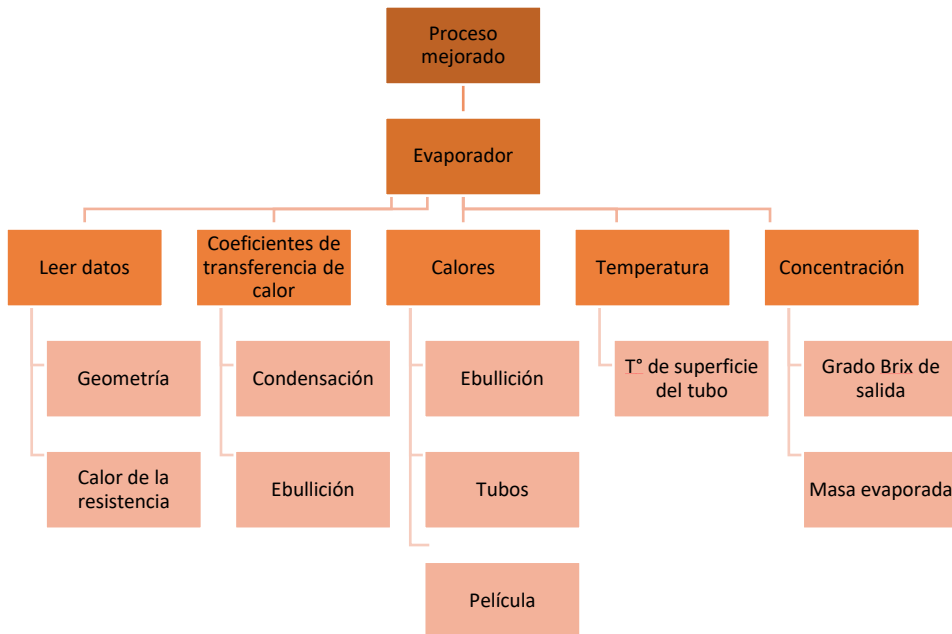
Para las pailas de calor sensible y latente se realiza el código mediante la siguiente metodología (Ver ANEXO B).

El código hace referencia a la última paila donde los gases de combustión entregan calor, y la razón de que no posea 3 bucles iterativos como los demás diagramas es debido a que el calor sensible está determinado por la geometría, ya que la capacidad calorífica Cp_{juugo} es constante porque depende de la concentración, cuyo valor no varía en esta paila (Ver ANEXO B).

Todos los elementos modelos tienen en común que, sus regiones están divididas en una cantidad igual al número de iteraciones Nr . El ducto y las pailas latentes comparan las proporciones de calor de los gases de combustión, con la pérdida de calor a la atmósfera, para estimar el calor perdido del elemento, y en el caso de la paila latente, compara el calor de los gases de combustión con el calor necesario para realizar la evaporación, para dar la cantidad de calor útil de los procesos de evapoconcentración.

3.3.2. Proceso mejorado de producción de panela. Para realizar el proceso de cálculo de los diferentes parámetros que definen al evaporador fílmico de película descendente se tiene en cuenta que la longitud del evaporador se define de acuerdo a los requerimientos de calor latente, mientras que para el precalentamiento el calor sensible. El calor suministrado por el sistema de precalentamiento se puede variar de acuerdo al diseño, se usa como un dato de entrada.

Figura 20. Estructura general del código para el proceso mejorado



Para el evaporador se estructuran 5 procesos en los que se usan o calculan diferentes parámetros:

- **Leer datos:** Se leen datos de geometría (Diámetros tubos exterior e interior, longitud) y el calor suministrado por la potencia de las resistencias.
- **Coeficientes de transferencia de calor:** Se calculan el coeficiente de condensación para el vapor el cual permanece constante, y el coeficiente de ebullición, que puede ser nucleada o no nucleada dependiendo de la función de referencia⁵:

$$\theta_{referencia} = 0.043 * X + 4$$

- **Calores:** Se calculan los calores de ebullición, haz de tubos y el de la película.

⁵ HEYD, Bertrand. VASSEUR, Jean. Experimental results and modeling of boiling heat transfer coefficients in falling film evaporator usable for evaporator design. [En línea] <www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0255270109000075>

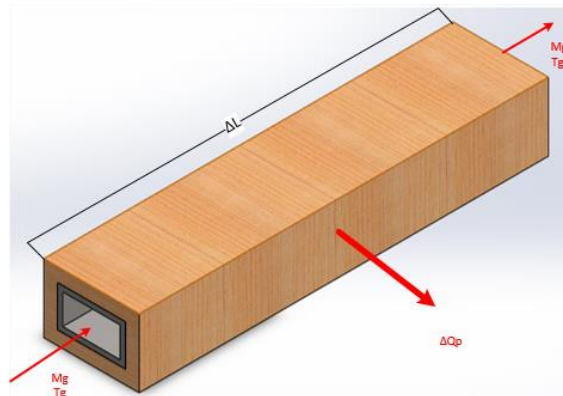
- **Temperatura:** Se calcula la temperatura de superficie del tubo.
- **Concentración:** Se obtienen parámetros de concentración como los grados Brix y la masa evaporada (Ver ANEXO B).

3.4. PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO DEL PROCESO TRADICIONAL

Este modelo se dividió en dos partes, la primera, referente al modelamiento del ducto y la segunda, al de la paila. Para el ducto se busca calcular el valor de calor perdido entre la entrada y la salida de los gases de combustión y el delta de temperatura de este tramo, para la paila se tienen en cuenta dos volúmenes de control, uno para la estimación del calor útil y otro para el calor de pérdidas.

3.4.1. Ducto. Para este primer elemento se definen las ecuaciones con base al calor de pérdidas que se genera a lo largo del ducto, por el cual son transportados los gases de combustión hacia las pailas; en la figura 21 se puede observar su planteamiento.

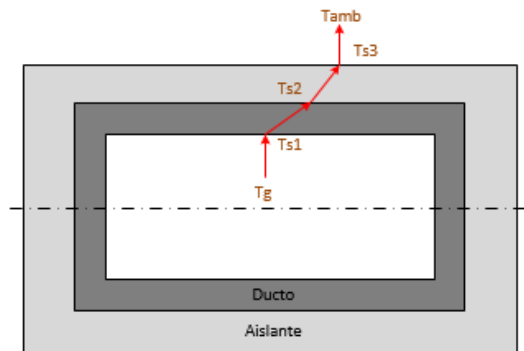
Figura 21. Modelado térmico de un tramo finito del ducto



El volumen de control corresponde a todo el tramo de ducto a evaluar, debido a que la transferencia de calor se presenta desde los gases, pasando por ducto, aislante, hasta llegar a la atmósfera.

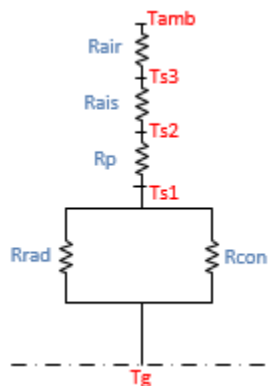
Ecuaciones	Descripción
$\Delta\dot{Q}_p = \dot{m} * C_{pmezcla} * (T_g - T'_g)$	Calor perdido entre la entrada y salida
$\Delta\dot{Q}_p = \frac{(T_g - T_{amb})}{\Delta R_{total}}$	Calor transferido por todas las resistencias
$\Delta\dot{Q}_p = \Delta A_3 * h_{aire} * (T_{s3} - T_{amb})$	Calor transferido del aislante al aire
$\Delta\dot{Q}_p = \Delta A_1 * h_{combinada} * (T_g - T_{sup})$	Calor transferido de los gases al ducto

Figura 22. Esquema de temperaturas del ducto



En la figura 22 se observa el esquema que detalla, en la zona blanca, el paso de los gases de combustión; para la zona gris oscuro, el ducto, para la gris claro, el aislante y por último el ambiente y su correspondiente temperatura.

Figura 23. Diagrama de resistencias del ducto



El diagrama de resistencias del ducto tiene en cuenta los factores que intervienen en la transferencia de calor de este elemento. De los cuales se tiene las resistencias de calor por cedido de los gases al ducto como las resistencias la radiación y la convección en paralelo, después la resistencia térmica del ducto y el aislante hasta al final llegar al aire atmosférico todas estas en serie.

$$\Delta R_{total} = \frac{\Delta R_{rad} * \Delta R_{con}}{\Delta R_{rad} + \Delta R_{con}} + \Delta R_d + \Delta R_{aislante} + \Delta R_{aire}$$

$$\Delta R_d = \frac{E_p}{K_{acero} + \Delta A_1}$$

$$\Delta R_{aislante} = \frac{E_{aislante}}{K_{aislante} + \Delta A_2}$$

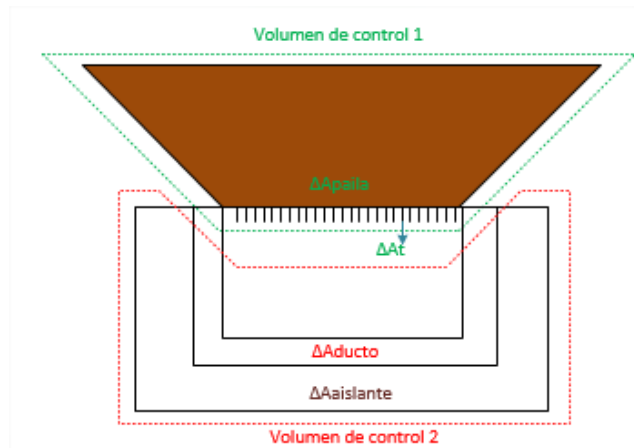
$$\Delta R_{conv} = \frac{1}{h_{conv} + \Delta A_1}$$

$$\Delta R_{rad} = \frac{1}{h_{rad} + \Delta A_1}$$

$$\Delta R_{aire} = \frac{1}{h_{aire} + \Delta A_3}$$

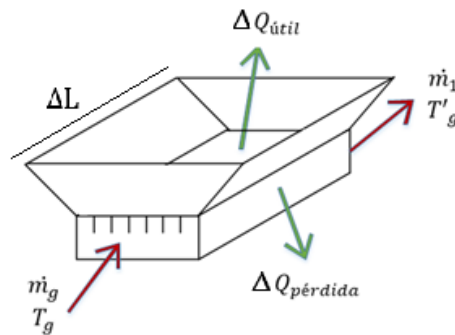
3.4.2. Pailas. El planteamiento para la paila está dividido en dos volúmenes de control tal como se observa en la figura 24, donde el volumen de control 1 correspondiente a la fracción del calor útil que es transferido de los gases al jugo de caña y el volumen de control 2 el cual contempla la región de la paila que transfiere el calor la atmósfera.

Figura 24. Volúmenes de control y áreas de ducto y paila



El segmento evaluado de la paila, considera un delta de longitud del total de la paila, en donde se evalúan las propiedades termodinámicas de los gases al inicio del elemento y se mantienen hasta el final, en donde al iniciar el siguiente elemento se vuelven a analizar dichas propiedades.

Figura 25. Modelado térmico de la paila



➤ **Planteamiento para el volumen de control 1:**

En este volumen de control 1 no se tiene en cuenta la resistencia térmica del material de la paila.

$$\varepsilon_{sup} = \frac{\tanh ml}{ml}$$

$$\Delta A_t = \Delta A * \varepsilon_{sup}$$

$$\Delta\dot{Q}_{conv-interna} = \Delta A_t * h_{conv-interna} * (T_g - T_{ebu})$$

$$\Delta\dot{Q}_{r-interna} = \frac{\Delta A_t [\varepsilon_r \varepsilon_m \varepsilon_g (T_g^4) - \alpha_g \varepsilon_r (T_g^4)]}{\varepsilon_m * \alpha_g + (\varepsilon_m + \alpha_g)}$$

$$\Delta\dot{Q}_{\acute{u}til} = \Delta\dot{Q}_{conv-interna} + \Delta\dot{Q}_{r-interna}$$

$$\Delta\dot{Q}_{\acute{u}til} = \dot{q}_{nucleada} * \Delta A_{paila}$$

➤ **Planteamiento para el volumen de control 2:**

En este volumen de control 2 no se tiene en cuenta la resistencia térmica del aire atmosférico:

$$\Delta R_{total} = \frac{\Delta R_{rad} * \Delta R_{con-externa}}{\Delta R_{rad} + \Delta R_{con-externa}} + \Delta R_d + \Delta R_{aislante}$$

$$\Delta R_d = \frac{E_p}{K_{acero} + \Delta A_{ducto}}$$

$$\Delta R_{aislante} = \frac{E_{aislante}}{K_{aislante} + \Delta A_{aislante}}$$

$$\Delta R_{conv-externa} = \frac{1}{h_{conv-externa} + \Delta A_{ducto}}$$

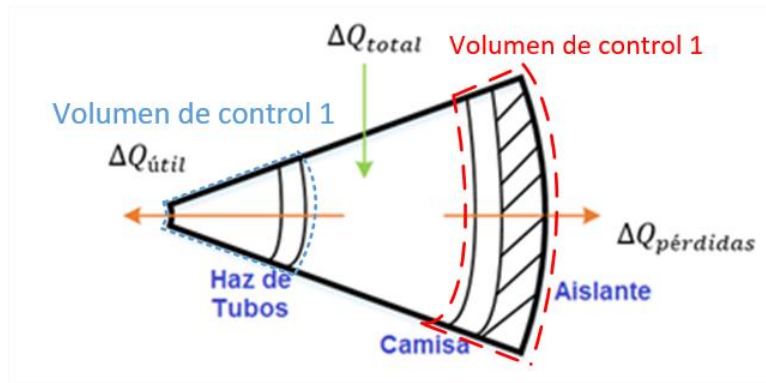
$$\Delta R_{rad} = \frac{1}{h_{rad} + \Delta A_{ducto}}$$

$$\Delta Q_{perdida} = \frac{T_{g1} - T_{amb}}{R_{total}}$$

3.5. PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO DEL PROCESO MEJORADO

El proceso mejorado cuenta con dos volúmenes de control, tal como se observa en la figura 26, el primero hace referencia al calor útil, es decir al calor que se transfiere del vapor de la caldera al jugo de caña, por medio del haz de tubos del intercambiador, y el segundo, tiene en cuenta el calor perdido que se transfiere desde la camisa del evaporador, pasando por el aislante, hacia el ambiente.

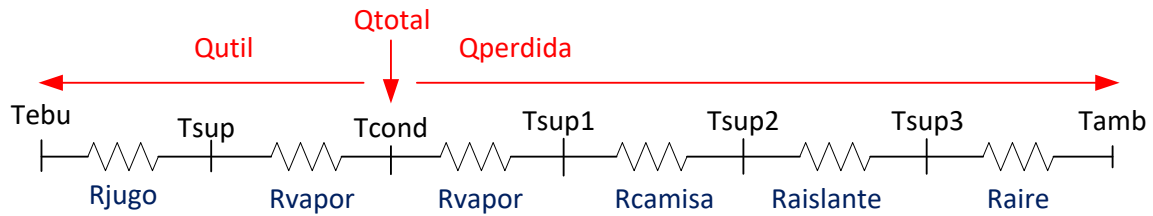
Figura 26. Balance de calores del evaporador visto radialmente



Ecuaciones	Descripción
$\Delta Q_{total} = \Delta Q_{\acute{u}til} + \Delta Q_{p\acute{e}rdida}$	Balance energético total
$\Delta Q_{p\acute{e}rdida} = \frac{T_{cond} + T_{amb}}{R_{total}}$	Perdida de calor entre el condensado y el ambiente
$\Delta Q_{p\acute{e}rdida} = \frac{T_{sup3} + T_{amb}}{\Delta R_3}$	Perdida de calor entre el aislante y
$\Delta \dot{Q}_{\acute{u}til} = \Delta A_{externa} * h_{conde} * [T_{cod} - T_{sup}]$	Calor transferido de condensado al haz de tubos
$\Delta \dot{Q}_{\acute{u}til} = \Delta A_{interna} * h_{jugo} * [T_{sup} - T_{ebu}]$	Calor transferido del haz de tubos al jugo de caña

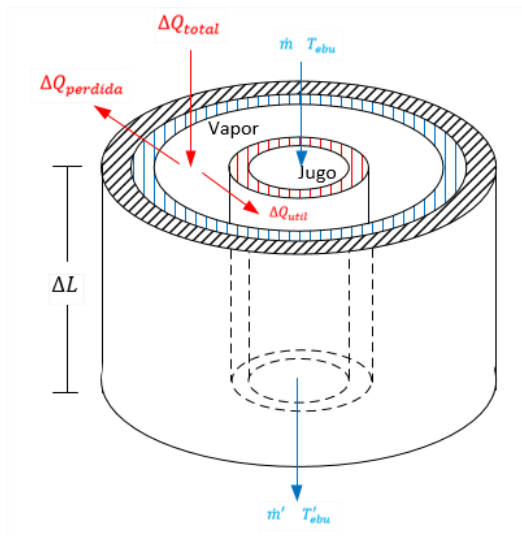
Al igual que el modelo de la paila, los tramos calculados son diferenciales de longitud, donde son ingresados inicialmente los datos geométricos del elemento completo y definidas condiciones iniciales del jugo, las cuales se mantienen constantes a lo largo del análisis de cada uno de los deltas, pero son recalculadas antes del análisis del tramo siguiente.

Figura 27. Diagrama de resistencia térmicas del evaporador



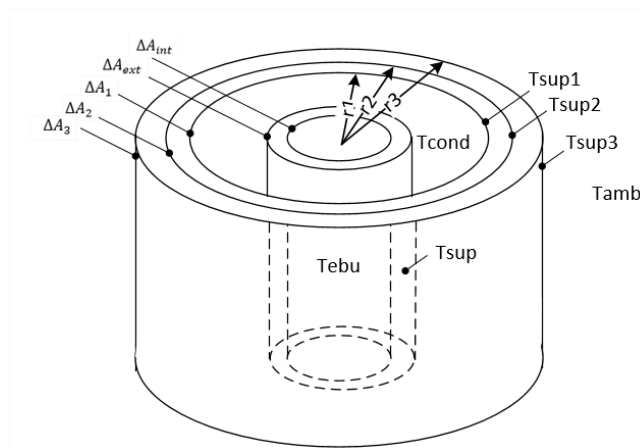
3.5.1. Volumen de control 1. No se tiene en cuenta la resistencia térmica propia del haz de tubos, esto debido a su complejidad, los deltas de calor útil se igualan tal que la temperatura de superficie (T_{sup}) resulte la misma. Tampoco se considera la resistencia térmica de los vapores generados al interior del haz de tubos.

Figura 28. Modelado térmico del evaporador



3.5.2. Volumen de control 2. Para el segundo volumen de control, se tienen en cuenta las resistencias térmicas generadas por la condensación en la camisa, la camisa, el aislante y el aire respectivamente. Así, se tienen las temperaturas de superficie de acuerdo a las áreas y radios que se muestran en la figura 29.

Figura 29. Referencia de áreas y temperaturas



$$\Delta R_1 = \frac{1}{\Delta A_1 * h_{condensación}}$$

$$\Delta R_3 = \frac{1}{\Delta A_3 * h_{aire}}$$

$$\Delta R_{camisa} = \frac{\ln(r_2/r_1)}{2\pi\Delta L * K_{acero}}$$

$$\Delta R_{aislante} = \frac{\ln(r_3/r_2)}{2\pi\Delta L * K_{aislante}}$$

$$\Delta R_{total} = \Delta R_1 + \Delta R_{camisa} + \Delta R_{aislante} + \Delta R_3$$

3.6. SOFTWARE DE CÁLCULO DE LOS PROCESOS DE PRODUCCIÓN

Con el objetivo de modelar el funcionamiento en estado estable del sistema tradicional de producción de panela y del proceso propuesto en el presente proyecto, se estructuran los diagramas de flujo para la programación mediante la herramienta de software Matlab®, con la cual se obtiene un programa de cálculo del consumo estimado de energía para cada sistema.

La programación se realiza de acuerdo a los diagramas de flujo planteados mediante las ecuaciones de los procedimientos de cálculo del ducto, pailas y proceso mejorado. Estos diagramas se encuentran en los anexos:

ANEXO B. Diagrama de flujo de programación del proceso tradicional para el ducto.

ANEXO B. Diagrama de flujo de programación del proceso tradicional para calor sensible

ANEXO B. Diagrama de flujo de programación del proceso tradicional para calor latente

ANEXO B. Diagrama de flujo de programación del proceso mejorado

➤ **Interfaz gráfica del programa**

La interfaz tiene como paneles de entradas los siguientes:

- Generalidades en prototipos
- Intercambiador de película
- Entrada procesos tradicionales

Y como paneles de salida:

- Proceso tradicional
- Proceso mejorado

Figura 30. Interfaz gráfica de Matlab® para el proceso tradicional y mejorado

– Cálculo intercambiador de película descentente [Ivan Caballero, Gustavo Palacio y Karen Acosta]

Generalidades en prototipos	Entrada proceso tradicional	Proceso tradicional	Proceso mejorado
<p>Flujo de jugo</p> <p>m1: 55 Kg/h</p> <p>X_entrada: 13 Brix</p> <p>X_salida: 68 Brix</p> <p>Ubicación</p> <p>Tamb: 25 C</p> <p>Aislante</p> <p>K: 0.1 w/(mk)</p> <p>Espesor: 2 cm</p> <p>Resolución del programa</p> <p>Iteraciones: 1000</p> <p>Error: 0.01</p> <p>Intercambiador de película</p> <p>Camisa</p> <p>Ds: 1.5 in</p> <p>Calibre: 18</p> <p>Presion: 40 psi</p> <p>Haz de tubos</p> <p>Do: 0.375 in</p> <p>Calibre: 1/16"</p> <p>NTT: 3</p> <p>L_eva: 4.3 m</p> <p>Adicionales</p> <p>Potencia: 4000 w</p> <p>Presion: 101.325 Kpa</p>	<p>Ductos</p> <p>Altura: 7 cm</p> <p>Ancho: 25 cm</p> <p>Espesor: 1.5 mm</p> <p>Longitud: 20 cm</p> <p>Diseño de pailas</p> <p>Geometria general</p> <p>Espesor: 5 mm</p> <p>Angulo: 70 °</p> <p>Pailas</p> <p>Longitud P1: 37.2 cm</p> <p>Longitud P2: 54 cm</p> <p>Longitud P3: 76 cm</p> <p>Aletas</p> <p>Numero: 15</p> <p>Altura: 25 mm</p> <p>Espesor: 5 mm</p> <p>Combustible</p> <p>M_gas: 15 Kg/h</p> <p>Tiempos en pailas</p> <p>T_p1: 26 min</p> <p>T_p2: 26 min</p> <p>T_p3: 8 min</p> <p>Ubicación</p> <p>Altura: 956 m</p>	<p>Funcion termodinamica</p> <p>Q_p1: 32262.9 w</p> <p>Q_p2: 32262.9 w</p> <p>Q_p3: 32082.8 w</p> <p>Qttotal: 96608.6 w</p> <p>Funcion transferencia</p> <p>ducto 1</p> <p>T1: 1706.15 k</p> <p>Qperdida: 710.194 w</p> <p>T2: 1698.58 k</p> <p>Paila 1</p> <p>Qperdida: 770.698 w</p> <p>Qutil: 31682.7 w</p> <p>ducto 2</p> <p>T3: 1416.72 k</p> <p>Qperdida: 677.018 w</p> <p>T4: 1410.57 k</p> <p>Paila 2</p> <p>Qperdida: 846.93 w</p> <p>Qutil: 32513.3 w</p> <p>T5: 1110.93 k</p> <p>Qperdida: 490.878 w</p> <p>T6: 1106.3 k</p> <p>Paila 3</p> <p>Qperdida: 795.871 w</p> <p>Qutil: 31652.8 w</p> <p>T7: 805.486 k</p>	<p>Funcion termodinamica</p> <p>Qsensible: 4458.95 w</p> <p>Qlatente: 27870.7 w</p> <p>Qttotal: 32329.6 w</p> <p>Funcion transferencia</p> <p>x_out: 36.0144 C</p> <p>m_out: 19.8154 kg</p> <p>Qutil: 22482.2 w</p> <p>Qperdido: 107.328 w</p> <p>Qttotal: 22589.5 w</p> <p>Proceso tradicional</p> <p>Funcion transferencia</p> <p>Qutil: 95848.8 w</p> <p>Qperdido: 4291.59 w</p> <p>Qttotal: 100140 w</p> <p>Eficiencia: 0.499973</p> <p>Ejecutar</p> <p>Proceso tradicional</p> <p>Proceso mejorado</p>

Cuenta con tres botones:

- **Ejecutar:** Da inicio al proceso iterativo propio el programa para dar los resultados mostrados en los paneles de salida.
- **Proceso tradicional:** Muestra más detalladamente que significa cada salida del programa para el proceso tradicional.
- **Proceso mejorado:** muestra el prototipo construido y sus condiciones de salida.

Figura 31. Esquema detallado del proceso tradicional

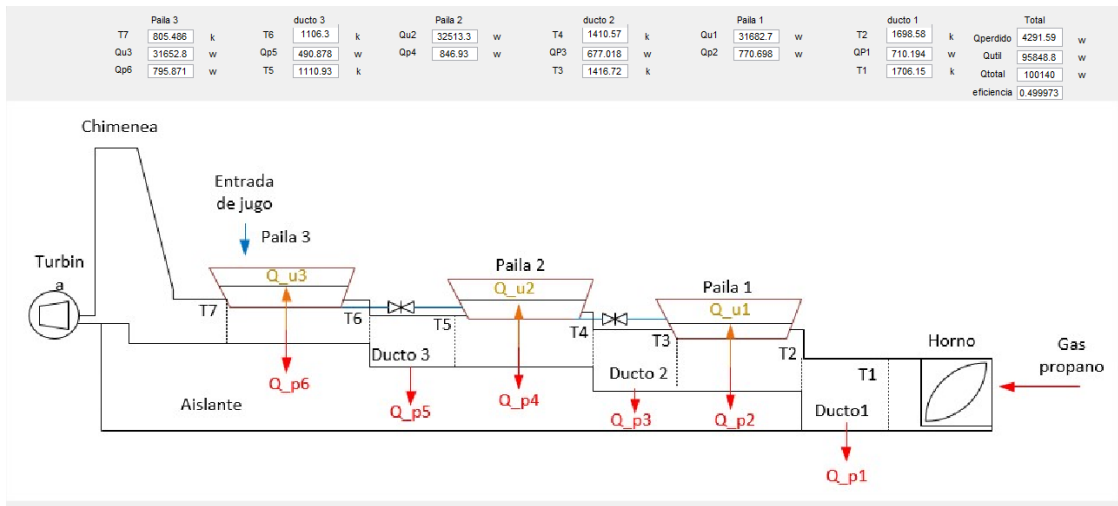
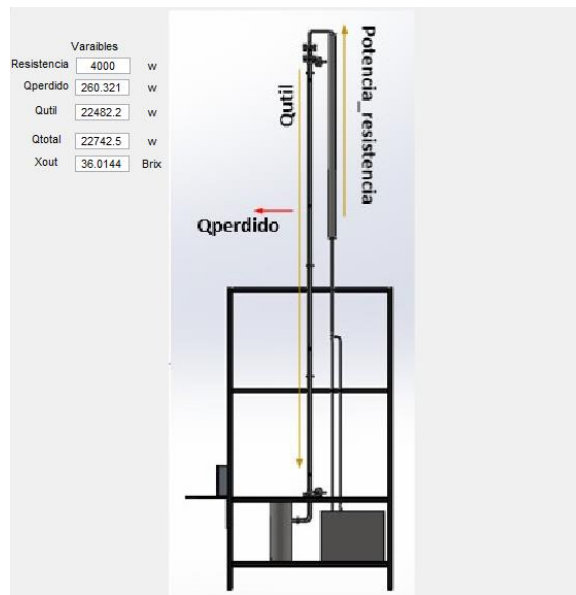


Figura 32. Esquema detallado del proceso mejorado

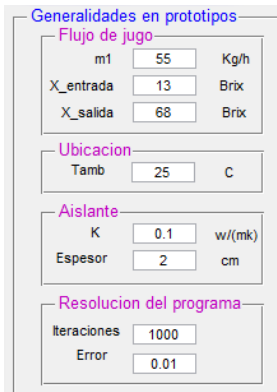


3.6.1. Paneles de entrada. A continuación, se describen los tres paneles que contienen cada una de los parámetros de entrada:

➤ **Generalidades de prototipos.**

Este panel tiene en cuenta los parámetros que comparten ambos procesos independientes de sus construcciones. Se divide en cuatro contenedores de acuerdo a diferentes tipos de variables:

Figura 33. Panel de entrada para ambos prototipos



Generalidades en prototipos		
Flujo de jugo		
m1	55	Kg/h
X_entrada	13	Brix
X_salida	68	Brix
Ubicacion		
Tamb	25	C
Aislante		
K	0.1	w/(mk)
Espesor	2	cm
Resolucion del programa		
Iteraciones	1000	
Error	0.01	

En este panel el contenedor flujo de jugo se especifica el flujo másico entrante del jugo (m_1), la concentración a la entrada de este ($X_{entrada}$) y la salida deseada de este (X_{salida}), el contenedor ubicación da la temperatura ambiente (T_{amb}), el del aislante da su conductividad térmica (K) y su espesor ($espesor$) y por último en el contenedor resolución del programa se especifica la cantidad de iteraciones para cada elemento del modelo matemático ($Iteraciones$) y el error admisible entre cada cálculo de estas tramas ($Error$).

➤ **Intercambiador de película descendente.**

Este panel contempla los aspectos geométricos del intercambiador de película descendente y condiciones adicionales que no son propias del evaporador en 3 contenedores: camisa, haz de tubos y adicionales.

Figura 34. Panel de entrada para el evaporador de película descendente

Intercambiador de película		
Camisa		
Diámetro (Ds)	1.5	in
Calibre	18	
Presión	40	psi
Haz de tubos		
Diámetro (Do)	0.375	in
Calibre	1/16"	
NTT	3	
L_eva	4.3	m
Adicionales		
Potencia	4000	w
Presión	101.325	Kpa

- **Camisa:** Especifica el diámetro exterior de la camisa del intercambiador (D_s), su respectivo calibre o espesor (*Calibre*) y la presión a la cual la caldera opera (*Presión*).
- **Haz de tubos:** Se refiere al diámetro de los tubos interiores del intercambiador (D_o), a su respectivo calibre (*Calibre*), al número total de tubos (*NTT*) y la longitud del evaporador (L_{eva}).
- **Adicionales:** Especifica si posee un precalentamiento mediante resistencias (*Potencia*); la existencia de un sistema generador de vacío que puede ser por compresor, bombas de vacío o un arreglo de efecto Venturi (*Presión*) tomando 101,325 [kPa] como la atmosférica e inferiores como vacío.

➤ **Entrada proceso tradicional.**

Este panel comprende todos los términos que definen a los ductos y pailas del proceso tradicional. Cuenta con 6 contenedores los cuales son ductos, diseño de pailas, aletas, combustible, tiempo en pailas y ubicación.

Figura 35. Panel de entrada para el proceso tradicional

Entrada proceso tradicional

Ductos

Altura	<input type="text" value="7"/>	cm
Ancho	<input type="text" value="25"/>	cm
Espesor	<input type="text" value="1.5"/>	mm
Longitud	<input type="text" value="20"/>	cm

Diseño de pailas

Geometría general

Espesor	<input type="text" value="5"/>	mm
Angulo	<input type="text" value="70"/>	°

Pailas

Longitud P1	<input type="text" value="37.2"/>	cm
Longitud P2	<input type="text" value="54"/>	cm
Longitud P3	<input type="text" value="76"/>	cm

Aletas

Numero	<input type="text" value="15"/>	
Altura	<input type="text" value="25"/>	mm
Espesor	<input type="text" value="5"/>	mm

Combustible

M_gas	<input type="text" value="15"/>	Kg/h
-------	---------------------------------	------

Tiempos en pailas

T_p1	<input type="text" value="26"/>	min
T_p2	<input type="text" value="26"/>	min
T_p3	<input type="text" value="8"/>	min

Ubicacion

Altura	<input type="text" value="956"/>	m
--------	----------------------------------	---

- **Ductos:** Define la altura (*altura*), el ancho (*ancho*) el espesor del material (*espesor*) y la longitud (*longitud*) de los ductos, tomando todos estos como iguales y genéricos para el sistema.
- **Diseño de pailas:** Especifica como geometría general para todas las pailas el espesor del material (*espesor*), y el ángulo de apertura de la paila (*ángulo*), la longitud de la paila 1, paila 2 y paila 3 está dada por (*longitud p₁*), (*longitud p₂*) y (*longitud p₃*) respectivamente.
- **Aletas:** Dice la cantidad de numero de aletas para las pailas (*Numero*), la altura de la aleta (*Altura*) y el espesor de la aleta (*espesor*).

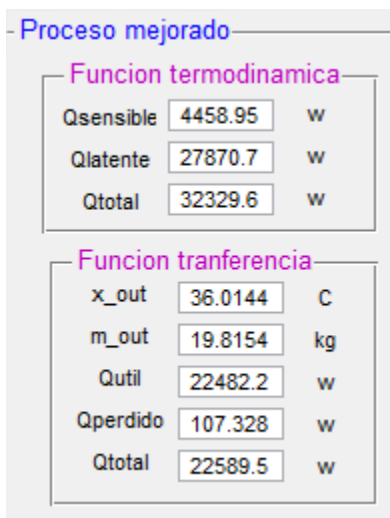
- **Combustible:** Se define la cantidad de gas propano quemado por hora tal que se garantice una eficiencia de combustión del 50% (M_{gas}).
- **Tiempo en pailas:** Se da el tiempo de estadía del jugo para la paila 1, paila 2 y paila3 con (T_{p1}) , (T_{p2}) y (T_{p3}) respectivamente.
- **Ubicación:** define la altura sitio respecto al nivel del mar ($Altura$) para definir la presión atmosférica.

3.6.2. Paneles de salida. Los paneles de salida contienen los resultados de los parámetros calculados. Se describen a continuación:

➤ **Proceso mejorado.**

Este panel cuenta con dos contenedores: función de termodinámica y función transferencia:

Figura 36. Panel de salida para el evaporador de película descendente



- **Función termodinámica:** Calcula el sensible ($Q_{sensible}$), el calor latente ($Q_{latente}$) y el calor total (Q_{total}) que el evaporador debe garantizar para lograr

concentrar el jugo con el flujo másico especificado, la concentración inicial y la concentración final, sin tener en cuenta sistemas exteriores como resistencia y generadores de vacío.

- **Función transferencia:** Obtiene los resultados de la transferencia de calor, en este caso si puede contemplarse sistemas exteriores, esta función entrega la concentración final calculada (X_{out}), la cantidad de concentrado obtenido por hora (M_{out}), el calor útil del evaporador (Q_{util}), el calor perdido ($Q_{perdido}$) y el calor total (Q_{total}).

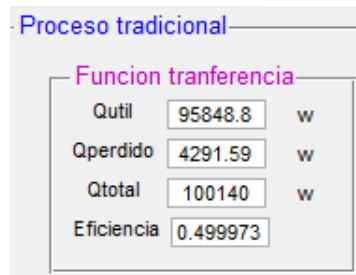
➤ **Proceso tradicional.**

Este panel, al igual que el anterior, cuenta con dos contenedores: función de termodinámica y función transferencia, con mayor cantidad de parámetros.

Figura 37. Panel de salida para el proceso tradicional

Proceso tradicional		
Funcion termodinamica		
Q_p1	32262.9	w
Q_p2	32262.9	w
Q_p3	32082.8	w
Qttotal	96608.6	w
Funcion tranferencia		
ducto 1		
T1	1706.15	k
Qp1	710.194	w
T2	1698.58	k
Paila 1		
Qp2	770.698	w
Qu1	31682.7	w
ducto 2		
T3	1416.72	k
Qp3	677.018	w
T4	1410.57	k
Paila 2		
Qp4	846.93	w
Qu2	32513.3	w
ducto 3		
T5	1110.93	k
Qp5	490.878	w
T6	1106.3	k
Paila 3		
Qp6	795.871	w
Qu3	31652.8	w
T7	805.486	k

Figura 38. Panel de salida para el proceso tradicional



- **Función termodinámica:** Calcula los calores de las pailas respecto al flujo másico de entrada y salida de cada una de ellas también a las concentraciones de entrada y salida además el tiempo de estadía en cada paila. Las pailas 1 y 2 son pailas latentes por lo cual (Q_{p1}) y (Q_{p2}) son calores latentes, para la paila 3 se tiene el calor sensible (Q_{p3}) y el calor total de todas (Q_{total}), todos estos calores son termodinámicos.

- **Función transferencia:** Obtiene los resultados de la transferencia de calor, para el ducto 1 con la temperatura de entrada del ducto 1 (T_1), su calor perdido (Q_{p1}) y su temperatura de salida (T_2), para la paila 1 se muestra el calor útil efectivo transferido al jugo (Q_{u1}) y el calor de pérdida (Q_{p2}), para el ducto 2 con la temperatura de entrada del ducto 2 (T_3), su calor perdido (Q_{p3}) y su temperatura de salida (T_4), para la paila 2 se muestra el calor útil (Q_{u2}) y el calor perdida (Q_{p4}), para el ducto 3 con la temperatura de entrada del ducto3 (T_5), su calor perdido (Q_{p5}) y su temperatura de salida (T_6), para la paila 3 se muestra el calor útil (Q_{u3}), el calor perdida (Q_{p6}) y la temperatura de salida de la paila 3 (T_7).

Además, la función de transferencia da lo totales de los calores útiles en las pailas (Q_{util}), el total de los perdidos ($Q_{perdido}$), el total del calor utilizado (Q_{total}) y la eficiencia de la combustión ($Eficiencia$).

4. DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DEL PROTOTIPO DE PRODUCCIÓN MEJORADO

4.1. REQUERIMIENTOS Y ESPECIFICACIONES DEL SISTEMA

Los requerimientos y especificaciones para el prototipo mejorado se muestran en la figura 39.

Figura 39. Requerimientos y especificaciones del sistema.

Requerimientos

- Evaporar un flujo entrante de jugo de caña de 55 [kg/h].
- Aumentar la concentración de 13 a 68 brix.
- Buen sistema de filtrado para garantizar la limpieza del producto.
- Adecuado consumo de energía.
- Fácil mantenimiento y reparación.
- Alta seguridad de operación del sistema.

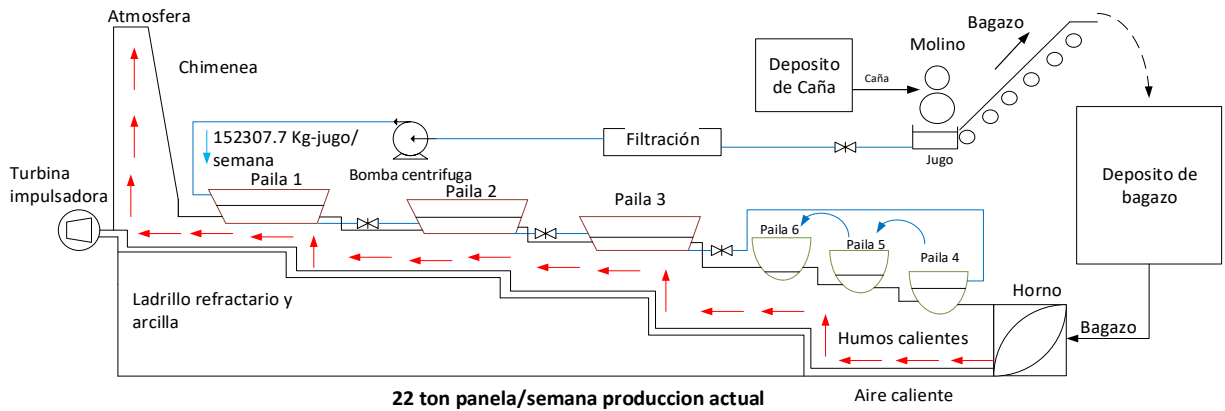
Especificaciones

- Diseño bajo norma TEMA.
- Material de acero inoxidable.
- Fácil manejo y montaje.
- Piezas estandares y comerciales.
- Costo asequible.

4.2. DISEÑO CONCEPTUAL DEL PROTOTIPO DE PRODUCCIÓN MEJORADO

Como etapa previa al proceso de diseño conceptual del prototipo mejorado, se tienen en cuenta, de manera global, los sistemas que componen el proceso de producción tradicional de panela, con el fin de identificar los elementos que permitan llevar a cabo el objetivo de cada sistema del proceso tradicional, en el proceso mejorado. En la figura 40 se observa, por ejemplo, un sistema de bombeo, de filtrado, etapas de evaporación y pailas de precalentamiento, que son algunos de los sistemas que componen el proceso tradicional. A continuación, se muestra un comparativo entre los procesos según la etapa y que componente le corresponde respectivamente.

Figura 40. Ejemplo de producción tradicional de panela



Fuente: Empresa Panela la Dulcesita S.A.

Componentes de un sistema de evaporación fílmico de película descendente:

En la industria los sistemas de evaporación fílmicos se componen por:

- Un tanque de alimentación.
- Un pre calentador por lo general usando el vapor.
- El evaporador fílmico donde se concentra el jugo.
- Un separador para el vapor generado en el proceso de concentración.
- Un condensador con el fin de obtener agua para demás procesos u otros usos.

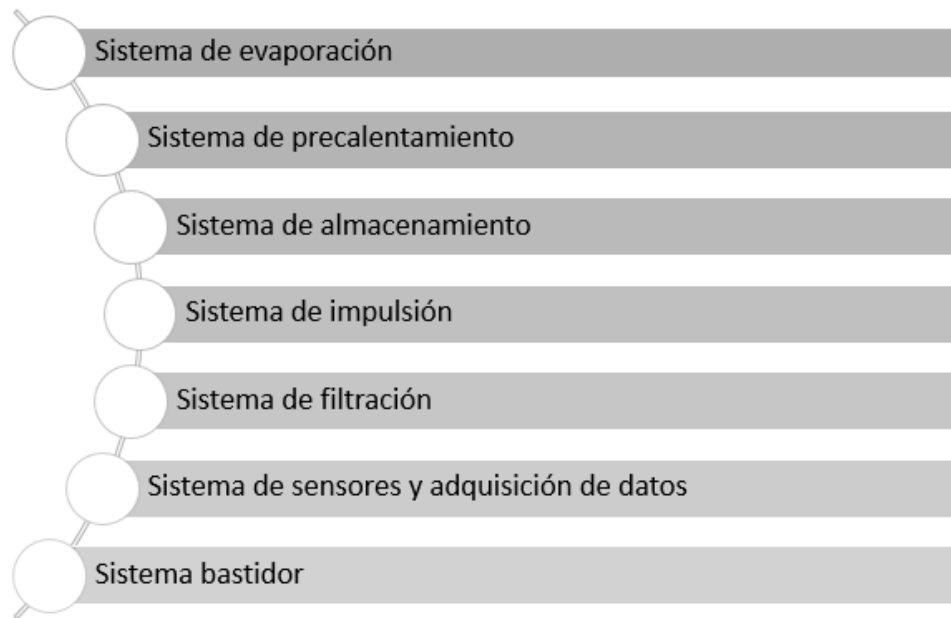
Tabla 2. Tabla comparativa de los componentes para ambos procesos

TABLA COMPARATIVA		
SISTEMA	PROCESO TRADICIONAL	PROCESO MEJORADO

Evaporación	Se lleva a cabo en una paila	Se realiza en evaporador de película descendente
Pre calentamiento	Se lleva a cabo en una paila	Se hace por medio de resistencias eléctricas
Almacenamiento	Se lleva a cabo en una paila	Se lleva a cabo en un tanque de acero inoxidable
Impulsión	Se realiza por medio de bombas centrífugas	Se realiza por medio de bombas centrífugas
Filtración	Se realiza por medio de mallas	Se realiza por medio de mallas
Bastidor	Las pailas se ubican sobre ladrillos refractarios	El evaporador es sostenido por una estructura de acero

Teniendo los anteriores componentes y el proceso de producción tradicional se definen los siguientes sistemas para el prototipo de producción mejorado en la figura 41.

Figura 41. Sistemas para el prototipo de producción mejorado



A continuación, se describen y especifican cada sistema:

4.2.1. Sistema de evaporación. El sistema de evaporación tiene como objetivo suministrar el calor latente necesario para cumplir con la concentración de jugo a la salida del evaporador.

Componentes del sistema de evaporación:

- **Cabezal superior:** da soporte físico al distribuidor, aísla el jugo del ambiente y permite su disposición antes de entrar al haz de tubos.
- **Distribuidor:** esta pieza permite controlar las fluctuaciones de la bomba garantizando un flujo más estable por medio de la formación de una columna de líquido en su interior.
- **Boquilla de entrada del jugo:** permite el ingreso del jugo proveniente del sistema de bombeo y pre-calentador, al evaporador.

- **Carcasa del evaporador:** soporta la presión de la caldera, y el peso del cabezal superior y el distribuidor.
- **Aislante:** limita las pérdidas de calor de la carcasa del evaporador a la atmósfera.
- **Haz de tubos:** son los tubos por donde pasa el jugo y donde se realiza la transferencia de calor.
- **Tubería de conexión del vapor:** permite la entrada y salida del vapor de la caldera al evaporador.
- **Trampa de vapor:** esta válvula evita pérdidas excesivas de vapor, permitiendo solo el paso de condensado de vapor.

4.2.2. Sistema de precalentamiento. Es utilizado para suministrar calor sensible al jugo con el fin de disminuir la longitud total del evaporador y facilitar el proceso de concentración, elevando la temperatura del jugo antes de entrar en éste.

Este sistema consiste en un suministro de energía necesario para elevar a una determinada temperatura el jugo o aproximada a la temperatura de ebullición del líquido. Este suministro de energía se puede realizar mediante un intercambiador de calor alimentado con vapor que sale del proceso de concentración o con otra fuente de energía como resistencias eléctricas.

Componentes del sistema de precalentamiento:

- Suministro de energía.
- Tubo de conexión del flujo, entre el sistema de bombeo y el evaporador.

- Aislante.

4.2.3. Sistema de almacenamiento. El sistema de almacenamiento corresponde a los tanques necesarios para almacenar el jugo en las distintas etapas del proceso; contruidos y diseñados con materiales apropiados para alimentos.

Componentes del sistema de almacenamiento:

- **Tanque de alimentación:** Suministra el líquido a la bomba para ser impulsado, se debe diseñar de acuerdo al caudal utilizado y a un tiempo mínimo de operación.
- **Tanque de salida:** Recibe el líquido concentrado.

4.2.4. Sistema de impulsión. Este sistema impulsa el jugo a través del sistema de evaporación.

Componentes del sistema de impulsión:

- **Bomba:** Impulsa el jugo a la altura necesaria. Debe cumplir con los requerimientos de caudal y presión.
- **Tubería:** Donde se transporta el jugo, debe tener en cuenta materiales adecuados para transporte de alimento.

4.2.5. Sistema de filtración. Para el proceso de evaporación, se necesita un jugo de caña libre de partículas como restos de hilachas de la caña y pequeñas piedras o arena, con el fin de evitar obstrucción en el distribuidor y que la película no se forme debidamente, para ello es necesario la utilización de filtros que recojan dichas partículas y garanticen la limpieza del jugo.

Componentes del sistema de filtración:

➤ **Mallas:** Deben ser de un material resistente a alta temperatura, considerando el caso de recirculación del jugo caliente, y se debe seleccionar el tamaño en micras de los orificios, que cumpla con los requerimientos.

➤ **Soporte de mallas:** Debe ser una estructura en un material apto para alimentos, ya que estará en contacto con el jugo y debe garantizar que la malla quede fija al tanque, para soportar el peso del jugo que pase por esta.

4.2.6. Sistema de sensores y adquisición de datos. Se debe diseñar un sistema de adquisición de datos, con sensores que garanticen un buen contacto, y además soporten las temperaturas del vapor.

Componentes del sistema de sensores y adquisición de datos:

➤ **Sensores de temperatura:** Deben ser resistentes a las altas temperaturas que se generan a lo largo del evaporador, lo suficientemente largos para hacer contacto al interior de la carcasa y a su vez sobresalir de esta, ya que será necesario aislar lo más posible los cables de señal y que estos a su vez lleguen todos a la parte inferior del evaporador.

➤ **Transductor:** Es necesario contar con un elemento que reciba la señal de los sensores y haga su equivalencia en unidades de temperatura, con el fin de mostrar estos datos en una interfaz gráfica para su posterior interpretación.

4.2.7. Sistema bastidor. El sistema bastidor es la estructura que sostiene los componentes del prototipo de producción mejorado. Las características especiales del bastidor deben ser:

- ✓ Peso medio para facilitar movilidad y transporte.
- ✓ Debe permitir una altura mínima para observación y mantenimiento de los tanques.

- ✓ Ser resistente al peso de los diferentes componentes.
- ✓ Debe permitir una disposición cómoda tanto de las personas, como de la materia prima, componentes y materiales a utilizar.

4.3. DISEÑO EN DETALLE Y SELECCIÓN DE COMPONENTES

El diseño y construcción del prototipo de producción mejorado, para la producción de panela, a escala 1:20, con un flujo entrante de jugo de caña ($55 \left[\frac{kg}{h} \right]$), los sistemas para cada una de las etapas y la selección de componentes, se realizaron bajo los siguientes parámetros:

4.3.1. Sistema de evaporación. El diseño del evaporador tiene en cuenta las siguientes condiciones:

- Formación de la película descendente
- Requerimientos térmicos para el evaporador
- Longitud mínima para asegurar la transferencia de calor al jugo.
- Norma para el dimensionamiento de las piezas del evaporador.

A continuación, se describe cada una de ellas:

- **Formación de la película descendente.** El evaporador de película descendente debe garantizar la formación de una película hidrodinámica del flujo de jugo de caña, a una baja concentración. El parámetro que controla la formación de la película dentro del haz de tubos es llamado gamma Γ , siendo este la relación entre el flujo másico a la entrada del evaporador y el perímetro de los tubos.

Ecuación:	Descripción
$\Gamma = \frac{\dot{m}}{p}$	\dot{m} Flujo másico del jugo [kg/s] p Perímetro de los tubos [m]

El gamma representa la viscosidad dinámica a la entrada del evaporador, tomando en cuenta la figura 30, se determinó el valor mínimo para el agua y se tomó como guía.

Figura 42. Valores mínimos de gamma Γ , para distintas soluciones.

Fluid	Temperature °C	Concentration w/w	Density kg m ⁻³	Viscosity mPa s	Surface tension mN m ⁻¹	Contact angle °	No. of runs	Minimum wetting rate kg m ⁻¹ s ⁻¹
Water	60		983.2	0.463	66.2	88	7	0.104 ± 0.005
Water	25		997.1	0.891	72.0	88	>10	0.104 ± 0.005
Glycerol/water	60	95%	1224	39	63.7	80	6	0.084 ± 0.005
Ethanol/water	25	30%	951.6	2.23	35.5	64.5	6	0.038 ± 0.004
CaCl ₂ /water	25	30%	1300	3.36	87.3	97.6	1	0.156 ± 0.005
CaCl ₂ /water	25	40%	1412	7.53	90.2	96.7	2	0.193 ± 0.005

Fuente: <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0960308506705545>

Con lo cual se tiene el valor mínimo para garantizar la película descendente.

$$\Gamma_{\text{minimo}} = 0.104 \frac{\text{kg}}{\text{m} * \text{s}}$$

Partiendo con esto se procede a realizar el diseño del distribuidor.

➤ **Calculo de gamma real de diseño**

El intercambiador de película descendente cuenta con un haz de tubos de 3 tubos, cuyo diámetro es de $\frac{3}{8}$ [in] y calibre 16.

Ecuación:	Descripción
$NTT = 3$	Numero de tubos totales
$D_{\text{tubos}} = 0.009525[m]$	Diámetro de tubos del haz de tubos
$t = 0.0015875[m]$	Espesor del calibre
$m_{in} = 0.01527[kg/s]$	Flujo másico a la entrada
$p = (D_{\text{tubos}} - 2 * t) * \pi$	Perímetro de un tubo

$\Gamma_{\text{real}} = \frac{m \cdot \ln}{p * NTT}$	Gamma real presente en el evaporador
$N_s = \frac{\Gamma_{\text{real}}}{\Gamma_{\text{minimo}}}$	Factor de seguridad entre el gamma de diseño y el mínimo

Con esto se obtiene una gama real de:

$$\Gamma_{\text{real}} = 0.25[\text{kg} * \text{s}^{-1} * \text{m}^{-1}]$$

$$N_s = 2.4$$

La selección de los diámetros y el arreglo, se tomó en base a garantizar la formación de la película en el evaporador; se toma como punto de partida los resultados obtenidos por *Morison y Tandon (2006)*⁶ para un gamma en una solución de azúcar al 50% y 20°C igual a $0.22 \text{ Kg m}^{-1} \text{ s}^{-1}$ se garantiza la formación de la película.

➤ **Selección del diámetro de la camisa del intercambiador:**

El distribuidor es diseñado bajo el diámetro inmediatamente menor comercial NPS al diámetro de la camisa del intercambiador, teniendo en cuenta el espesor de este tubo.

Ecuación:	Descripción
$D_s = D_{otl} + 2 * t$	Diámetro exterior de la camisa
$L_{tp} = 1.25 * D_{tubos}$	Distancia entre centros del haz de tubos
$D_{otl} = 1.1 * NTT^{0.5} * l_{tp} + D_{tubos}$	Diámetro interior de la camisa

Estas fórmulas son tomadas de la norma TEMA, por lo cual sus unidades de cálculo son las inglesas.

⁶ Morison, K.R. and Tandon, G., 2006, Minimum wetting rates for falling films on stainless steel, *Developments in Chemical Engineering and Minera processing*, 14(1/2): 153-162.

$$L_{tp} = 0.4688[in] = 0.01191 [m]$$

$$Do_{tl} = 1.268 [in] = 0.0322072 [m]$$

Cabe anotar que no existe un diámetro interior de esta medida para la camisa por lo cual se decide pasar a un diámetro exterior de 1.5 pulgadas y se procede a hacer el recalcu de Do_{tl}

$$D_s = 1.5[in] = 0.0381[m]$$

$$Do_{tl} = 1.375 [in] = 0.034925 [m]$$

➤ **Selección del diámetro del distribuidor**

El diámetro exterior del distribuidor Do_d es el anterior al D_s .

Figura 43. Diámetros nominales para tubería comercial

Nominal Pipe Size NPS [pulgadas]	Diámetro Nominal DN [mm]
1	25
1 1/4	32
1 1/2	40

Fuente: <http://www.valvias.com/equivalencia-diametro-valvula-dn-nps.php>

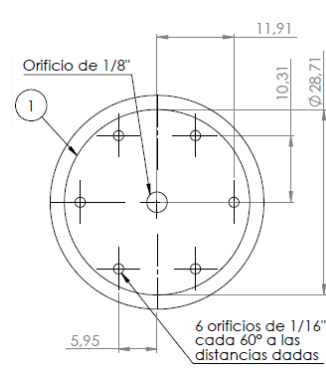
$$Do_d = 1.25 [in]$$

➤ **Selección de disposición de orificios.**

La disposición de los orificios es la forma geométrica en la cual se pondrán estos sobre el distribuidor. La disposición ideal es hexagonal, ya que asegura un máximo

aprovechamiento del espacio con el mínimo desperdicio, además de aumentar el número de puntos por donde pasa el flujo, pero debido a interferencias de tamaño con las medidas Do_d , Do_{tl} y t , correspondientes a: diámetro exterior del distribuidor y de la camisa del intercambiador y espesor estándar de toda la tubería de acero inoxidable, se tomó la decisión de emplear una distribución triangular, puesto que los cambios de estas medidas implican un sobre costo debido al aumento de diámetro D_s .

Figura 44. Disposición triangular de los orificios para el distribuidor.



➤ **Altura mínima sobre el distribuidor.**

El distribuidor es un vaso con ranuras que permite el paso de flujo de líquido de forma constante a pesar de la variabilidad de la bomba; se estableció un diseño triangular en base a el diámetro del haz de tubos $\frac{3}{8}$ [in] y a la selección de los orificios del distribuidor de $\frac{1}{16}$ [in] y $\frac{1}{8}$ [in].

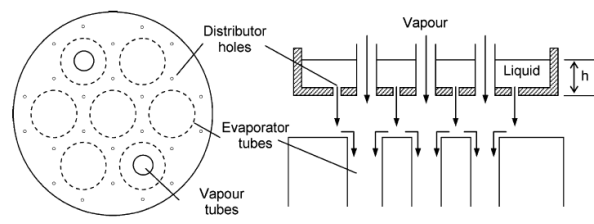
Ecuación:	Descripción
-----------	-------------

$d_1 = 0.003175 [m]$	Diámetro de broca de 1/8 [in]
$d_2 = 0.0015875 [m]$	Diámetro de broca de 1/16 [in]
$\dot{m}_{in} = Q_1 + Q_2$	Flujo de entrada
$Q_1 = \frac{V * d_1^2 * \pi i}{4}$	Caudal total de salida del hoyo central de 1/8 [in]
$Q_2 = \frac{6 * V * d_2^2 * \pi i}{4}$	Caudal total de salida de los hoyos secundarios de 1/16 [in]
$h_{minima} = \frac{V^2}{2 * g}$	Altura mínima para el distribuidor

Al realizar el cálculo se determinó que la altura mínima es de 3 centímetros⁷.

$$h_{minima} = 3[cm]$$

Figura 45. Altura mínima h



Fuente: <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0960308506705545>

- **Requerimientos térmicos para el evaporador.** El calor total del sistema es la suma del calor sensible y el calor latente del líquido. Para esto se usó el programa EES para el cálculo de las propiedades del agua y se usaron desviaciones para aproximar el comportamiento de esta como jugo de caña.

Procedimiento para el cálculo de la carga térmica:

Ecuación:	Descripción
-----------	-------------

⁷ Todas las medidas deben estar en el sistema internacional para el cálculo.

$\Delta T_{jugo} = 0.2209 * e^{(0.0557 * x_{in})}$	Desviación de la temperatura de jugo respecto a su concentración [k]
$T_{ebu} = T_{sat} + \Delta T_{jugo}$	Temperatura de ebullición del jugo [k]
$Cp_{jugo} = (4.1868 - 2.5121 * X_{in} * 10^{-2}) * 1000$	Capacidad calorífica a presión constante [j/kg - k]
$Q_{sensible} = Cp_{jugo} * \dot{m}_{in} * (T_{ebu} - T_{amb})$	Calor sensible [w]
$m_{out} = \frac{m_{in} * x_{in}}{x_{out}}$	Flujo a la salida del evaporador
$Q_{latente} = (h_g - h_f) * (m_{in} - m_{out})$	Calor latente [w]
$Q_{total} = Q_{sensible} + Q_{latente}$	Carga térmica total

Para más información ver **ANEXO C**:

$$Q_{sensible} = 4269[w]$$

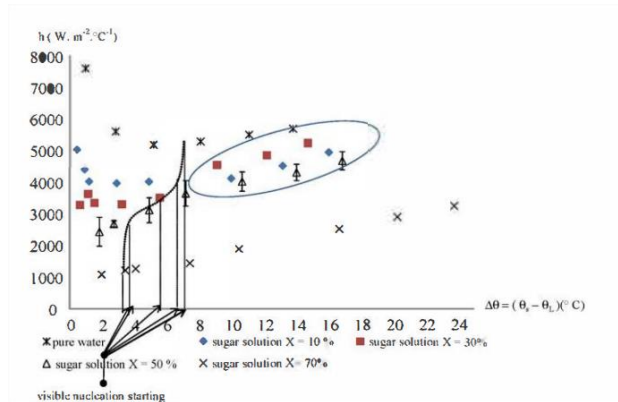
$$Q_{latente} = 27925[w]$$

$$Q_{total} = 32244[w]$$

- **Longitud mínima para asegurar la transferencia de calor al líquido.** Con el fin de garantizar tanto la condición de salida propuesta de **20 – 36 [Brix]** a un flujo de $55 \left[\frac{kg}{h} \right]$ y reducir la altura del evaporador, el diseño se hizo partiendo del hecho que, el calor sensible será dado por una resistencia eléctrica, puesto que en la industria normalmente $\frac{3}{4}$ de la longitud del evaporador, solo están para garantizar la carga sensible.

Este comportamiento se debe a que el coeficiente de transferencia de calor sensible se encuentra en un intervalo de 90 a 130 $\left(\frac{w}{m^2k} \right)$.

Figura 46. Coeficiente de calor latente de jugo de caña y agua a distintas concentraciones

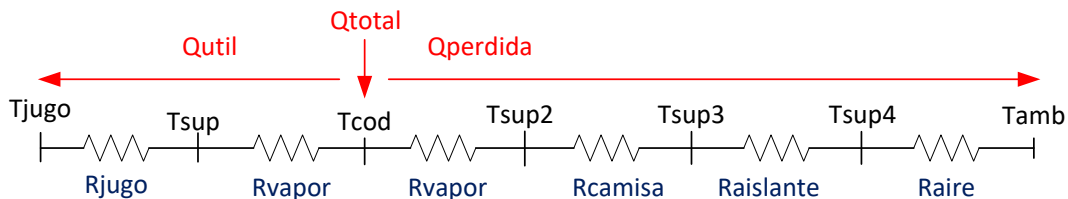


Fuente: <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0255270109000075>

Como se observa en la figura 46, el coeficiente latente está fuertemente relacionado con la diferencia de temperatura entre la superficie del tubo y el jugo y su concentración.

Por esta razón la longitud mínima solo tiene en cuenta la carga latente y para su cálculo se realizó el siguiente procedimiento:

Figura 47. Diagrama de resistencias térmicas del modelo matemático en el evaporador.



La figura 47 representa las resistencias térmicas de perfil del evaporador teniendo en cuenta el tubo del haz de tubos, por donde va el calor útil al jugo; también se considera el tubo de la camisa del evaporador y el aislante hasta la salida al ambiente, por donde se pierde una cantidad de calor procedente de la caldera. (Ver ANEXO C).

➤ **Calculo del calor perdido**

Ecuación:	Descripción
$Nr = 1000$	Numero de iteraciones
$\Delta error = 0.01$	Error permitido
$\Delta L = \frac{L}{Nr}$	Delta de longitud de evaporador
$\Delta Q_{perdida1} = \frac{T_{cod} - T_{amb}}{\Delta R_{perdidas}}$	Delta de calor perdido respecto a las resistencias térmicas totales.
$\Delta Q_{perdida2} = (T_{sup4} - T_{amb}) * h_{aire} * \Delta A_4$	Delta de calor respecto a aire
$Error = \sum Q_{perdida2} - \sum Q_{perdida1}$	Error entre ambos calores
$\Delta error > Error$	Comparación del error.
$Q_{perdida_{total}} = \sum_{i=1}^{Nr} \Delta Q_{perdida1}$	Calor total de pérdidas en el aislante

Al terminar con todos los tramos ΔL , se suman los $\Delta Q_{perdida}$ y se obtiene un $Q_{perdida_{total}}$.

➤ **Calculo del calor útil**

Como se observa en la figura 47, se hizo una simplificación del problema y no se tuvo en cuenta la resistencia de la camisa de haz de tubos, esto con el fin de reducir la complejidad del cálculo.

Ecuación:	Descripción
$\Delta A_{ext} = \pi * D_{tubos} * \Delta L$	Delta de área exterior de un tubo del haz de tubos [m^2]

$\Delta A_{in} = \pi * (D_{tubos} - 2 * t) * \Delta L$	Delta de área interior de un tubo del haz de tubos [m^2]
$\Delta Q_{util1} = \Delta A_{ext} * h_{vapor} * (T_{cod} - T_{sup(k)})$	Delta de calor útil perteneciente a la película de condensado [w]
$\Delta\theta_{ref} = 0.043 * x(i) + 4$	Diferencia teórica entre la ebullición nucleada y no nucleada [k]
$\Delta\theta_{real} = T_{sup} - T_{ebu}$	Diferencia real ente la superficie y el jugo [k]
$\theta_l = T_{ebu} - 273$	Temperatura de ebullición en centígrados
$\Phi = \frac{\Delta Q_{util1}}{\Delta A_{in}} * 1000$	Calor por unidad de área [$\frac{Kw}{m^2}$]

La ebullición al interior de los tubos confinados, puede darse de dos formas, la primera por ebullición no nucleada en la cual no se presentan burbujas en la superficie, esta condición se da siempre que se cumpla:

$$\Delta\theta_{ref} > \Delta\theta_{real}$$

Según:

$$h_{ebullicion\ no\ nucleada} = 33 * \Phi^{0.05} * x(i)^{-0.27} * \Gamma^{0.14} * \theta_L^{1.2}$$

$$h_{jugo} = h_{ebullicion\ no\ nucleada}$$

La segunda por ebullición nucleada, cuyo coeficiente de trasferencia está dado por la siguiente expresión:

$$h_{ebullicion\ nucleada} = 28.34 * \Phi^{0.34} * x(i)^{-0.53} * \Gamma^{0.2} * \theta_L^{1.24}$$

$$h_{jugo} = h_{ebullicion\ nucleada}$$

Entonces se tiene:

Ecuación:	Descripción
$\Delta Q_{util2} = h_{jugo} * \Delta A_{in} * (T_{sup} - T_{ebu})$	Delta de calor útil perteneciente al jugo.
$Error = \sum Q_{perdida2} - \sum Q_{perdida1}$	Error entre ambos calores.
$\Delta error > Error$	Comparación del error.
$Q_{util_total} = \sum_{i=1}^{Nr} \Delta Q_{util1}$	Calor total de pérdidas en el aislante.

Al terminar con todos los tramos ΔL , se suman los ΔQ_{util} y se obtiene un Q_{util_total} .

Partiendo del hecho que, se tendrán resistencias que suplirán 4000[w] debido a limitaciones de diseño –espacio y costos-, se obtuvieron los siguientes resultados:

$$Longitud\ mínima\ teórica = 4.62 [m]$$

$$Q_{util} = 28227 [w]$$

$$Q_{perdido} = 115 [w]$$

Figura 48. Cálculo del evaporador en Matlab® con 4.6 [m] de longitud.

Funcion tranferencia		
x_out	67.9822	C
m_out	10.4925	kg
Qutil	28227.4	w
Qperdido	115.316	w
Qtotal	28342.7	w

Por limitaciones de espacio, se decidió reducir la longitud mínima a 4.3 [m]. Al recalcular se obtuvieron los siguientes resultados:

$$Longitud\ mínima\ de\ construcción = 4.3 [m]$$

$$Q_{util} = 26924 [w]$$

$$Q_{perdida} = 107 [w]$$

Figura 49. Cálculo del evaporador en Matlab® con 4.3 [m] de longitud

Funcion tranferencia		
x_out	56.6954	C
m_out	12.5812	kg
Qutil	26924.6	w
Qperdido	107.328	w
Qtotal	27032	w

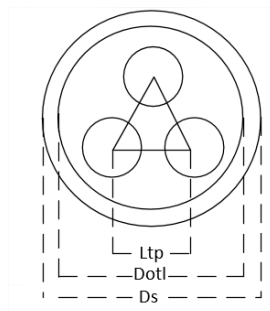
- **Norma para el dimensionamiento de las piezas del evaporador.** La norma Tema sección 6, evaporadores tipo C, para intercambiadores y recipientes a presión, donde no se tiene contacto directo con fuego y aplicaciones generales, en el apartado, selección de diámetros de la camisa exterior del intercambiador, en el diseño del distribuidor, se presentan los cálculos necesarios para determinar el diámetro de la camisa del intercambiador y la distancia recomendada entre los tubos del haz de tubo (ver apartado 5.3.1.1).

$$Ds = 1.5[in] = 0.0381 [m]$$

$$L_{tp} = 0.4688[in] = 0.011907[m]$$

$$NTT = 3$$

Figura 50. Disposición del haz de tubos.



$$t = \frac{1}{16} [in] = 0,001587 [m]$$

$$D_{otl} = 1.325 [in] = 0,033655 [m]$$

El material usado en el evaporador es acero inoxidable ASME 304 debido al manejo de alimentos. Debido a cuestiones de construcción, la soldadura para la estructura es necesaria hacerla de argón y para ello, es aconsejable usar un calibre no menor a 18, y por cuestiones de seguridad, se optó por emplear un calibre 16, como mínimo.

➤ **Espesor mínimo de la carcasa según norma.**

Aunque el espesor del tubo fue seleccionado por su soldabilidad, se debe asegurar que este resista la presión de trabajo del sistema de evaporación. Según la ASME, sección octava del manual para diseño de recipiente a presión.

Ecuación:	Descripción
$t_{minimo} = \frac{P * R}{S * E - 0.6 * P}$	P es la presión de trabajo [Pa] R el radio interno [mm] S el esfuerzo permisible [Pa]
$N_e = t/t_{minimo}$	Factor de seguridad entre espesor según la norma y el seleccionado.

$$t_{minima} = \frac{275790 [Pa] * 36.51 [mm]}{1,1E8 [Pa] * 0.8 - 0.6 * 275790 [Pa]}$$

$$t = 0.1146 [mm] = 0.0001146$$

$$N_e = 13.8$$

Teniendo en cuenta esto, la caldera a 40 [psi] se tiene un factor de seguridad mayor a 10.

4.3.2. Sistema de precalentamiento. Para el sistema de precalentamiento se realizaron los siguientes cálculos:

1. Se calcula la capacidad calorífica del jugo de caña de acuerdo una desviación respecto a la capacidad calorífica del agua.
2. Se calcula el $Q_{sensible}$ necesario para el prototipo.
3. Se selecciona el tipo de sistema a utilizar y sus componentes.

Ecuación:	Descripción
$C_p = (4,1868 - 2,5121 * 10^{-2} * X_{entrada}) * 1000^8$	C_p = Capacidad calorífica del jugo de caña [J/kg * K] $X_{entrada}$ = Grados Brix de entrada.
$Q_{sensible} = C_p * \dot{m} * \Delta T$	$\Delta T = T_{ebu} - T_{amb}$

Se obtiene el valor del calor necesario:

$$Q_{sensible} = 4270 [w]$$

Un intercambiador de calor alimentado con vapor es costoso y debido a la altura del evaporador, se puede tomar ventaja del largo de la tubería necesaria para llevar el jugo a la entrada, por consiguiente, se planteó ajustar unas resistencias eléctricas alrededor de dicha tubería para precalentar.

Se fabricaron entonces dos resistencias eléctricas longitudinales con las siguientes características para cada una:

- Potencia de 2000 [w].
- Longitud de 2 [m].
- Voltaje de 220 [v].

⁸ Modelación matemática de la transferencia de calor en un intercambiador de calor abierto para la producción de panela granulada. MADRID, Raúl; DELGADO, Luis y MARCELO, Daniel; [En línea]. <<http://static.udep.pe/files/ingenieria/intercambiadores/TRABAJO%2008%20-%20SPES%202014%20LODR.pdf>>

Con este diseño se obtienen 4000 [w] para transferir al jugo a lo largo del trayecto de 2 [m]. Así se obtiene un consumo de corriente de 20 [A]. La razón de este diseño es no superar la corriente permitida por el breaker de 20 [A]. Además de reducir costos, ya que, a más potencia mayor longitud, parámetro que aumenta el costo.

Figura 51. Prueba de las resistencias



Las resistencias se ajustan a la tubería con cable metálico resistente al calor y abrazaderas, se cubren con aislante cerámico el cual se sujeta con más cable y se protege con una camisa metálica remachada. Las resistencias son conectadas en paralelo a una conexión de 220 [v].

Figura 52. Sistema de precalentamiento con resistencias

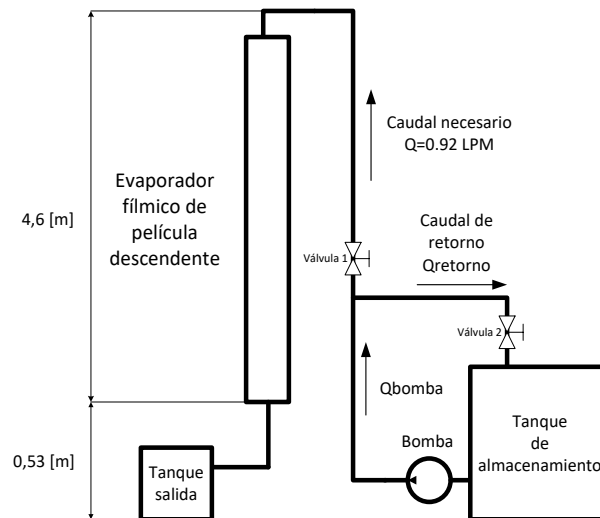


4.3.3. Sistema de impulsión. Los pasos para seleccionar la bomba de impulsión son los siguientes:

- ❖ Realizar un diagrama de presión, accesorios y cotas con distancias definidas, determinando las características del sistema de transporte.
- ❖ Definir parámetros de selección de la bomba.
- ❖ Realizar pruebas de funcionamiento.

La altura obtenida del evaporador es de 4,3 [m] y por diseño de la estructura se posiciona por medio de una brida desde una altura de 0,53 [cm] como se muestra en la figura.

Figura 53. Característica de transporte del fluido en el sistema.



Para obtener el caudal requerido, en caso de que el caudal de la bomba seleccionada no se adecue a la necesidad particular, se instalan dos válvulas, una para el paso antes del evaporador y otra en el retorno. Finalmente, se tiene en cuenta los siguientes parámetros en la selección de la bomba:

- Caudal $Q = 0,92$ [LPM]
- Altura $H = 5,13$ [m]

Bomba centrífuga.

Seleccionamos la bomba Marquez MKP60-1 la cual es aproximada a los requerimientos de transporte, sus características son:

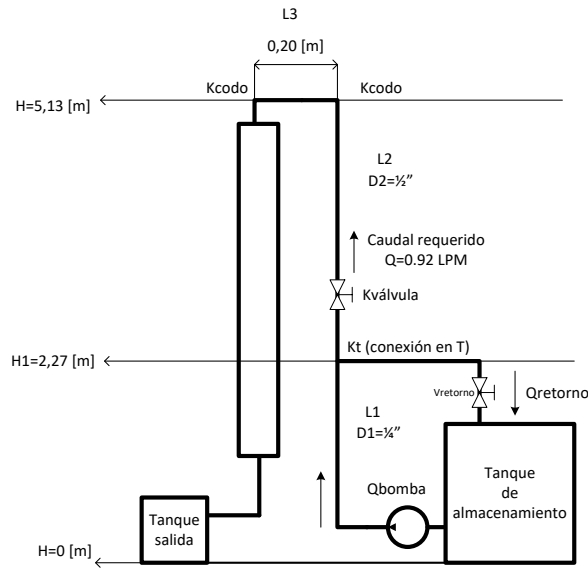
- Caudal máximo $Q_{max} = 36 [LPM]$
- Altura máxima $H_{max} = 36 [m]$
- Voltaje $110/220 [V]$
- Potencia $0,5 [HP]$
- Frecuencia $60 [Hz]$
- Velocidad $3400 [RPM]$

Figura 54. Bomba centrífuga



Si bien el caudal es mucho mayor al necesario, en las pruebas se logró un buen comportamiento con el juego de caña, y estrangulando el flujo con las válvulas se obtuvo el caudal necesario. A continuación, se realiza un cálculo de pérdidas del sistema:

Figura 55. Diagrama de alturas y características de transporte.



Para el cálculo de pérdidas y altura necesaria se tienen en cuenta tres tramos (L_1, L_2, L_3):

$K = 1$	Tramo 1: (Manguera neopreno) Pérdida de la entrada
$K = 60 * f_{T2}$ $K = 3 * f_{T2}$	Tramo 2: Pérdida por T Pérdida por válvula
$K = 2 * 30 * f_{T3}$	Tramo 3: Pérdidas por codos (2)

Para calcular las pérdidas por tramos se usan las siguientes ecuaciones cada una por tramos:

Ecuaciones	Descripción
$\Delta H = (r + m) * Q^2$	Ecuación de energía con caudal
$r = \frac{8 * f * L}{\pi^2 * D_1^5 * g}$	Coefficiente de resistencia del tramo
$m = \frac{8 * K_1}{\pi^2 * D^4 * g}$	Calculo del coeficiente de pérdidas por accesorios

$f = \frac{1,325}{\left(\ln\left(\frac{\epsilon}{D * 3,7} + \frac{5,74}{Re^{0,9}}\right)\right)^2}$	Ecuación de Swamme y Jain para flujo turbulento
$f_T = \left(\frac{1}{0,86} * \ln\left(\frac{\epsilon}{D * 3,7}\right)\right)^2$	Factor de fricción a total turbulencia
$Re = \frac{4 * Q}{\pi * D * \nu}$	Calculo del Reynolds donde: $\nu = \frac{\mu}{\rho_{jugo}}$

Para el tramo 1 se usa un caudal 36 [LPM] y para los tramos 2 y 3 un caudal de 0,92 [LPM]. Se calculan las alturas piezométricas con la ecuación:

$$H = \frac{P}{\gamma} + Z$$

Donde $\gamma = g * \rho_{jugo}$ y además se obtienen los siguientes resultados:

- $\Delta H_{perdidas} = \Delta H1 + \Delta H2 + \Delta H3 = 0,195 + 0,013 + 0,002 = 0,210 [m]$
- $H_o = 0,01 [m]$
- $H_1 = 2,42 [m]$
- $H_2 = 5,28 [m]$
- $H_3 = 5,282 [m]$

$$H_{bomba} = H_3 - H_o = 5,272 [m]$$

La altura requerida de bomba para el sistema es de 5,272 [m] y la altura máxima teórica de la bomba es de 36 [m], por lo que es suficiente para los requerimientos de transporte en el prototipo.

4.3.4. Sistema de almacenamiento. El sistema de almacenamiento se divide en dos tanques, uno de alimentación y otro de salida el cual recibe el líquido concentrado y el vapor.

❖ **Diseño tanque de alimentación:**

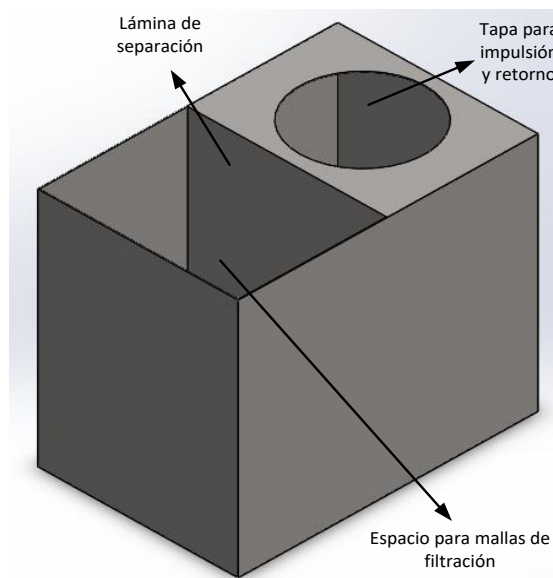
El tanque de alimentación debe contar con las siguientes características:

- ✓ Un volumen mínimo de 55 litros para un uso continuo en una hora.
- ✓ Arreglo para bomba sumergida o conexión a la bomba de impulsión.
- ✓ Altura mínima de protección para la bomba.
- ✓ Tubería de salida y de retorno para ajustar el caudal de la bomba.
- ✓ Arreglo para soportar un componente de filtrado antes de la bomba, separando el líquido filtrado del líquido sin filtrar.

Se propuso el tanque de la figura con las siguientes dimensiones:

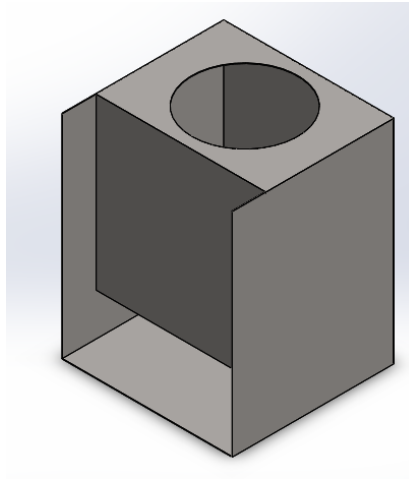
- Largo: 60 [cm].
- Ancho: 40 [cm].
- Alto: 50 [cm].

Figura 56. Tanque de alimentación



El tanque cuenta con una lámina que separa el líquido filtrado, la lámina tiene una luz desde el fondo de 15 [cm] tal cómo se muestra en la figura 57.

Figura 57. Vista en sección del tanque de alimentación



Para calcular el tiempo máximo en el que puede funcionar el sistema se realiza el siguiente proceso:

1. Se calcula el volumen del tanque.

$$V_{tanque} = ancho * largo * alto = \frac{40 * 60 * 50}{1000} = 120 [L]$$

2. Se calcula el volumen necesario para alcanzar el nivel de la bomba el cual está a una altura de 15 [cm].

$$V_{seguridad} = \frac{40 * 60 * 15}{1000} = 36 [L]$$

3. Se restan los volúmenes para obtener el volumen en el que va a operar el sistema.

$$V_{util} = V_{tanque} - V_{seguridad} = 120 - 36 = 84 [L]$$

4. Se obtiene el tiempo máximo en el que puede funcionar el sistema sin poner en riesgo la bomba.

$$t_{funcionamiento} = \frac{V}{Q} = \frac{84}{0,92} = 91 [min]$$

El sistema puede funcionar durante 91 minutos o aproximadamente una hora y media de forma continua, siendo adecuado para realizar las pruebas, ya que es necesario que el sistema se estabilice y por el tiempo en el que se hacen las pruebas.

❖ **Diseño del tanque de salida o separador:**

El tanque de salida recibe el líquido concentrado y el vapor. El tanque tiene una tubería de entrada soldada la cual tiene una férula para ajustarse con una brida tipo Clamp, que permite retirar el tanque con el producto obtenido de manera fácil. También se suelda en la base una tubería con una válvula para facilitar su vaciado. En el proceso de dimensionamiento del tanque se tiene en cuenta el tiempo de llenado, el cual debe ser superior al tiempo de las pruebas que es de **10 [min]**, para ello se realiza el siguiente cálculo de la altura contra tiempo:

$$H[m] = \frac{4 * Q[LPM] * 1000 * t[min]}{\pi * D[m]^2}$$

Se construye un tanque con las siguientes dimensiones:

- Diámetro $D = 0,20 [m]$
- Alto $H = 0,50 [m]$

Con dichas dimensiones se asegura un tiempo máximo de **17 [min]** lo cual es adecuado para la operación del sistema. La entrada del tanque está a **0,40 [m]**, se obtiene un tiempo de **14 [min]** a dicha altura. Sin embargo, el tanque tiene ensamblada una válvula para vaciarse según las condiciones de operación o facilitar su limpieza, junto con los accesorios anteriormente mencionados, como se muestra en la figura 58. El tanque posee una lámina donde choca el vapor y una salida más pequeña de $\frac{1}{2}$ " que está totalmente abierta cuando se trabaja a presión atmosférica o se ensambla a una manguera conectada a un vacuómetro y al compresor cuando

se trabaja despresurizando el sistema. También tiene un visor de nivel y una distancia marcada para medir el flujo del líquido con tiempos cronometrados

Figura 58. Tanque separador con visor y válvula



4.3.5. Sistema de filtración. Para la selección de los filtros se debe tener el tamaño de la malla de filtrado y que tipo de contaminantes puede retener, lo anterior se observa en la figura 61.

Figura 59. Tamaño de la malla

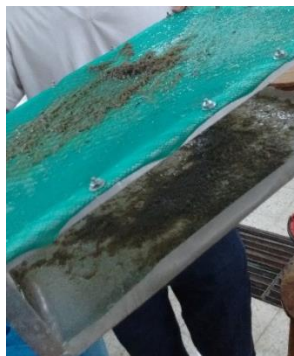
TAMAÑO (micras)	0,001	0,01	0,1	1,0	10	100
ELEMENTOS RETENIDOS		Sales minerales	Protelinas	Coloides	Pigmentos	Levadura
	Iones		Endotoxinas y prógenos	Bacterias		Arena
		Azúcares	Virus		Partículas de polvo fino	
	Moléculas		Humo de tabaco		Harina	
TECNOLOGÍA DE SEPARACIÓN	ÓSMOSIS INVERSA		ULTRAFILTRACIÓN		FILTRACIÓN DE PARTÍCULAS	
		NANOFILTRACIÓN	MICROFILTRACIÓN			

Fuente: <http://quimicadelagua.com/Imagenes/Filtracion.jpg>

Como tan sólo es necesario hacer una filtración previa de las partículas que contaminan el jugo, que son hilachas de caña, pequeñas piedras, arena y en algunos casos abejas, el requerimiento suficiente para el tamaño de estas mallas va de 10 a 100 micras; que es según la figura 59, el rango donde se lleva a cabo la filtración de partículas, inclusive de polvo fino, que es con el contaminante más pequeño que cuenta el jugo de caña.

Se optó por hacer dos niveles de filtración con el fin de evitar sobrecargar demasiado un filtro, por ello para el primer nivel de filtración se seleccionó un material plástico, de 50 orificios por pulgada cuadrada, para atrapar la suciedad de mayor tamaño, como piedras y caña sólida. El segundo nivel, de acero, cuenta con 3600 orificios por pulgada cuadrada y allí es donde se filtra la arena, y las partículas más pequeñas que flotan en el jugo de caña. En la figura 60 se puede observar el filtro retirado des pues de un uso.

Figura 60. Filtro de mallas



4.3.6. Sistema de sensores y adquisición de datos. Las termocuplas tipo K y J son los sensores de temperatura de uso industrial más comunes, económicas y fáciles de reemplazar que existen. Además son físicamente muy rígidas y cubren un amplio rango de temperaturas (-180 a 1370°C).

Figura 61. Termocupla tipo K



Fuente: <http://www.sloveniako.cl/wp-content/uploads/2016/04/Termocupla-Tipo-K-300x227.jpg>

La aplicación de la termocupla tipo K se enfoca a cuando es necesario censar en elementos muy delgados y en el interior de los mismos, es por ello que para el sistema evaporador, este fue el tipo de sensor que se seleccionó.

Una termocupla será ubicada a la salida de la resistencia de precalentamiento y hará contacto directo con el fluido de trabajo.

Las 4 termocuplas restantes serán ubicadas a lo largo del evaporador y están diseñadas para hacer contacto con la superficie del haz de tubos.

- **Selección instrumento de adquisición de datos.** El chasis NI cRIO-9075 es un transductor, de la National Instruments, ideal para procesar la débil señal de voltaje proveniente de las termocuplas y entregar un equivalente de esta en unidades de temperatura. La disponibilidad de este implemento en el lugar de trabajo, hizo que finalmente fuera seleccionado para realizar la adquisición de los datos de temperatura del sistema evaporador.

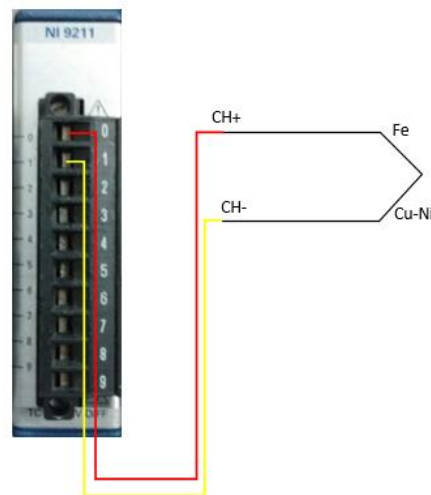
Figura 62. NI cRIO-9075



Fuente: <http://www.interempresas.net/FotosArtProductos/P65483.jpg>


Además de ello, la selección de los módulos, NI 9211 con los que trabaja este chasis, se debió también en gran parte a la disponibilidad y su funcionamiento, ya que es uno de los módulos diseñados para trabajar con termocuplas.

Figura 63. Conexión del módulo Ni 9211 con una termocupla



A continuación, Tabla 3, se muestra la conexión del módulo con una termocupla en general:

Tabla 3. Conexión de los puertos del módulo Ni 9211 con las termocuplas

Módulo	Terminal	Señal
	0	TC1+
	1	TC1-
	2	TC2+
	3	TC2-
	4	TC3+
	5	TC3-
	6	TC4+
	7	TC4-
	8	Sin conexión
	9	COM

Fue necesario emplear dos módulos para el total de sensores a utilizar, ya que en cada Ni 9211 sólo se pueden conectar 4 de ellos. La termocupla restante se conecta en un módulo adicional de la misma manera que se observa en la tabla 3 y en los puertos 0 y 1.

4.3.7. Sistema bastidor. El diseño del bastidor se realizó teniendo en cuenta:

- Dimensionamiento del bastidor.
- Carga a soportar.

❖ **Dimensionamiento del bastidor:**

El bastidor debe garantizar las siguientes características.

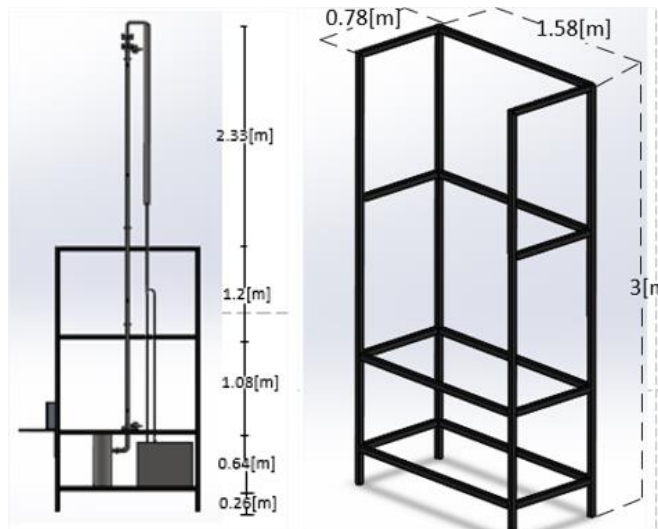
- Bajo costo de materiales y fácil construcción.
- Debe permitir acceso a las piezas montadas.

Figura 64. Sistemas ensamblados del prototipo en el bastidor.



El perfil comercial disponible en el mercado es de 6 metros, de hierro fundido con una dimensión de 4x4x0.2cm. La altura de una persona promedio es de 1.70 metros, y en base a esto se tomaron las siguientes medidas para su construcción.

Figura 65. Medidas generales del bastidor y evaporador

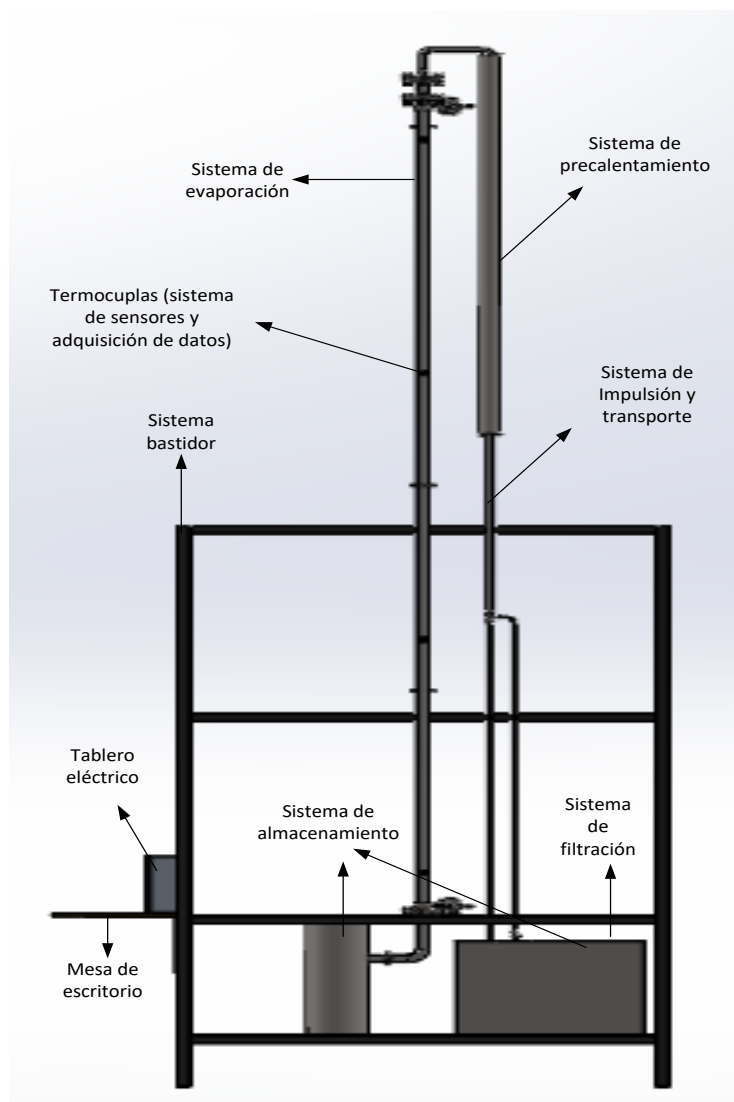


El evaporador se encuentra soportado por dos perfiles en L de hierro fundido a 0.9 metros de altura con espesor de 4 mm y un largo total igual a 0.78 metros

Puesto que el evaporador debe soportar el cabezal superior del distribuidor, la tubería de vapor de entrada y el conjunto de resistencias, se sujeta este mediante guayas y juntas de mariposas a 1.3 metros, 2.6 metros y 4 metros del evaporador, estos tirantes o guayas, se pueden observar en la figura 64.

4.3.8. Prototipo de producción mejorado. Se realizó un modelado virtual del prototipo en general tanto para diseño CAD como dimensionamiento y posicionamiento de componentes y materiales, como se muestra en la figura 66.

Figura 66. Modelado virtual del prototipo

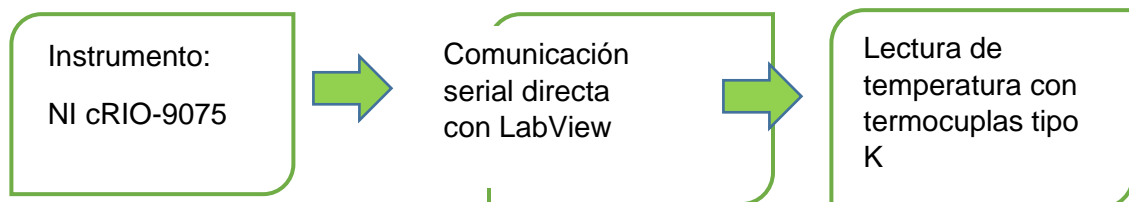


5. INTERFAZ DEL PROGRAMA PARA ADQUISICIÓN DE DATOS

Con el fin de visualizar los datos de las temperaturas en los puntos estratégicos a lo largo del intercambiador, es necesario emplear instrumentación que capte y traduzca estas señales de los sensores. El fin es obtener un histórico a través del tiempo del comportamiento de las temperaturas en cada punto. Para ello se creó una interfaz de adquisición de datos en LABVIEW. A continuación, se nombran los dispositivos de hardware que se utilizaron y una vista preliminar del software.

✓ **Adquisición de datos.**

La adquisición de los datos se hará con un NI cRIO-9075 y dos módulos NI 9211, allí irán conectadas las 5 termocuplas y este dispositivo recibirá las señales de los sensores, al tiempo que envía, dicha señal a la plataforma de LabView, en unidades de temperatura (°C).



✓ **Explicación de la interfaz.**

Se diseñó un módulo de visualización sencillo, donde el usuario puede ver en tiempo real la variación de la temperatura en cada punto de lectura (en cada termocupla a lo largo del cuerpo del intercambiador), a través del tiempo; además de observar individualmente y a través de termómetros la temperatura en cada uno.

Figura 67. Interfaz gráfica en LabView

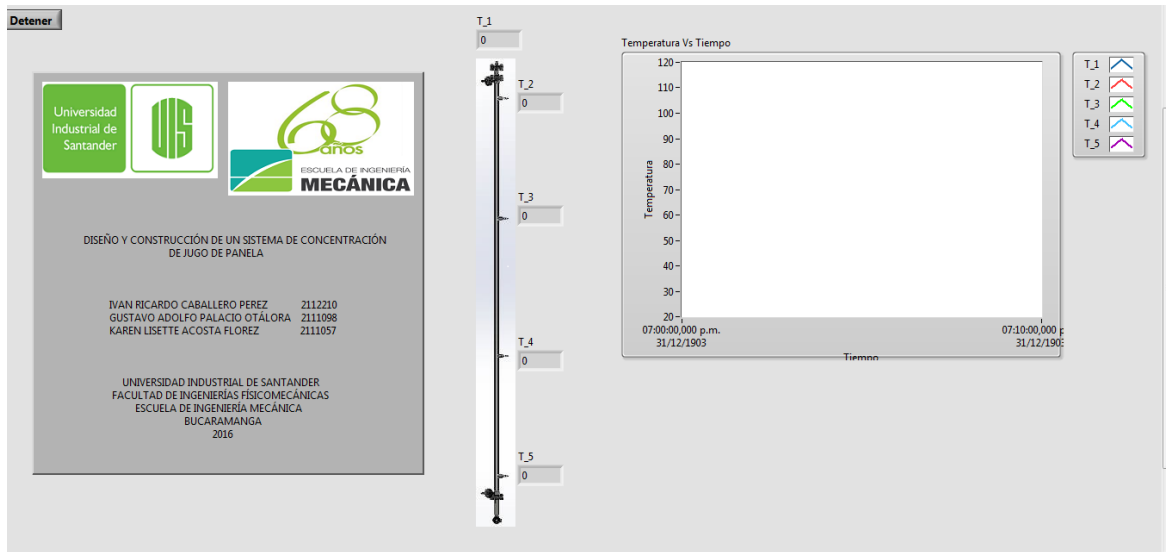
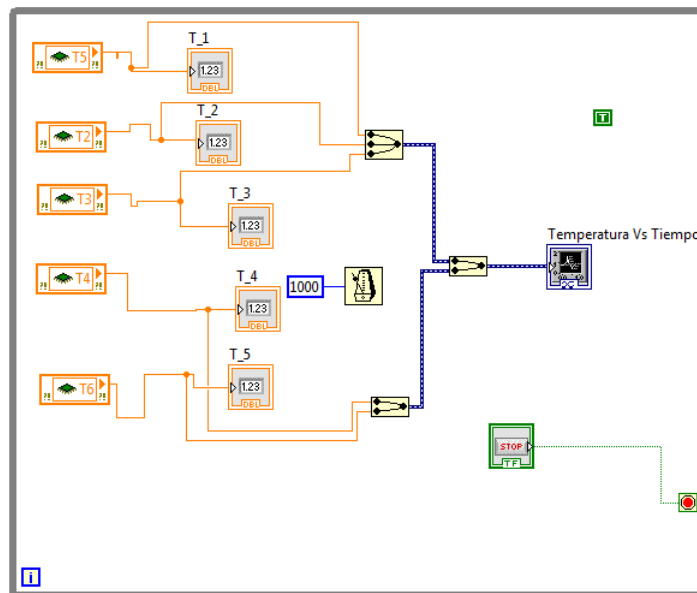


Figura 68. Panel de programación en LabView



La interfaz está diseñada de tal manera que adquiera un dato de temperatura por segundo.

6. PRUEBAS DE PRODUCCIÓN DEL PROTOTIPO MEJORADO Y ANÁLISIS DE RESULTADOS

Las pruebas de producción sobre el prototipo mejorado, se realizan con el fin de determinar las siguientes variables:

- **Tiempo** requerido para alcanzar el estado estacionario, es decir, el punto en el cual tanto la temperatura del fluido como la temperatura de la superficie externa del haz de tubos, alcanzan valores predeterminados y se mantienen constantes en el tiempo.
- **Datos de temperatura:** variación de la temperatura durante el desarrollo de la prueba, a lo largo y a la entrada del evaporador.
- **Concentración en grados *Brix*:** para las pruebas con jugo de caña, es necesario evaluar, como objetivo principal, la concentración de salida en grados *brix*, con el fin de verificar el comportamiento real del sistema evaporador y además corroborar los resultados obtenidos en la simulación.

Con el objeto de evaluar el comportamiento del sistema de evaporación en cuanto a presentación de fugas, correcta lectura de los sensores de temperatura, y la capacidad de evaporación, se realizó una prueba previa con agua como fluido de trabajo a presión atmosférica.

Además, se realizaron dos tipos de pruebas reales, de funcionamiento del sistema con jugo de caña, una presión atmosférica y otra a presión de vacío, para obtener muestras por cada una, y posteriormente evaluar sus concentraciones finales.

NOTA: El procedimiento y desarrollo de las pruebas se encuentra en el **ANEXO D**.

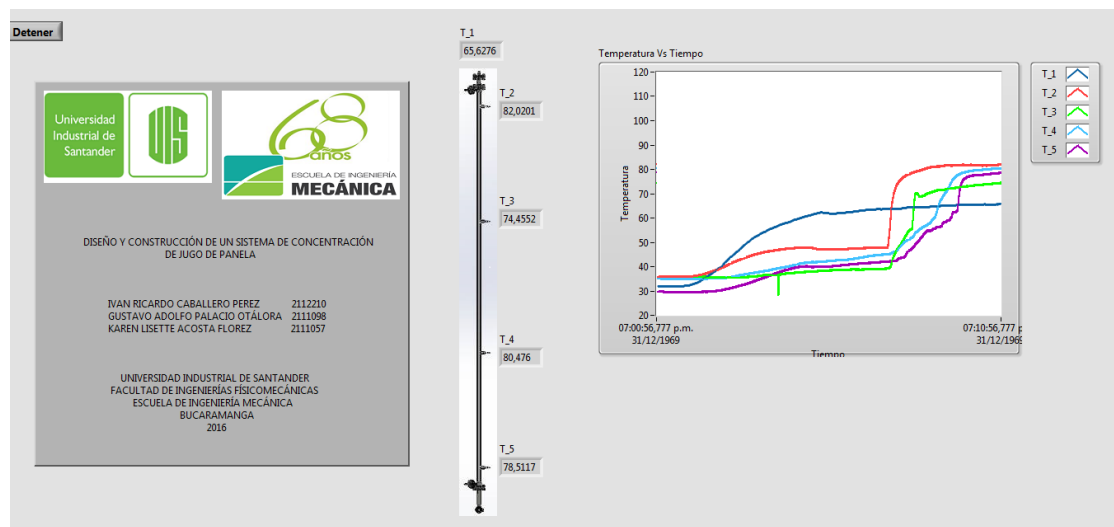
6.1. PRUEBA CON AGUA.

Como se observa en la figura 69, se realiza una prueba de 10 minutos y se obtienen los siguientes resultados:

Tabla 4. Tabla de resultados de la prueba con agua.

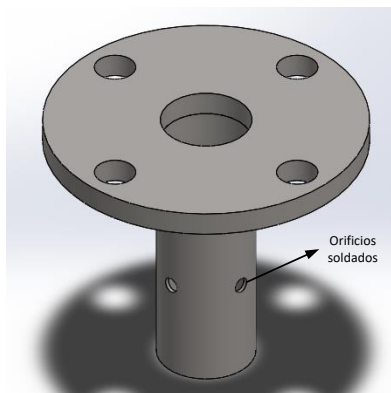
Presión: atmosférica	
PRUEBA CON AGUA	Resultados
Temperatura de entrada al evaporador [°C]	65
Temperatura a lo largo del evaporador [°C]	78,87
Tiempo de establecimiento [min]	8,5

Figura 69. Prueba con agua como fluido de trabajo.



Durante la prueba se presentaron fugas por los orificios que se encontraban en el tope del evaporador, ya que el agua salía a través de ellos cuando el vapor entraba al sistema, generando una turbulencia por la ebullición en dicho punto. Estos estaban dispuestos por diseño para liberar la presión de vapor del jugo, y debieron finalmente sellarse.

Figura 70. Orificios soldados para evitar la salida del jugo



6.2. PRUEBA CON JUGO DE CAÑA.

La tabla 5 muestra un resumen de la cantidad y tipo de pruebas que se realizaron al jugo de caña, además de los factores a evaluar en cada una de ellas:

Tabla 5. Tipo de muestras a realizar con jugo de caña.

PRUEBAS CON JUGO DE CAÑA		
Tipo de Prueba	Factores a evaluar	Cantidad de muestras
Presión atmosférica	Temperatura de entrada	2
	Temperatura en el evaporador	
	Tiempo de establecimiento	
	Concentración en <i>Brix</i>	
Presión de vacío	Temperatura de entrada	4
	Temperatura en el evaporador	

Tiempo de establecimiento
Concentración en <i>Brix</i>
Presión de vacío

Para cada prueba realizada se hace una toma antes de iniciar la prueba, para evaluar la concentración inicial del jugo y otras una vez establecido el estado estacionario. A continuación, se muestran los resultados de los dos tipos de pruebas realizadas:

6.2.1. Prueba a presión de vacío. En la figura 71 se observa el tiempo que es necesario para llegar al estado estacionario y se obtienen los siguientes resultados:

Tabla 6. Tabla resultados prueba con jugo de caña a presión de vacío.

Presión: 20 [<i>inHg</i>]	
PRUEBA CON JUGO DE CAÑA	Resultados
Temperatura de entrada al evaporador [°C]	64,16
Temperatura a lo largo del evaporador [°C]	84,27
Tiempo de establecimiento [min]	4,5

Figura 71. Inicio de la primera prueba con jugo de caña.

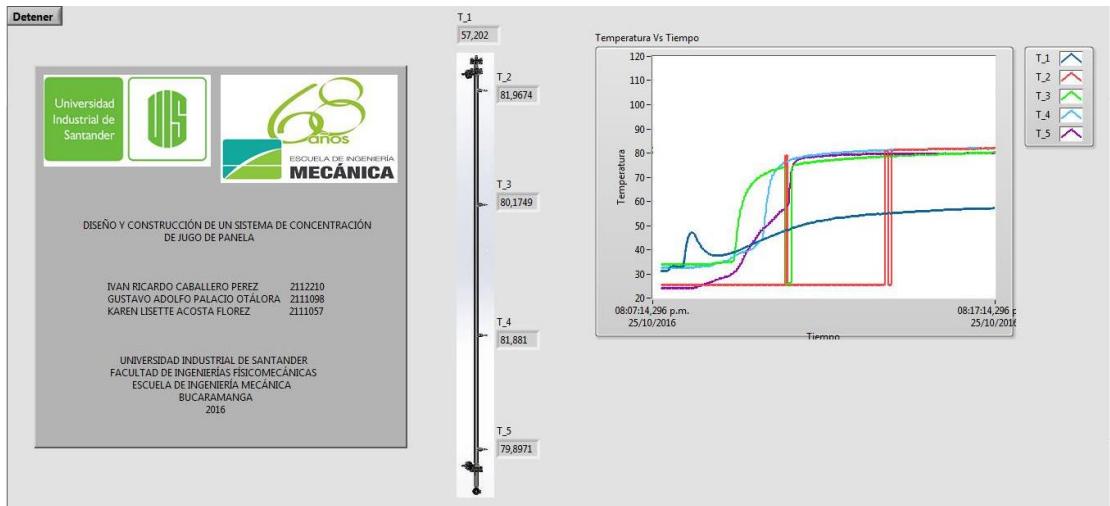
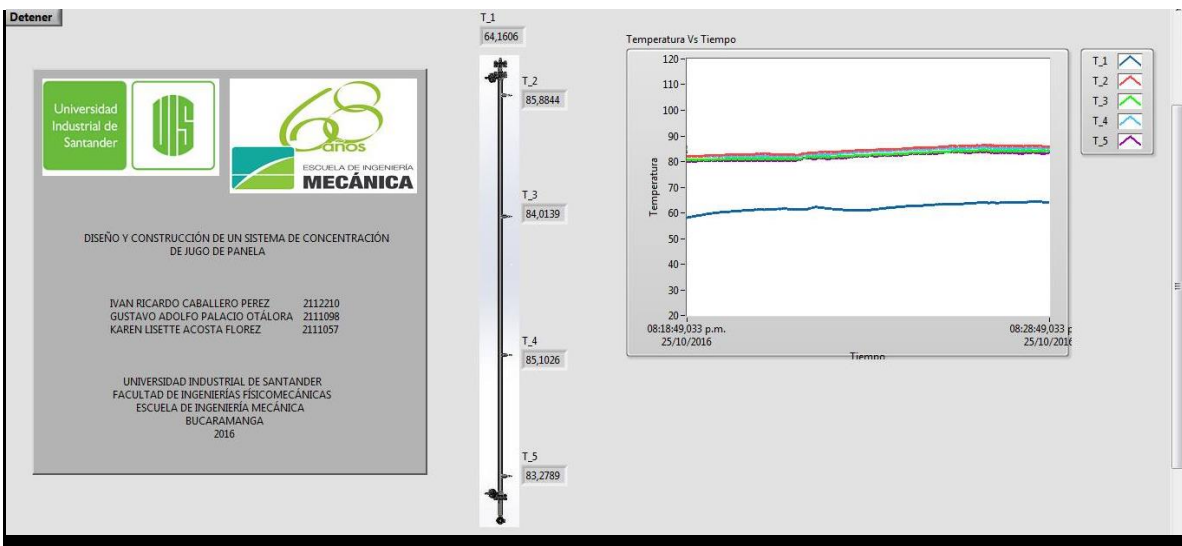


Figura 72. Estado estacionario prueba con jugo de caña a presión de vacío.



A partir de la prueba anterior, se toman las siguientes muestras, en determinados instantes:

Tabla 7. Momento toma de muestras en prueba con jugo de caña a presión de vacío

MUESTRA	MOMENTO DE TOMA
Muestra 1	Antes de la prueba

Muestra 2	Al alcanzar el estado estacionario
Muestra 3	2 minutos después de la muestra dos

Dentro de esta misma prueba se realizó una segunda toma de muestras, aprovechando jugo de caña almacenado y sellado, el cual no había sido usado para el desarrollo de otras pruebas. Esta prueba se desarrolló bajo las mismas condiciones de la toma anterior y tomaron tres muestras:

Tabla 8 Momento toma de muestras en segunda prueba con jugo de caña a presión de vacío

MUESTRA	MOMENTO DE TOMA
Muestra 6	Antes de la prueba
Muestra 7	Al alcanzar el estado estacionario
Muestra 8	2 minutos después de la muestra siete

6.2.2. Prueba a presión atmosférica. En la figura 73 se observa el tiempo que es necesario para llegar estado estacionario y se obtienen los siguientes resultados:

Figura 73. Estado estable de prueba con jugo de caña a presión atmosférica

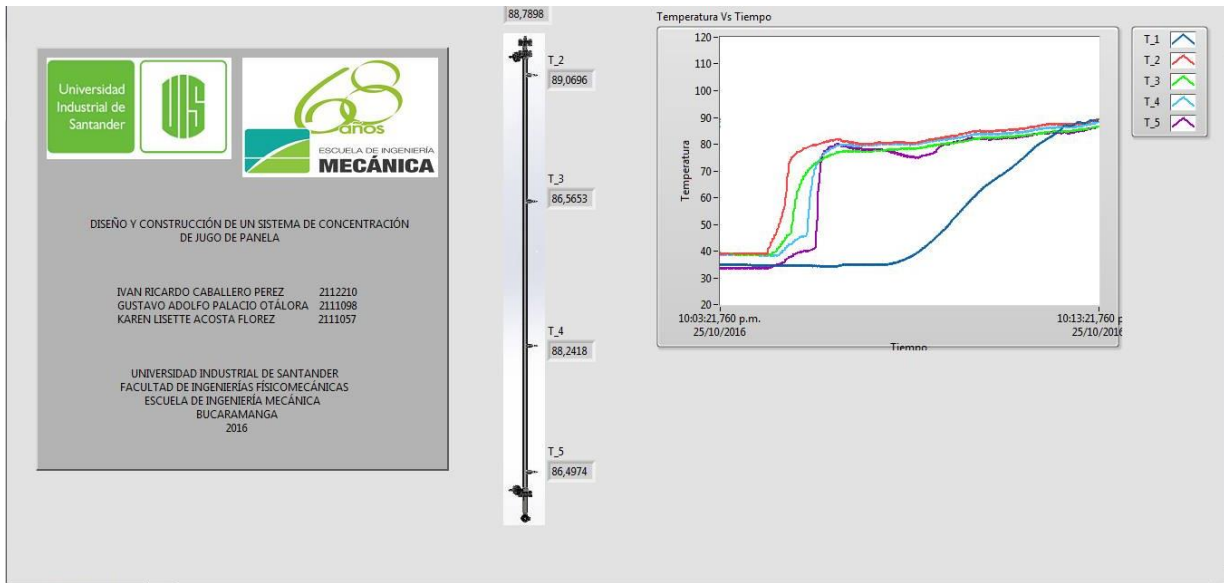


Tabla 9. Tabla resultados de la prueba con jugo de caña a presión atmosférica

Presión: atmosférica	
PRUEBA CON JUGO DE CAÑA	Resultados
Temperatura de entrada al evaporador [°C]	88
Temperatura a lo largo del evaporador [°C]	87,59
Tiempo de establecimiento [min]	9

A partir de la prueba, se toman las siguientes muestras, en determinados instantes, la muestra inicial para esta prueba es la misma muestra 1 de la prueba a presión de vacío:

Tabla 10. Momento toma de muestras para prueba con jugo de caña a presión atmosférica

MUESTRA	MOMENTO DE TOMA
---------	-----------------

Muestra 4	Al alcanzar el estado estacionario
Muestra 5	2 minutos después de la muestra cuatro

6.3. ANÁLISIS DE RESULTADOS DE LAS PRUEBAS

Para los resultados de las pruebas, se realizó un análisis de grados *Brix* a las 8 muestras anteriormente obtenidas. Dichos análisis fueron realizados por la escuela de Ingeniería Química de la UIS, en un Refractómetro Atago Abbe para sólidos y líquidos, (Ver **ANEXO F**).

Se comparan entonces los resultados con los obtenidos del modelo matemático del prototipo de producción mejorado y se obtiene los siguientes resultados:

Tabla 11. Resultados de grados *Brix* en las muestras.

Muestra	Grados [<i>Brix</i>]
Muestra 1	12,0
Muestra 2	19,6
Muestra 3	20,0
Muestra 4	23,2
Muestra 5	23,4
Muestra 6	16,0
Muestra 7	24,0
Muestra 8	24,2

Tabla 12. Tabla comparativa, resultados reales versus teóricos obtenidos en el modelo matemático para proceso mejorado

Muestra inicial [<i>Brix</i>]	Pruebas	Resultado real [<i>Brix</i>]	Resultado teórico [<i>Brix</i>]	Error porcentual
---------------------------------	---------	--------------------------------	-----------------------------------	------------------

12	Muestra 2	19,6	25,7	23,74%
	Muestra 3	20	25,7	22,18%
	Muestra 4	23,2	36	35,56%
	Muestra 5	23,4	36	35,00%
16	Muestra 7	24	48,2	50,21%
	Muestra 8	24,2	48,2	49,79%

Se estudian los resultados de las pruebas realizada con agua y jugo de caña con el objetivo de entender el funcionamiento de los sistemas en distintos escenarios, con esto se analizó lo siguiente:

- En todos los escenarios realizados se alcanzó el estado estacionario del sistema antes de los 10 minutos de operación.
- La prueba a presión atmosférica en el momento de la evaporación presenta un fenómeno que consiste en que la fuerza ejercida por los vapores vence la gravedad, impidiendo la correcta formación de la película generando burbujas de aire y líquido, lo que causaba las fugas por los orificios en el tope del evaporador.
- En la tabla 5 se pueden observar los errores porcentuales que se obtuvieron tras comparar los resultados de las pruebas, versus los datos teóricos de concentraciones obtenidos de modelo matemático del proceso mejorado. Los errores en las muestras 2 y 3 son los más bajos, por lo cual son tomados como referencia, para evaluar las causas del aumento de los errores en las demás muestras, debido a que las condiciones de esta prueba son las menos críticas y se asegura que generan el menor error posible en el sistema real.
- Al comparar los errores de las demás muestras, con las muestras 2 y 3, se puede observar un incremento considerable, aproximadamente del doble, con respecto a las muestras 7 y 8, esto debido a el error propio del modelo matemático y adicionalmente, se presume que al aumentar la potencia, el compresor, debido a

su pequeña capacidad, no es capaz de mantener la presión de vacío real en el evaporador, teniendo en cuenta que la medida de vacío es tomada en el tanque de salida, y no se tiene un dato del valor de esta a lo largo del evaporador. Con respecto a las muestras 4 y 5, a pesar de estar a la atmósfera, por el hecho de tener al máximo la potencia de precalentamiento, la cantidad de vapor generada genera una sobrepresión dentro del evaporador, que no es posible cuantificar y genera este aumento en el error.

7. COMPARACIÓN DEL COMPORTAMIENTO DE LOS SISTEMAS TRADICIONAL Y MEJORADO, BASADA EN LOS MODELOS ANÁLITICOS

Para el siguiente análisis comparativo se tendrán en cuenta los resultados obtenidos de los dos modelos matemáticos planteados anteriormente, que corresponden al proceso tradicional y mejorado de producción de panela. Esto con el objetivo de

obtener datos de consumo de energía, productividad y costos de cada uno. A continuación, se especifica cada análisis en detalle:

✓ **Análisis energético:** se busca obtener una relación entre los calores totales, útiles y de pérdidas del proceso tradicional respecto al mejorado, teniendo como referencia un valor de 68 [brix] como concentración de salida del jugo. Este análisis se hará en tres escenarios:

- Cálculo del consumo energético del proceso tradicional en [w], en comparación con el proceso mejorado.
- Cálculo de la variación de la concentración de salida del jugo con respecto a la variación de presión de vacío en el proceso mejorado.
- Cálculo de la variación de la longitud total del evaporador, con respecto a la disminución de la potencia de precalentamiento en el proceso mejorado.

✓ **Análisis de productividad:** se busca estimar el flujo másico de jugo de caña, necesario para el proceso mejorado, capaz de garantizar una concentración de salida de 68 [brix]. Empleando el mismo calor latente que requiere el proceso tradicional a un flujo en escala real de 1100 [kg/h] para garantizar esta concentración. Al final se halla la relación entre el flujo del proceso mejorado con respecto al tradicional y esto es considerado como la relación productividad.

✓ **Análisis de costos:** Se busca calcular el costo unitario por kilogramo de producto obtenido, con el fin de estimar cuál de los dos procesos tiene mayor rentabilidad.

7.1. ANÁLISIS ENERGÉTICO.

Para este análisis se definirán inicialmente el calor útil, calor de pérdidas y total, para el proceso tradicional, ya que estos, se tomarán como base para las relaciones que se calcularán en los tres escenarios planteados.

Las condiciones para el cálculo de los calores del proceso tradicional son las siguientes:

Tabla 13. Condiciones entrada proceso tradicional de producción de panela

55 [<i>kg/h</i>]	Flujo entrante de jugo de caña
13 [<i>brix</i>]	Concentración de entrada
68 [<i>brix</i>]	Concentración de salida
956 [<i>msnm</i>]	Altura de Bucaramanga
50%	Eficiencia de combustión
26 [<i>min</i>]	Tiempo de residencia en las pailas 1 y 2
8 [<i>min</i>]	Tiempo de residencia en la paila 3

Los resultados se presentan a continuación en la tabla 14:

Tabla 14. Consumo de energía para el proceso tradicional en [*w*]

PROCESO TRADICIONAL		
$Q_{\text{ÚTIL}}$ [<i>w</i>]	$Q_{\text{PÉRDIDA}}$ [<i>w</i>]	Q_{TOTAL} [<i>w</i>]
133602	4990.96	138593

7.1.1. Cálculo del consumo energético del proceso tradicional en [*w*], en comparación con el proceso mejorado. Las condiciones reales de diseño para el cálculo de los calores en el proceso mejorado son las siguientes: presión de 1 [*atm*], potencia suministrada por resistencia de 4000 [*w*] y las condiciones de geométricas del intercambiador construido.

Tabla 15. Consumo de energía para proceso mejorado en comparación con el tradicional.

PRUEBA 1	TABLA COMPARATIVA
-----------------	--------------------------

CALOR PROCESO MEJORADO			$R = \frac{\text{Calor proceso tradicional}}{\text{Calor proceso mejorado}}$		
$Q_{\text{ÚTIL}}$ [w]	$Q_{\text{PÉRDIDA}}$ [w]	Q_{TOTAL} [w]	$R_{\text{ÚTIL}}$	$R_{\text{PÉRDIDA}}$	R_{TOTAL}
22.482,2	107	22.589,5	5,943	46,5	6,13

Con las condiciones de diseño reales, el modelo matemático del proceso mejorado, predice una concentración de 36 [brix], es por ello que, para los siguientes escenarios de análisis estas condiciones serán modificadas, para asegurar una concentración de salida de 68 [brix] y que sea posible una comparación partiendo de una misma condición, en este caso, la concentración de salida del jugo.

7.1.2. Cálculo de la variación de la concentración de salida del jugo con respecto a la variación de presión de vacío en el proceso mejorado. A continuación, se simulará la disminución progresiva de la presión absoluta al interior de evaporador, con el objetivo de hallar una presión que garantice una concentración de **68 [brix]**, tal como se observa en la tabla 16. Las condiciones para el cálculo en el proceso mejorado son: longitud del evaporador de **4,3 [m]** y una potencia de **4000 [w]**.

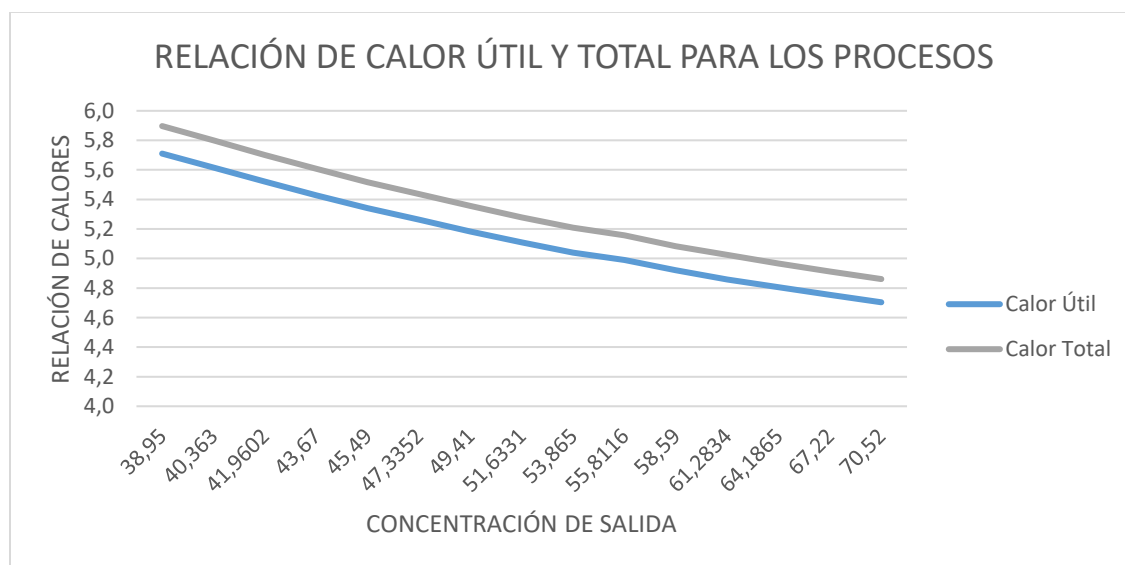
Tabla 16. Resultados variando la presión absoluta

Longitud	PRUEBA 2				TABLA COMPARATIVA		
4.3 [m]	PROCESO MEJORADO				$R = \frac{Q_{\text{tadicional}}}{Q_{\text{mejorado}}}$		
P [Kpa]	$Q_{\text{ÚTIL}}$	$Q_{\text{PÉRDIDA}}$	Q_{TOTAL}	X_{OUT}	$R_{\text{ÚTIL}}$	$R_{\text{PÉRDIDA}}$	R_{TOTAL}
99	23396,4	107,328	23503,7	38,95	5,710	46,502	5,897
98	23789,7	107,328	23897	40,363	5,616	46,502	5,800
97	24202	107,328	24309,3	41,9602	5,520	46,502	5,701
96	24610,8	107,328	24718,2	43,67	5,429	46,502	5,607
95	25011,3	107,328	25118,6	45,49	5,342	46,502	5,518
94	25385,5	107,328	25492,8	47,3352	5,263	46,502	5,437
93	25772,8	107,328	25880,1	49,41	5,184	46,502	5,355

92	26152,9	107,328	26260,2	51,6331	5,108	46,502	5,278
91	26503,6	107,328	26610,9	53,865	5,041	46,502	5,208
90	26772,4	107,328	26879,7	55,8116	4,990	46,502	5,156
89	27154	107,328	27261,3	58,59	4,920	46,502	5,084
88	27497	107,328	27586,3	61,2834	4,859	46,502	5,024
87	27798,7	107,328	27906,1	64,1865	4,806	46,502	4,966
86	28102,8	107,328	28210,1	67,22	4,754	46,502	4,913
85	28403	107,328	28510,3	70,52	4,704	46,502	4,861

Es decir, a una presión absoluta de 86 [Kpa], el proceso mejorado utilizaría 4,8 veces menos energía que el tradicional, teniendo en cuenta el calor total, asegurando un valor aproximado a 68 [brix].

Figura 74. Gráfico que compara la relación de los calores útil y total del proceso tradicional respecto al mejorado, para condiciones de vacío.



A partir el gráfico comparativo de la figura 74 se observa que a medida que aumenta el vacío se obtiene una mayor concentración de salida en [brix].

7.1.3. Cálculo de la variación de la longitud total del evaporador, con respecto a la disminución de la potencia de precalentamiento en el proceso mejorado.

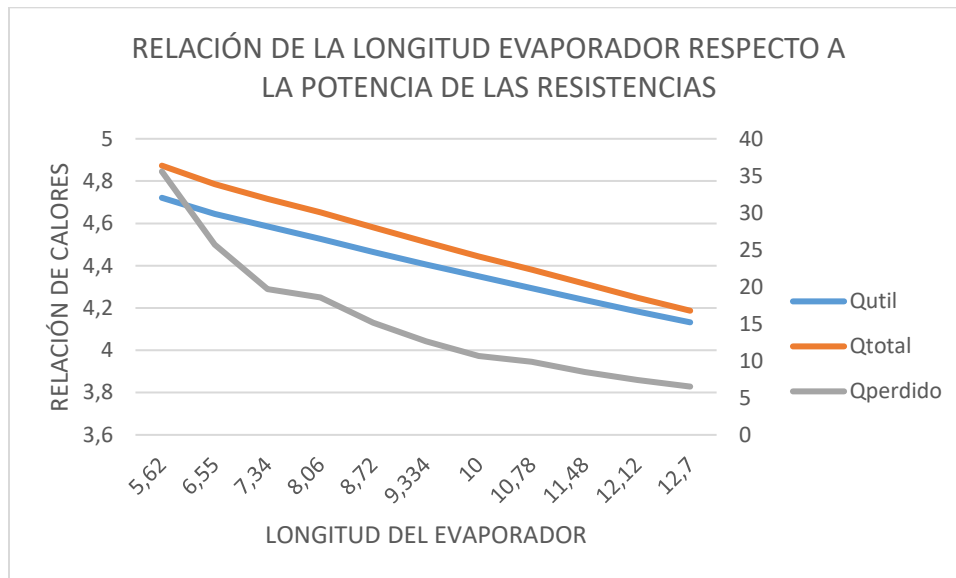
En el siguiente análisis, se reducirá la potencia eléctrica de precalentamiento, para ver la variación de las relaciones de calor, con respecto al aumento que resulta en la longitud total del evaporador y estimar finalmente que tan alto debe ser este para garantizar una concentración de salida de 68 [brix].

Tabla 17. Resultados variando la potencia de precalentamiento

X_{OUT}	PRUEBA 3				TABLA COMPARATIVA		
68 Brix	PROCESO MEJORADO				$R = \frac{Q_{tadicional}}{Q_{mejorado}}$		
POTENCIA	$Q_{\acute{U}TIL}$	$Q_{P\acute{E}RDIDA}$	Q_{TOTAL}	L_{EVAP} [m]	$R_{\acute{U}TIL}$	$R_{perdido}$	R_{TOTAL}
4000	28302,2	140,276	28442,5	5,62	4,721	35,580	4,873
3600	28761,4	194,339	28955,8	6,55	4,645	25,682	4,786
3200	29131,3	253,626	29385	7,34	4,586	19,678	4,716
2800	29521	269,099	29790,1	8,06	4,526	18,547	4,652
2400	29924	329,268	30253,3	8,72	4,465	15,158	4,581
2000	30320,2	394,363	30714,6	9,334	4,406	12,656	4,512
1600	30722,4	468,504	31190,9	10	4,349	10,653	4,443
1200	31120,4	505,451	31625,9	10,78	4,293	9,874	4,382
800	31530,3	588,392	32118,7	11,48	4,237	8,482	4,315
400	31939,3	675,144	32614,4	12,12	4,183	7,392	4,249
0	32332,1	765,023	33097,1	12,7	4,132	6,524	4,187

El caso real de diseño, asegurando el suministro total de calor sensible, se obtiene una longitud de 4,6 [m], se puede entonces afirmar que el modelo matemático predice una reducción de longitud igual al 276%. Siempre y cuando se garantice que la temperatura a la que llegar el jugo al evaporador sea la de saturación es decir que se suministre todo el calor sensible al líquido antes de ingresar al evaporador.

Figura 75. Gráfica que compara longitud del evaporador respecto a la relación de calores del sistema, variando la potencia de las resistencias.



Al presentar una mayor longitud, la relación de calores entre el proceso tradicional y el mejorado disminuye y las pérdidas de calor aumentan.

7.2. ANÁLISIS DE PRODUCTIVIDAD.

Para este análisis se tendrá en cuenta la relación de flujo másico entre el proceso tradicional y el mejorado, considerando una operación en iguales condiciones, es decir, que ambos estén a presión atmosférica y se garantice el suministro de calor sensible por medio de precalentamiento, en el proceso mejorado.

- **Aumento de la productividad del proceso mejorado.**

En la evaluación del aumento en la productividad del proceso mejorado se debe calcular el **flujo de entrada** para este proceso usando la misma energía del proceso tradicional a la escala real. Por consiguiente, se realiza una estimación del calor latente necesario para producir una concentración de 68 [brix] de salida, empleando el modelo matemático del proceso tradicional a una escala industrial,

teniendo en cuenta el flujo que se maneja en la empresa Panela la Dulcesita S.A. de 1100 [kg/h] de jugo de caña.

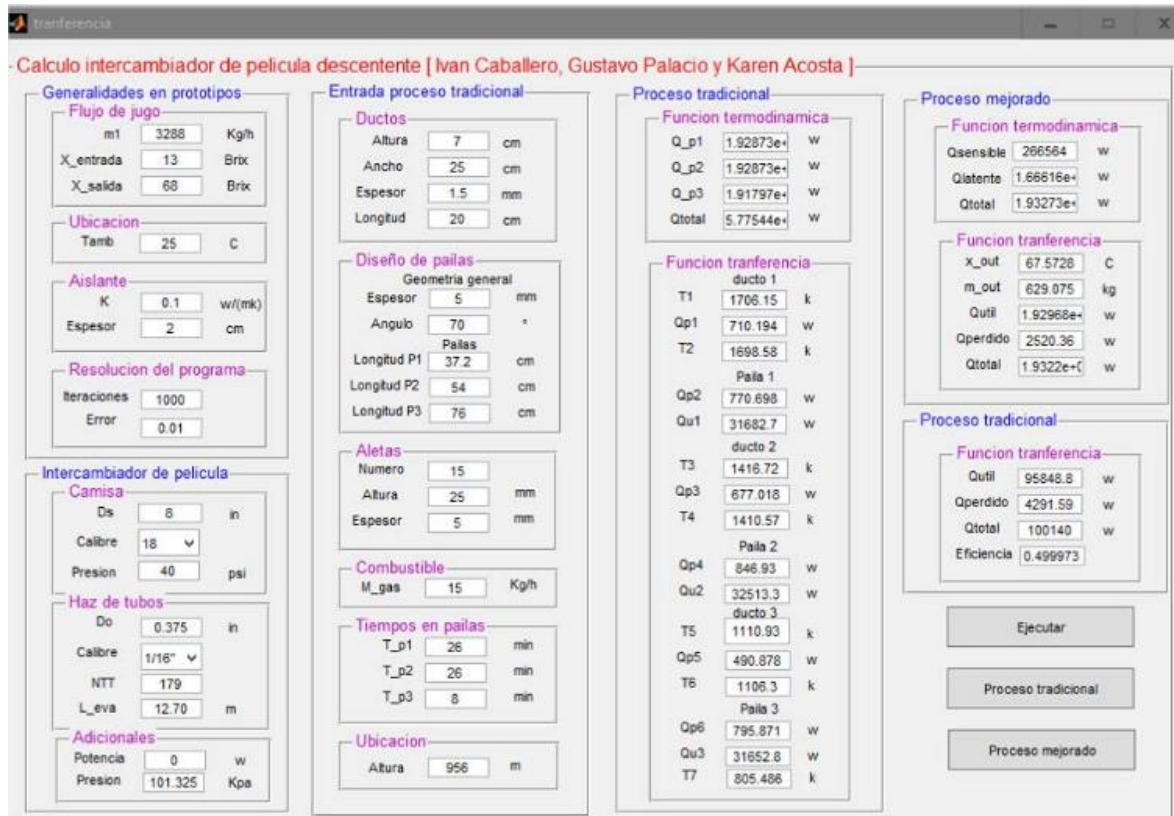
Los resultados se pueden apreciar en resumen en la Tabla 18:

Tabla 18. Calores resultados del cálculo del proceso tradicional a presión atmosférica y una concentración de salida de 68 [*brix*].

641.657 [w]	Calor sensible
1.290.560 [w]	Calor latente
1.912.173 [w]	Calor total

Luego, se toma el valor de calor total obtenido y se calcula para el proceso mejorado la **longitud** y el **flujo** necesario de operación que garanticen una concentración de salida de 68 [*brix*] sin precalentamiento, es decir con una mayor altura para el evaporador.

Figura 76. Resultados obtenidos para el proceso mejorado usando la misma cantidad de calor latente que en el tradicional.



Los resultados del cálculo se encuentran tabulados en la tabla 19:

Tabla 19. Comparación entre ambos procesos con igual valor de calor latente.

Proceso	$Q_{sensible}$ [W]	$Q_{Latente}$ [W]	Q_{total} [W]	Flujo $\left[\frac{Kg}{h}\right]$
Tradicional	641.657	1.290.560	1.912.173	1100
Mejorado	266.564	1.666.160	1.932.734	3288

El evaporador modelado matemáticamente varía en las siguientes características respecto al prototipo construido:

- 179 tubos, es decir un $NTT = 179$ para asegurar un gamma lo más cercano al de diseño.

- Longitud total de 12.7[m].
- Diámetro de camisa de 8[in].

Teniendo en cuenta que solo es posible comparar el calor usado en el evaporador sin contar el suministrado por la potencia eléctrica, se analiza que al emplear el proceso mejorado la misma cantidad de energía total que el proceso tradicional, la productividad aumenta un 298% de acuerdo a los flujos de entrada en cada proceso.

7.3. ANÁLISIS DE COSTOS.

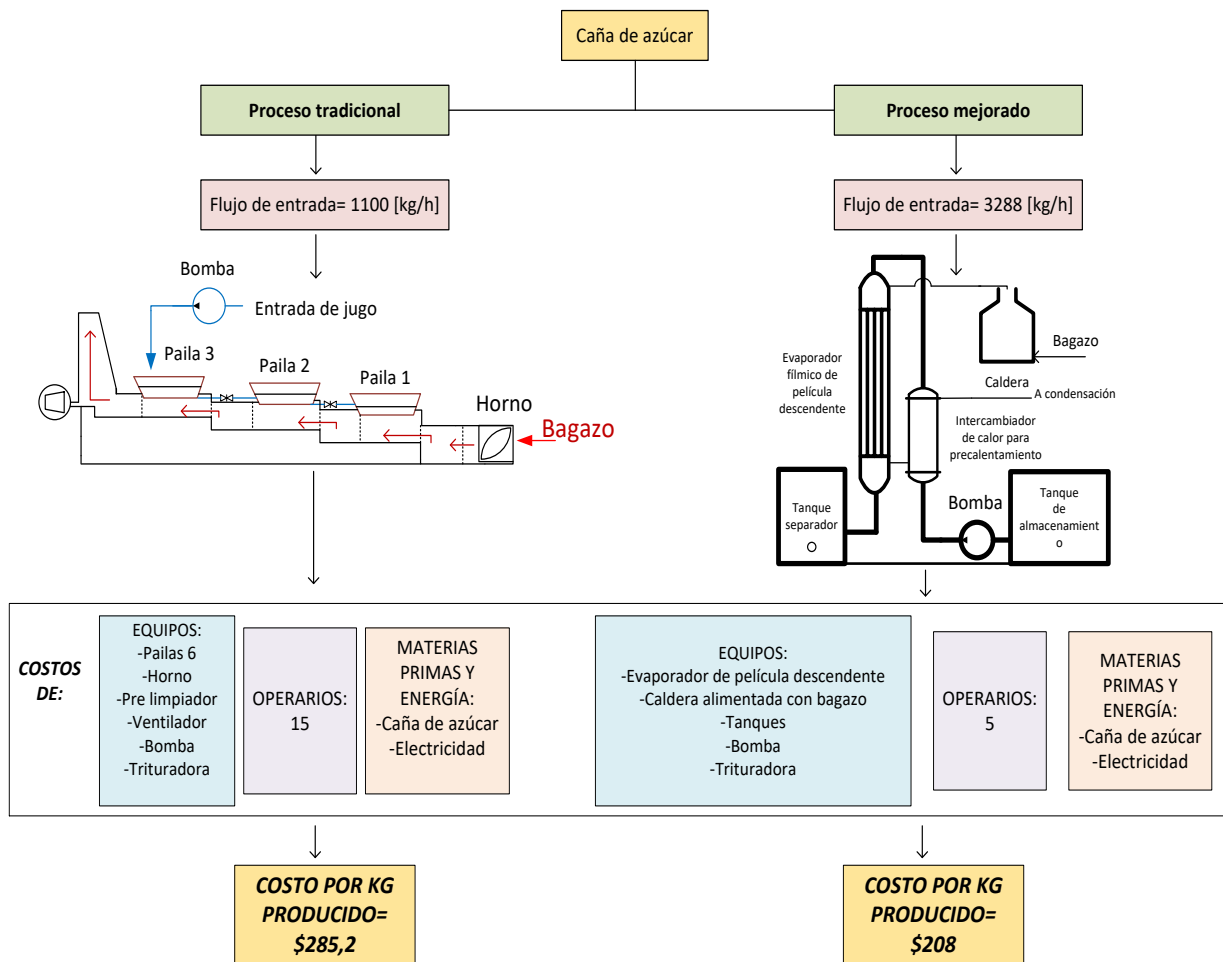
Para el análisis de costos se definen los costos de materia prima, equipos y de operación, con el objeto de calcular el costo unitario que se requiere para producir un kilogramo de panela.

Se calcula el **flujo de entrada** en cada proceso que garantice una concentración de salida de 68 [brix] de acuerdo al aumento de productividad del análisis anterior el cual es de 298%. Así los flujos de entrada definidos son de:

- 1100 [kg/h] para el proceso tradicional.
- 3288 [kg/h] para el proceso mejorado.

Para el cálculo de los costos de producción mensual de 1 [kg] de panela para cada uno de los procesos, se realiza un esquema, figura 77, donde se observa los costos que intervienen en cada uno de los procesos y el costo por kilogramo obtenido.

Figura 77. Esquema de los factores que intervienen en el análisis de costos.



En el proceso tradicional el combustible empleado para el horno es bagazo el cual es un subproducto de la caña de azúcar. En el proceso mejorado y con el objeto de aprovechar este subproducto se propone emplear una caldera de biomasa que use bagazo como combustible y genera el vapor requerido por el sistema de evaporación de película descendente. El catálogo técnico y de precios de cada uno de los equipos seleccionados como ejemplo para este análisis se pueden ver en el **ANEXO G. COSTOS DE EQUIPOS EMPLEADOS EN EL ANÁLISIS DE COSTOS**. En la Tabla 20 se comparan los factores anteriormente determinados que se tienen en cuenta en el análisis de costos para ambos procesos:

Tabla 20. Factores a tener en cuenta en el análisis de costos.

Conceptos de costos de operación de los procesos

Concepto	Proceso mejorado	Proceso tradicional
Equipos	Evaporador película descendente	Pailas
	Caldera alimentada por bagazo	Horno Cimpa Ward
	Tanques	
	Bomba inoxidable para alimentos	Bomba centrífuga
	Trituradora	Trituradora
Materia prima	Caña de azúcar	Caña de azúcar
Mano de obra	Operarios	Operarios
Mantenimiento	Mantenimiento	Mantenimiento
Energía	Bagazo (Caldera)	Bagazo (Horno)
	Electricidad	Electricidad

Para cada proceso se tendrán dos parámetros principales, el costo de los equipos a nivel industrial que intervienen en cada uno y el costo mensual de producción, es decir lo que se requiere para satisfacer la operación, sin contar el pago de los activos. Para lo que es necesario, extrapolar los costos del proceso mejorado a una escala macro industrial, con el objeto de tener una base de comparación con la escala actual del proceso tradicional.

- **Cálculo del costo mensual de 1 [kg] de panela para el proceso tradicional.**

En la Tabla 21 se enuncian los costos de los equipos que hacen parte de las etapas de producción de panela para el proceso tradicional. Estos valores son diferidos a 60 meses ($n = 60$), en cuotas fijas mensuales con un interés actual anual del 21,99% ($i = 0,2199$), con el fin de obtener un cargo fijo mensual por concepto de equipos como se observa en la fórmula de $Pago_{mensual}(n, i, prestamo, IVA)$.

Tabla 21. Costo de equipos para el proceso tradicional.

Costo de equipos del proceso tradicional				
Concepto	Nombre	Cantidad	Costo Unitario	Costo total
Equipos	Pailas	6	\$7.000.000	\$42.000.000
	Horno	1	\$30.000.000	\$30.000.000
	Pre limpiador	3	\$5.000.000	\$15.000.000
	Bomba centrífuga	1	\$500.000	\$500.000
	Trituradora	1	\$25.000.000	\$25.000.000
	Ventilador chimenea	1	\$12.000.000	\$12.000.000
Costo total:				\$124.500.000

Ecuación de pago mensual por concepto de equipos, que tiene en cuenta los meses y el interés mensual:

Ecuación	Especificación
$Pago_{mensual} = \frac{i * (IVA + 1) * prestamo}{1 - (1 + i * (IVA + 1))^{-n}}$	<i>i</i> es el interés mensual <i>n</i> es el plazo en meses

En la Tabla 22 se obtienen los presentes valores comerciales de las variables que se tienen en cuenta para este cálculo:

Tabla 22. Pago mensual del crédito bancario para el proceso tradicional.

Plazo	60[mes]
Préstamo	\$ 124.500.000
IVA	16%
Tasa anual	21,99%
Tasa anual C/ IVA	25,51%

Tasa mensual S/ IVA	1,83%
Tasa mensual C/ IVA	2,13%
Pago crédito mensual	\$ 3.691.440,76

En la Tabla 23 se muestran los costos que genera un trapiche convencional, para cumplir su demanda de producción mensual.

Tabla 23. Costo de operación mensual para el proceso tradicional.

Costos de operación del proceso tradicional				
Concepto	Nombre	Cantidad	Costo Unitario	Costo total
Mano de obra	Operarios	15	\$737.000	\$10.343.310
Materia prima	Caña de azúcar [ton/mes]	1029	\$100.000	\$102.900.000
Energía	Electricidad [kW/h]	5216	\$562	\$2.933.322
Mantenimiento	Mantenimiento	—	\$ 3.000.000	\$3.000.000
Costo total				\$119.888.882

A continuación, se muestra una tabla de resultados donde se muestra la producción de panela en el proceso tradicional, el costo total mensual que genera y el precio unitario final por 1 [kg] de panela:

Tabla 24. Tabla de resultados para el proceso tradicional.

Proceso Tradicional		
	Con préstamo (5 años)	Préstamo pago

Producción de panela [Ton/ mes]	120	120
Costo total mensual	\$ 123.579.762	\$ 119.888.322
Costo unitario por [kg]	\$ 1029,83	\$ 999,06

El costo de producir un kg de panela a escala industrial del proceso tradicional es de \$1029,83 [COP/kg] teniendo en cuenta el costo de los equipos y después de pagar el préstamo inicial de compra de los equipos el costo unitario por kilogramo es igual a \$999,06 [Cop/Kg].

- **Cálculo del costo mensual de 1 [kg] de panela para el proceso mejorado.**

En la Tabla 25 se enuncian los costos de los equipos que hacen parte de las etapas de producción de panela para el proceso mejorado. Estos valores se obtuvieron a partir de la extrapolación de los requerimientos del prototipo del sistema de evaporación construido.

Tabla 25. Costo de equipos para el proceso mejorado.

Costos de equipos proceso mejorado				
Concepto	Nombre	Cantidad	Costo Unitario	Costo total
Equipos	Evaporador película descendente	1	\$ 150.000.000	\$ 150.000.000
	Caldera alimentada por bagazo	1	\$ 275.000.000	\$ 275.000.000
	Sistema de filtración	1	\$ 5.000.000	\$ 5.000.000
	Trituradora	1	\$ 250.000.000	\$ 250.000.000
	Tanques	1	\$ 36.000.000	\$ 36.000.000
	Pailas	3	\$ 7.000.000	\$ 21.000.000
	Bomba sanitaria para alimentos	1	\$ 2.000.000	\$ 2.000.000
Costo total				\$ 514.000.000

El costo es diferido a 60 meses, en cuotas fijas mensuales con un interés efectivo anual del 21,99%, con el fin de obtener un cargo fijo mensual por concepto de equipos como se observa en la Tabla 26. Se usa la misma ecuación del proceso tradicional $Pago_{mensual}(n, i, prestamo, IVA)$.

Tabla 26. Pago mensual del crédito bancario para el proceso mejorado.

Plazo	60
Préstamo	\$493.000.000
IVA	16%
Tasa anual	21,99%
Tasa anual C/ IVA	25,51%
Tasa mensual S/ IVA	1,83%
Tasa mensual C/ IVA	2,13%
Pago crédito mensual	\$ 15.240.165,04

En la Tabla 27 se observan los costos de operación que genera una planta de producción de panela con evaporador de película descendente a escala industrial.

Tabla 27. Costo de operación mensual para el proceso mejorado.

Costos de operación proceso mejorado				
Concepto	Nombre	Cantidad	Costo Unitario	Costo total
Mano de obra	Operarios	5	\$ 1.474.000	\$ 7.370.000
Mantenimiento	Mantenimiento	1	\$ 7.000.000	\$ 7.000.000
Energía	Electricidad [kW/h]	5043	\$ 562	\$ 2.834.166
Materia prima	Caña de azúcar	3104	\$ 100.000	\$ 310.400.000
Costo total:				\$ 325.824.143

A continuación, se muestra en la Tabla 28 los resultados donde se observa la producción de panela del proceso mejorado, el costo total mensual que genera y el precio unitario final de 1 [kg] de panela:

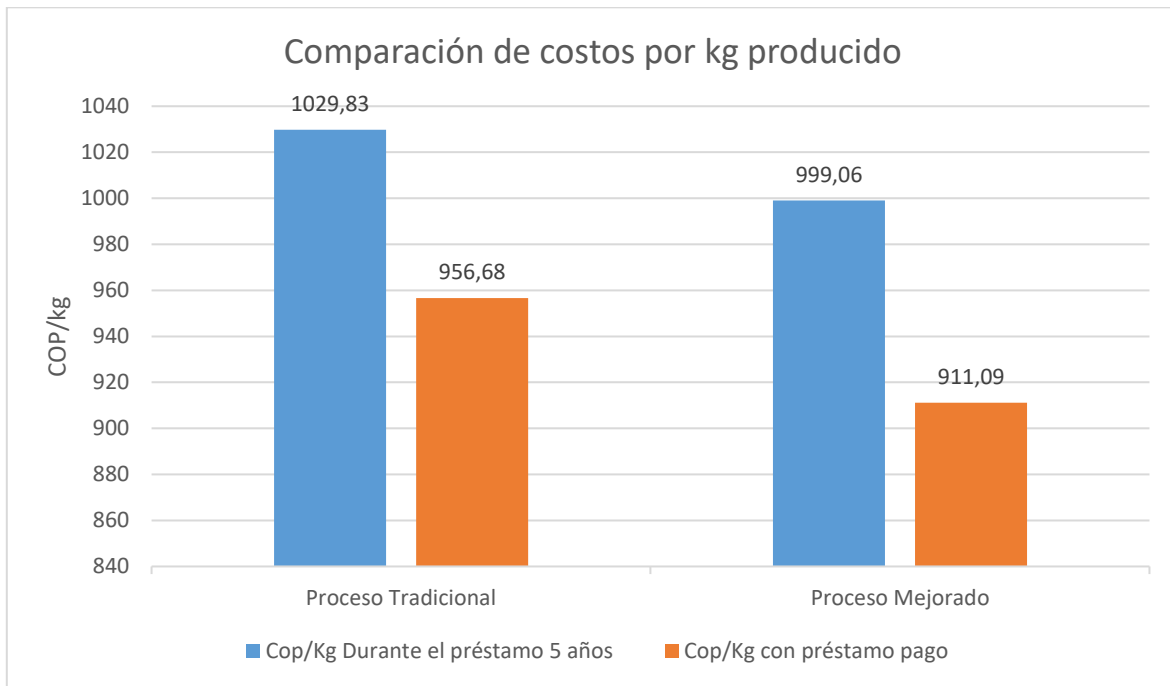
Tabla 28. Tabla de resultados para el proceso mejorado.

Proceso Mejorado		
	Con préstamo (5 años)	Préstamo pago
Producción de panela [<i>Ton/mes</i>]	357,3	357,3
Costo total mensual	\$ 341.824.143	\$ 325.824.143
Costo unitario por [kg]	\$ 956,68	\$ 911,09

El costo de producir un kg de panela a escala industrial del proceso mejorado es de \$956,68 [*Cop/Kg*] durante los primeros 5 años mientras se paga el préstamo inicial de \$ 514.000.000 [*Cop*]. Después de pagar el préstamo inicial de compra de equipo el costo unitario por kilogramo es igual a \$911,09 [*Cop/Kg*].

Al comparar los costos unitarios por kilogramo de panela producido durante los primeros 5 años, se observa una reducción del 7,1% en los costos unitarios del proceso mejorado respecto al tradicional. Posteriormente al finalizar los pagos esta reducción es de 8,8% en los costos unitarios del proceso mejorado respecto al tradicional.

Figura 78. Costos unitarios en ambos procesos durante los primeros 5 años y posterior a ellos.



8. CONCLUSIONES

El sistema evaporador de película descendente diseñado para optimizar el proceso de obtención de panela en la región, satisface la demanda de producción de 55 [kg/h] a una concentración de 24 *Brix*, que se encuentra dentro del rango esperado de 20 a 36 [*brix*] durante 10 minutos de operación. Se convierte entonces en una herramienta inicial para mejorar la productividad en la etapa de evapoconcentración del jugo de caña, ofreciendo un sistema seguro de usar, de fácil mantenimiento y cumpliendo los estándares de calidad para el procesamiento de alimentos, como el uso de acero inoxidable sanitario 304 como material de fabricación de todo el sistema.

El modelo teórico que compara ambos procesos predice un aumento de un 298 % en la productividad del proceso mejorado empleando la misma cantidad de energía que usa el proceso tradicional. Bajo el caso estudiado los costos unitarios del proceso mejorado se reducen a un 7,1% mientras se realiza el pago del préstamo por compra de equipos, y al finalizar el pago la reducción asciende al 8,8%. Si bien la inversión inicial para compra de equipos es 3,96 veces mayor para el proceso mejorado respecto al tradicional, la reducción de costos por kilogramo producido genera mayores ganancias a largo plazo, lo que justifica su inversión.

Para los resultados de las concentraciones de salida del jugo de caña, entre el sistema construido del proceso mejorado y su planteamiento teórico, se obtienen errores de entre 23,74% hasta 49,79% dependiendo del tipo de prueba, a presión atmosférica y a presión de vacío respectivamente. Esto es un resultado satisfactorio, si se tiene en cuenta que para el modelo teórico existen correlaciones experimentales con altos porcentajes de error, para el prototipo construido se ven afectados los parámetros de salida, por variaciones debido al proceso construcción y transporte, las pérdidas de calor y la toma de medidas indirectas como el flujo de jugo.

El comportamiento del evaporador difiere del teórico, en cuanto al flujo y la concentración de salida, a medida que aumenta la potencia de precalentamiento. La razón de esta diferencia es que a más altas temperaturas se presenta un fenómeno de contrapresión, que ocasiona una disminución en el flujo de salida y el cual altera los resultados de las muestras a esas condiciones.

El punto de menor gasto energético térmico para el proceso de producción mejorado se presenta cuando se asegura una presión de vacío de 4,75 [inHg] o una presión absoluta de 85 [Kpa] y es 4,8 veces menor que la energía empleada con el proceso tradicional a presión atmosférica. Esto es debido a que el proceso mejorado, es un proceso continuo y no posee tiempos muertos como el tradicional. siempre y cuando el sistema de filtración empleado asegure una limpieza igual o mejor que la que se obtendría mediante la clarificación y su uso continuo durante la operación.

El uso de un sistema de precalentamiento en el prototipo de producción mejorado se justifica puesto que posibilita una reducción de la altura del evaporador hasta de un 276%, bajo condiciones de presión atmosférica. Es posible aumentar esta reducción, empleando un sistema de vacío, el cual en la práctica no es recomendable debido a que puede generar un aumento en la posibilidad de fallos y en el costo del mantenimiento.

El modelo matemático del proceso tradicional permitió una caracterización del comportamiento de dicho proceso, y gracias a este, se modelaron las variables que intervienen y afectan de manera directa el resultado en grados [brix] del producto final. Además de ello, se pudo establecer una base en cuanto a consumo energético, tiempos de estancia del jugo en el proceso y flujo del mismo, con la cual se estableció la productividad de este proceso y compararla con la obtenida en el modelado matemático del proceso mejorado.

9. RECOMENDACIONES

A pesar que los resultados del sistema fueron satisfactorios, el prototipo puede optimizarse mediante el sistema de despresurización del tanque separador, el cual funciona con un compresor de baja capacidad, que al ser cambiado por uno de mayor capacidad o una bomba de vacío apta para este tipo de vapores, se podría asegurar un vacío continuo.

Otra opción es disminuir el área transversal de salida de los vapores en la salida del evaporador, y con esto crear un efecto de arrastre de gases aumentando la presión absoluta en el evaporador, así disminuir la diferencia de presión presente entre la salida y entrada, posibilitando así su descenso.

Para un correcto funcionamiento de un evaporador de película descendente, es necesario garantizar la formación de la película. Esto se logra al poner inicialmente un caudal mucho mayor al de diseño y paulatinamente disminuirlo hasta llegar al deseado. Si no se garantiza la formación de la película, se generará incrustaciones, que temporalmente son posibles de eliminar mediante el uso de soda caustica o por inundación del evaporador; en el peor de los casos se puede generar la pérdida de la película y con esto la posibilidad una evaporación descontrolada la cual quemaría el jugo de caña, generando costras de carbono que sólo son posibles de eliminar mediante limpieza manual.

Con el fin de evitar dicha solidificación de panela en las paredes de los tubos, se debe trabajar las resistencias de precalentamiento a una potencia media de 2196 [w], lo que implica obtener baja concentración en el producto final. Por otra parte, si se trabaja aplicando despresurización al tanque separador de 6 [inHg], las resistencias pueden trabajar entre el intervalo de potencia de 3050 [w] a 3450 [w].

BIBLIOGRAFÍA

ALHUSSEINI, Absulmalik. TUZLA, Kemal. CHEN, John. Falling film evaporation of single component liquids. En: Elsevier. [Online], 2009, [Citado 5 de noviembre del 2016]. Disponible en: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0017931097003086>>

ALI ALDIB, Tarif. HEYD, Bertrand. VASSEUR, Jean. Experimental results and modeling of boiling heat transfer coefficients in falling film evaporator usable for evaporator design. En: Elsevier. [Online], enero 2009, [Citado 5 de noviembre del 2016]. Disponible en: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0255270109000075>>

ANAYA, Camilo y BUENO, Paula. Simulación de la evaporación de película descendente al vacío con gas de arrastre utilizando redes neuronales. Trabajo de grado para optar por el título de Ingeniero Químico. Bucaramanga. Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierías Físico-Química. Escuela de Ingeniería Química. 2015. 56 p.

BIRD, Byron. STEWART, Warren y LIGHTFOOT, Edwin. Fenómenos de transporte: Segunda edición. Limusa Wiley, 2006. 1045 p. ISBN 968-18-6365-8.

CENGEL, Yunus. Transferencia de calor y masa: Un enfoque práctico. Tercera edición. Ediciones McGraw-Hill, 2007. 931 p. ISBN 978-970-10-6173-2.

CENGEL, Yunus y Boles, Michael. Termodinámica: Séptima edición. Ediciones McGraw-Hill, 2009. 1041 p. ISBN 978-0-07-352932-5.

CHAPRA, Steven y Canele, Raymond. Método numericos para ingenieros: Quinta edición. Ediciones McGraw-Hil, 2007. 1001 p. ISBN 978-970-10-6114-5.

CORDOBA, Sandra y DELGADO, Ingrid. Diseño de un sistema continuo de refrigeración por absorción que utilice la mezcla absorbente refrigerante: bromuro de litio-agua. Trabajo de grado Ingeniero Mecánico. Bucaramanga. Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierías Físico-Mecánicas. Escuela de Ingeniería Mecánica. 2013. 508 p.

GERONIMOS, G. y GREENFIELD P. Viscosity increases in concentrated sugar solutions and molasses due to dextrans. Department of Chemical Engineering. University of Queensland. [Online]. Conferencia 45: 119-126. [Citado 5 de noviembre del 2016]. [Online]. Disponible en: <<http://www.assct.com.au/media/pdfs/20-78.pdf>>

LIONNET, GRE. Tongaat-Hulett sugar LTD. The use of capillary viscometry to survey viscosity in cane sugar factories. En: Proc S Afr Sug Technol Ass [Online]., 2008, no 81: 234-244 p. [Citado 5 de noviembre del 2016]. Disponible en: http://www.sasta.co.za/wp-content/uploads/Proceedings/2000s/2008_%20Lionnet_the%20use%20of%20capillary.pdf

McCABE, Warren. SMITH, Julian y HARRIOTT, Peter. Operaciones unitarias en ingeniería química: Séptima edición. Ediciones McGraw-Hil, 2007. 1211 p. ISBN 0-07-284823-5.

MENDIETA, Oscar y ESCALANTE, Humberto. Análisis experimental de la evaporación de jugo de caña de azúcar en película sobre una laca plana. En: Corpoica Cienc. Tecnol. [Online], Julio-diciembre 2013, no. 2 [Citado 5 de noviembre del 2016]. Disponible en: <<http://www.scielo.org.co/pdf/ccta/v14n2/v14n2a02.pdf>>

MORISON, K. WORTH, A y O'DEA, N. Minimum wetting and distribution rates in falling film evaporator. En: Elsevier. [Online], diciembre 2006, no 4 [Citado 5 de

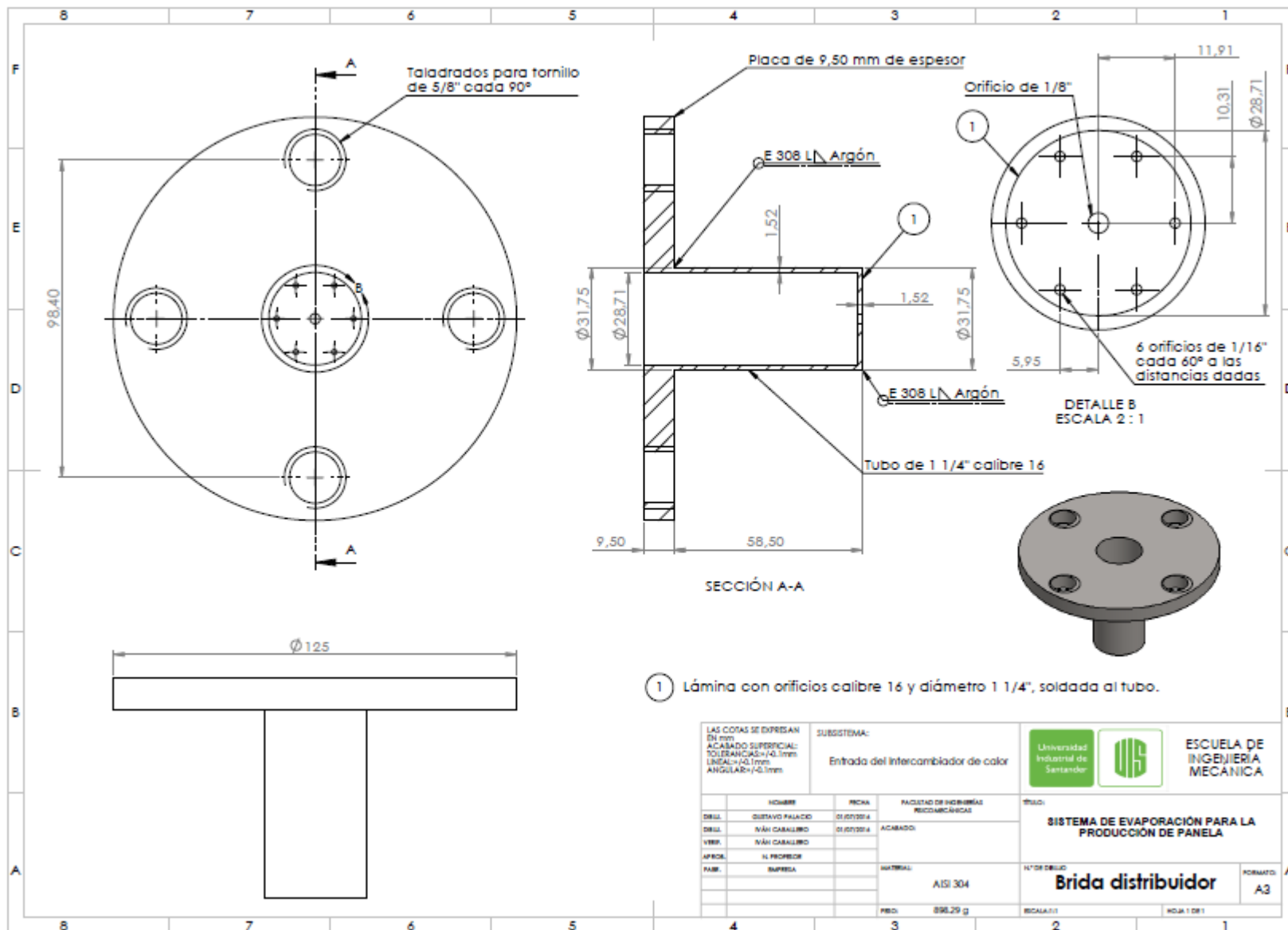
noviembre del 2016]. Disponible en:
<<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0960308506705545>>

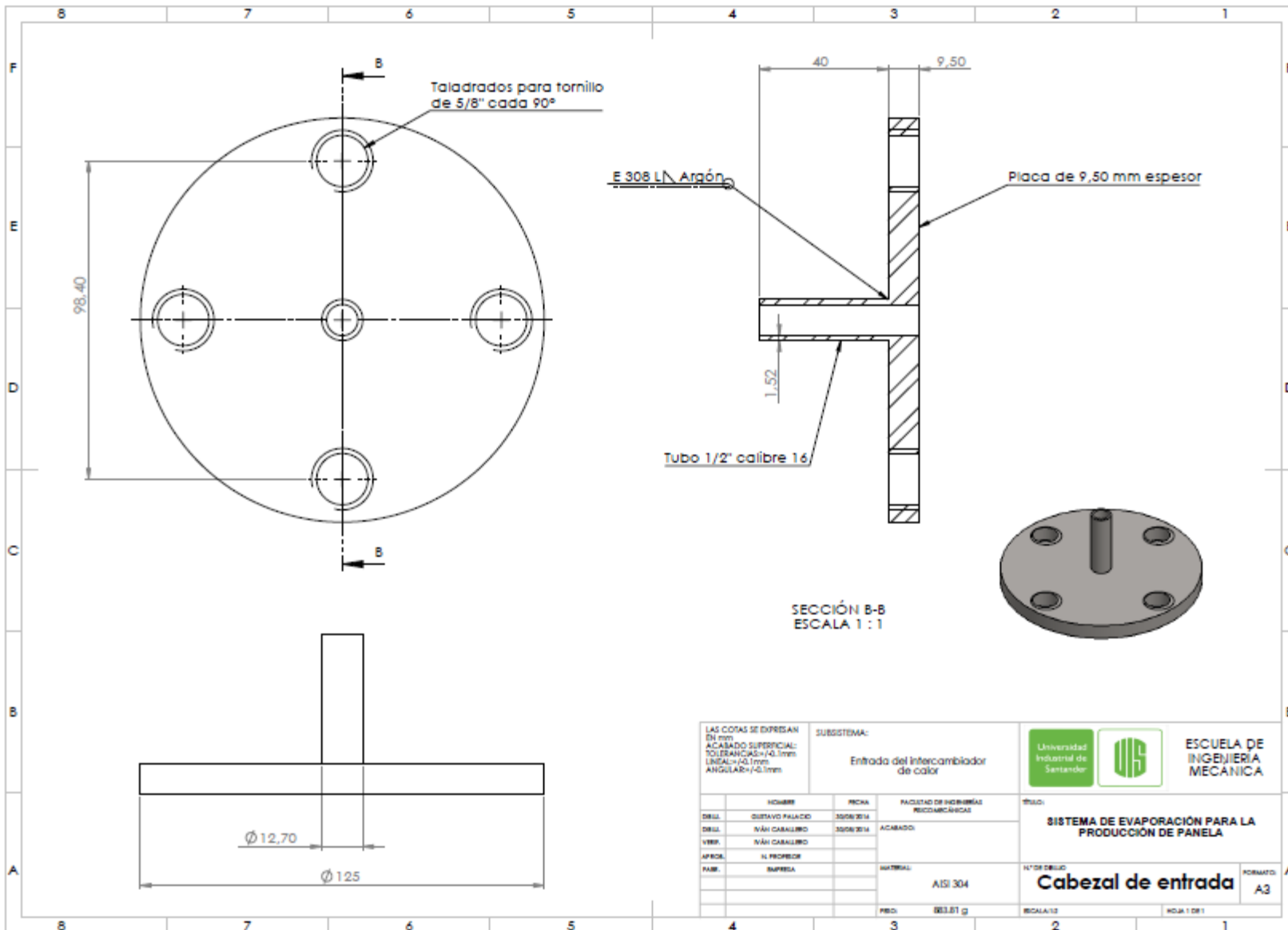
MUÑOZ, Carlos y SOLANO, Richard. Construcción e implementación de un piloto laboratorio de evaporación de película descendente. Trabajo de grado para optar por el título de Ingeniero Químico. Bucaramanga. Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierías Físico-Química. Escuela de Ingeniería Química. 2014. 44 p.

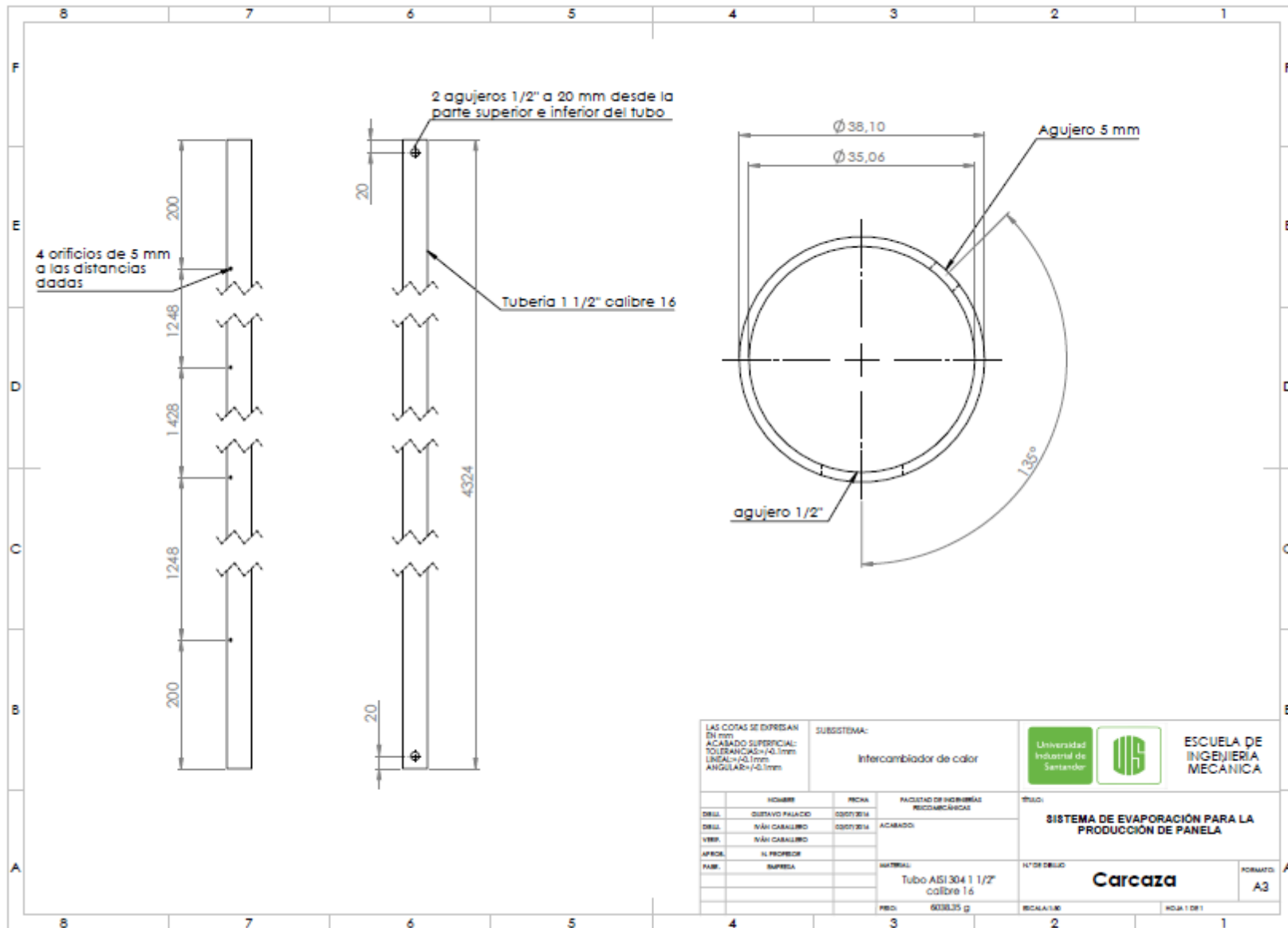
PROST, J.S. GONZÁLEZ, M.T. y URBICAIN M.J. Determination and correlation of heat transfer coefficients in a falling film evaporator. En: Elsevier. [Online], 2006, Journal of Food Engineering 73 320-326 p. [Citado 5 de noviembre del 2016]. Disponible en: <
<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0260877405000762>>

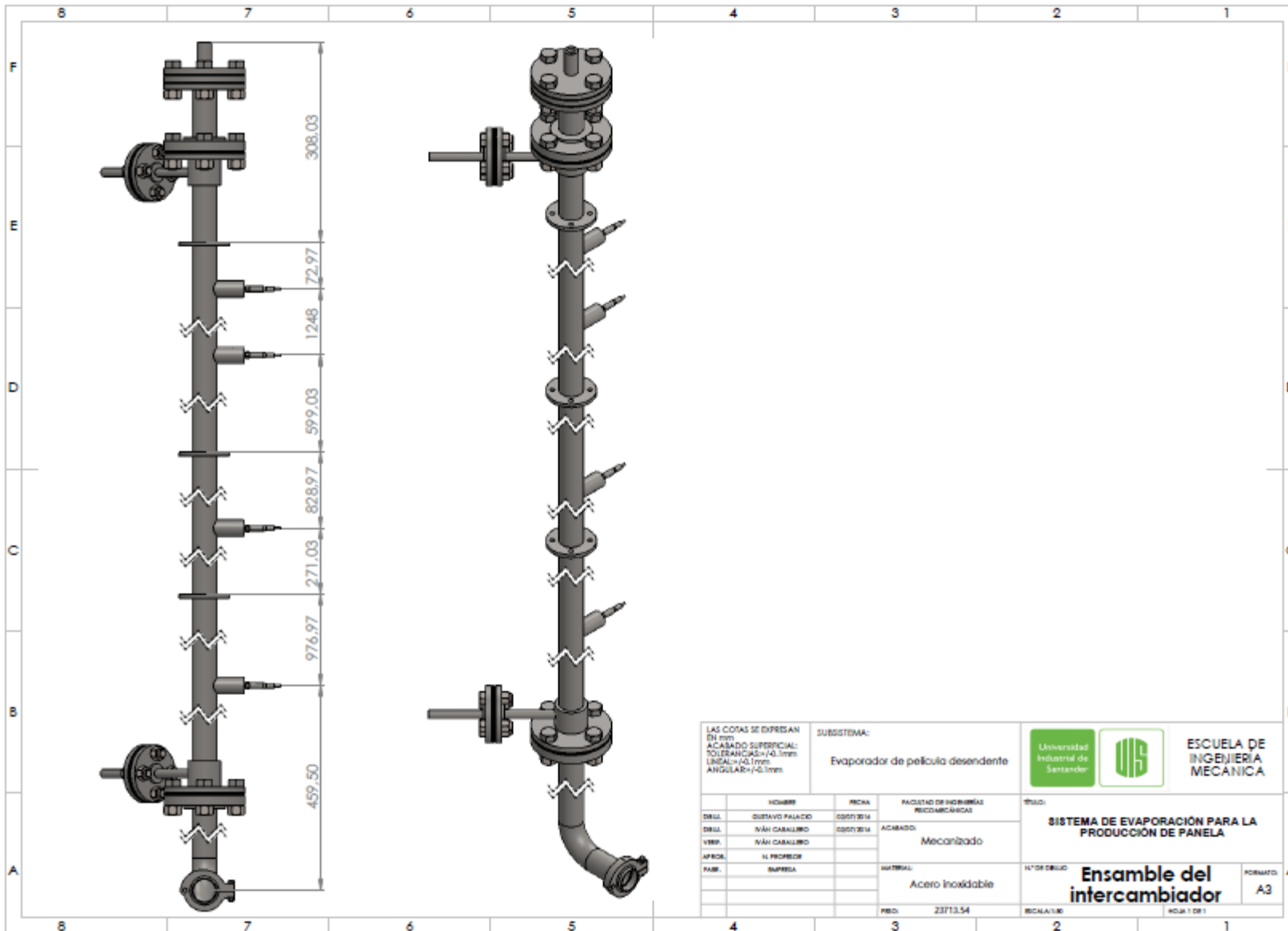
ANEXOS

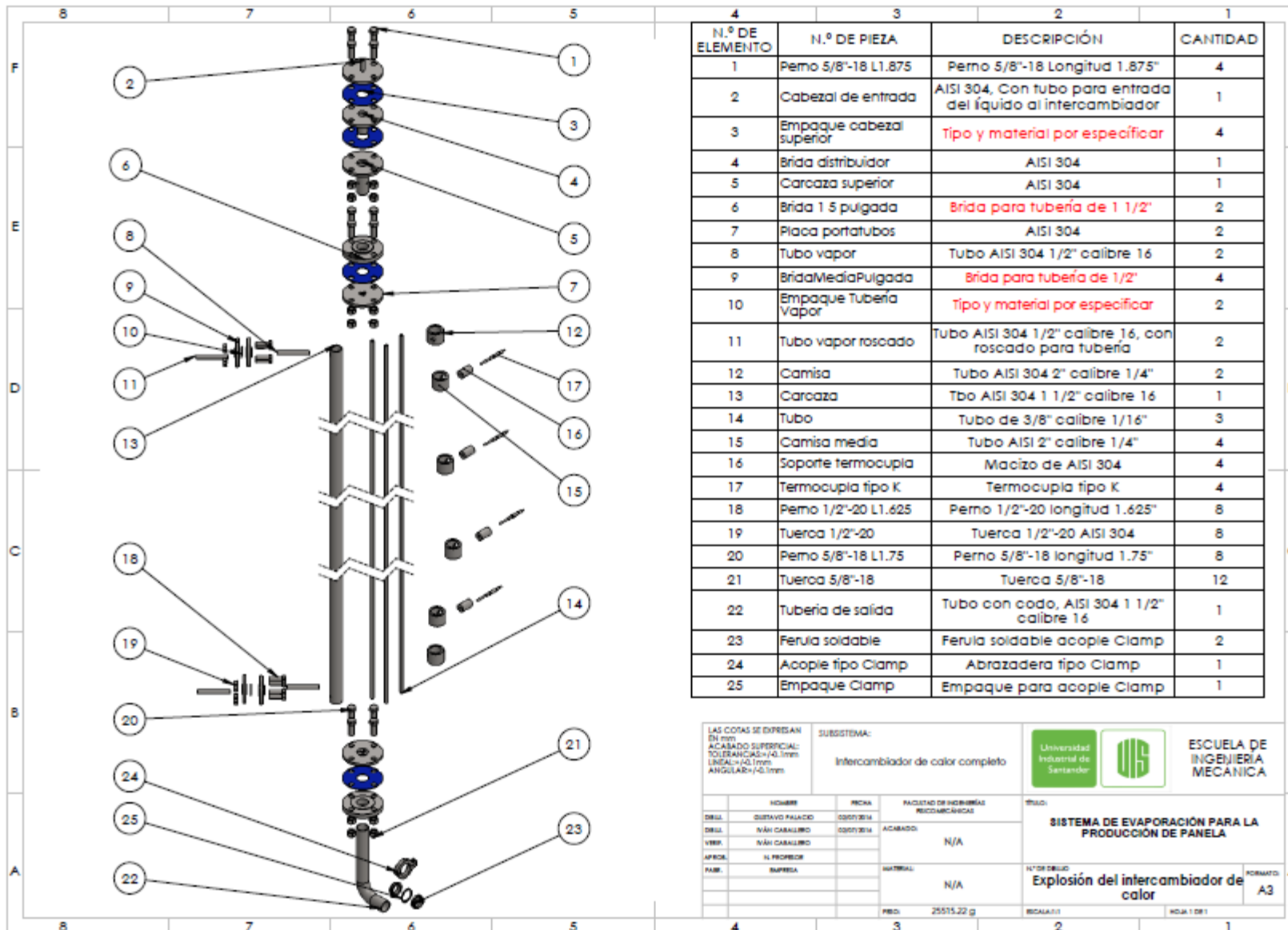
ANEXO A. PLANOS











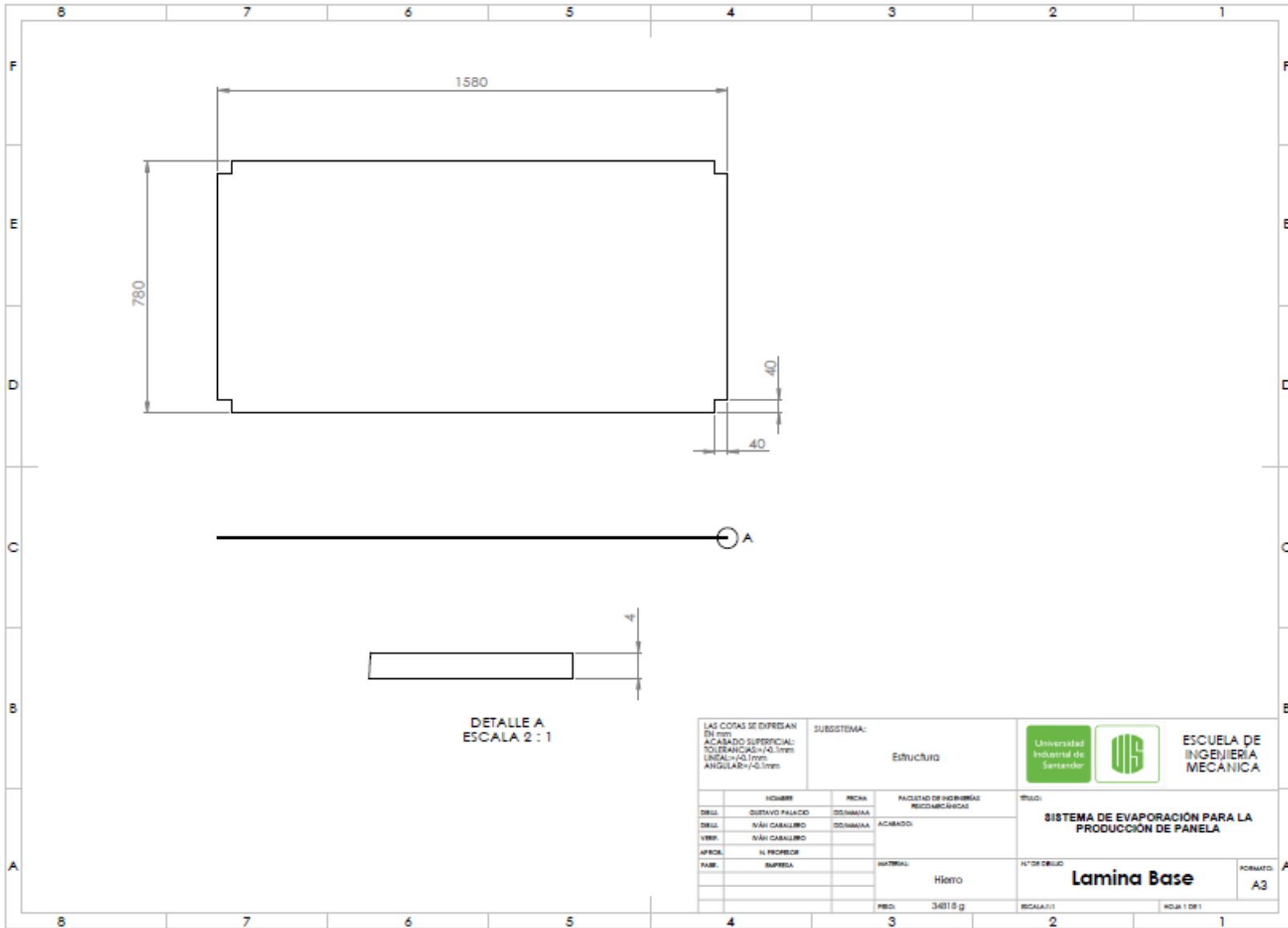
N.º DE ELEMENTO	N.º DE PIEZA	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD
1	Perno 5/8"-18 L1.875	Perno 5/8"-18 Longitud 1.875"	4
2	Cabezal de entrada	AISI 304, Con tubo para entrada del líquido al intercambiador	1
3	Empaque cabezal superior	Tipo y material por especificar	4
4	Brida distribuidor	AISI 304	1
5	Caroza superior	AISI 304	1
6	Brida 1.5 pulgada	Brida para tubería de 1 1/2"	2
7	Placa portatubos	AISI 304	2
8	Tubo vapor	Tubo AISI 304 1/2" calibre 16	2
9	Brida Media Pulgada	Brida para tubería de 1/2"	4
10	Empaque Tubería Vapor	Tipo y material por especificar	2
11	Tubo vapor roscado	Tubo AISI 304 1/2" calibre 16, con roscado para tubería	2
12	Camisa	Tubo AISI 304 2" calibre 1/4"	2
13	Caroza	Tubo AISI 304 1 1/2" calibre 16	1
14	Tubo	Tubo de 3/8" calibre 1/16"	3
15	Camisa media	Tubo AISI 2" calibre 1/4"	4
16	SopORTE termocupla	Macizo de AISI 304	4
17	Termocupla tipo K	Termocupla tipo K	4
18	Perno 1/2"-20 L1.625	Perno 1/2"-20 longitud 1.625"	8
19	Tuerca 1/2"-20	Tuerca 1/2"-20 AISI 304	8
20	Perno 5/8"-18 L1.75	Perno 5/8"-18 longitud 1.75"	8
21	Tuerca 5/8"-18	Tuerca 5/8"-18	12
22	Tubería de salida	Tubo con codo, AISI 304 1 1/2" calibre 16	1
23	Ferula soldable	Ferula soldable acople Clamp	2
24	Acople tipo Clamp	Abrazadera tipo Clamp	1
25	Empaque Clamp	Empaque para acople Clamp	1

LAS COTAS SE EXPRESAN EN mm
 ACABADO SUPERICIAL: TOLERANCIAS $\pm 0.1mm$
 LINEAL $\pm 0.1mm$
 ANGULAR $\pm 0.1mm$

SUBSISTEMA:
 Intercambiador de calor completo

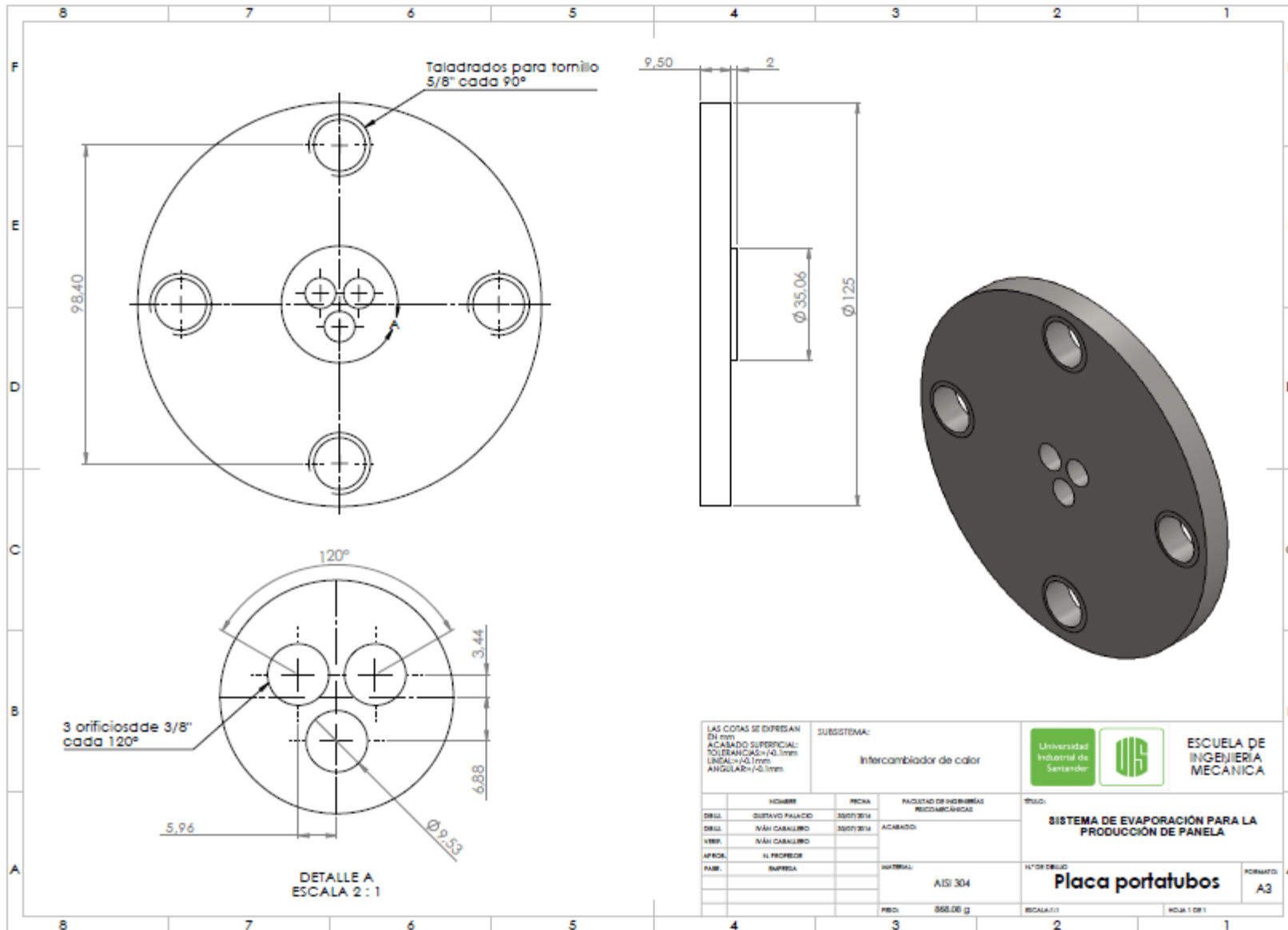
Universidad Industrial de Santander
 ESCUELA DE INGENIERIA MECANICA

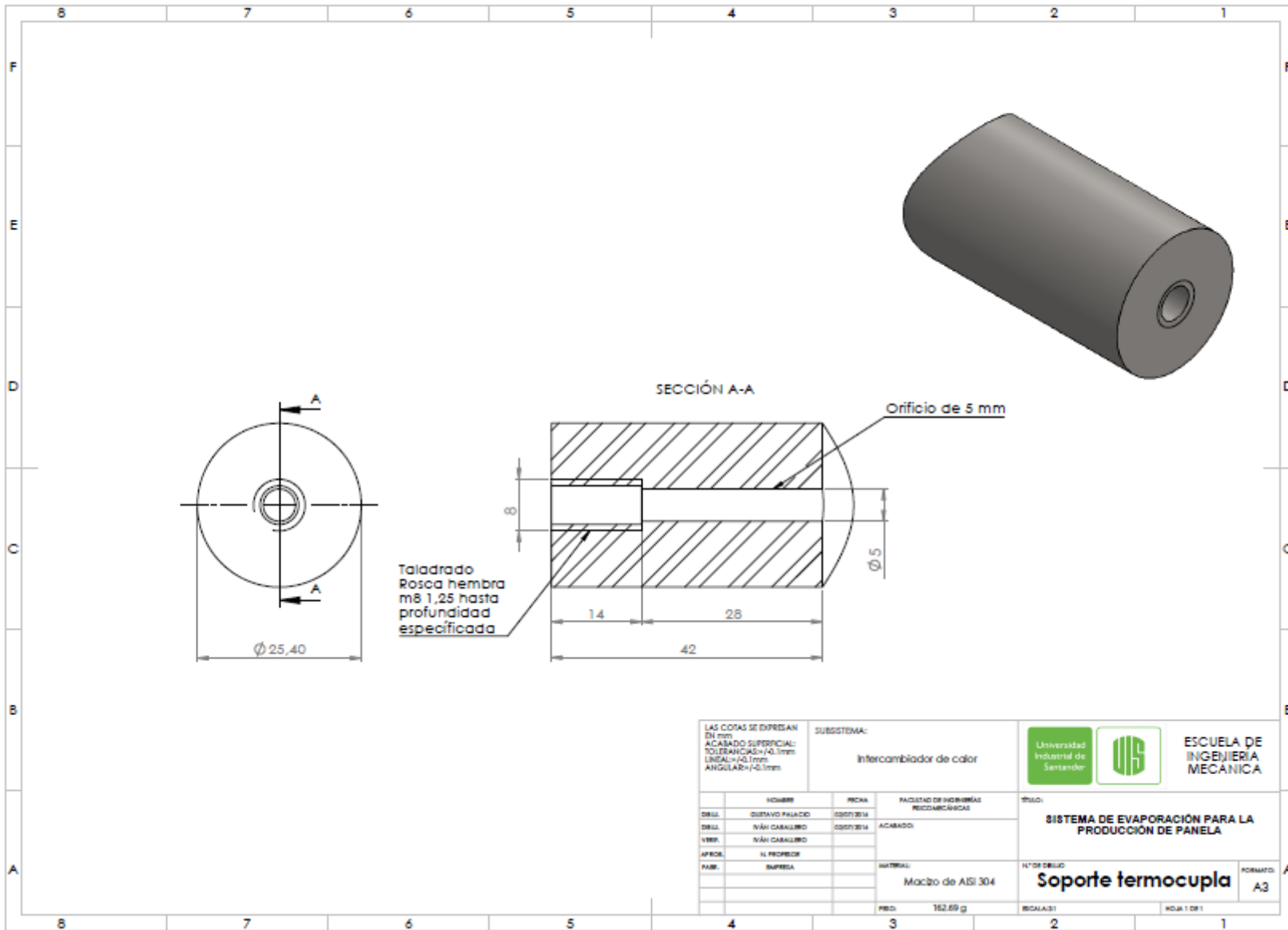
DISEÑ: GUSTAVO PALACIO VERIF: N/A APROB: N/A FASE: BARRERA	FECHA: 03/07/2014 ACABADO: N/A MATERIAL: N/A PESO: 25515.22 g	TÍTULO: SISTEMA DE EVAPORACIÓN PARA LA PRODUCCIÓN DE PANELA N.º DE DISEÑO: Explosión del intercambiador de calor	FORMATO: A3
---	--	---	-----------------------

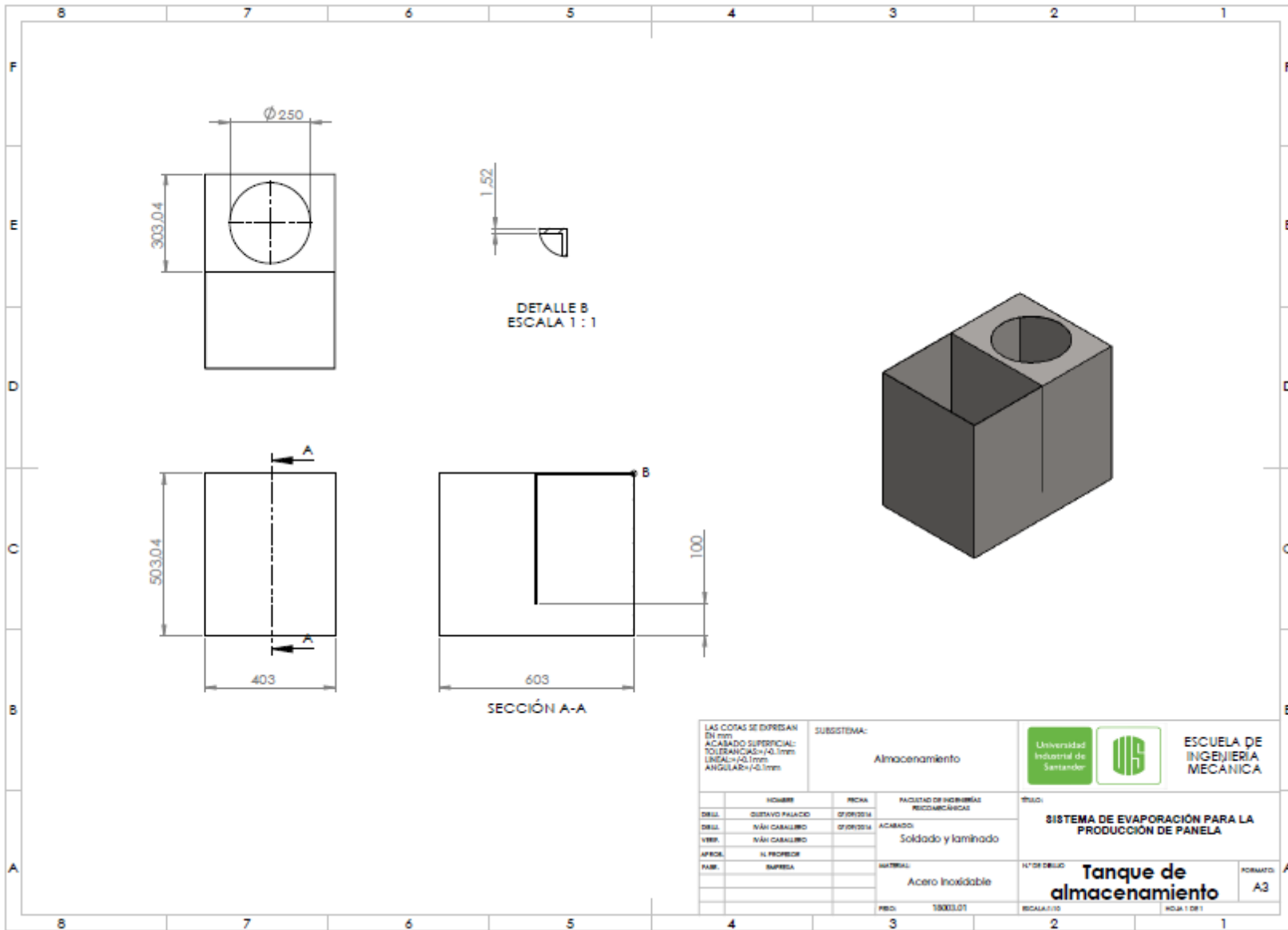


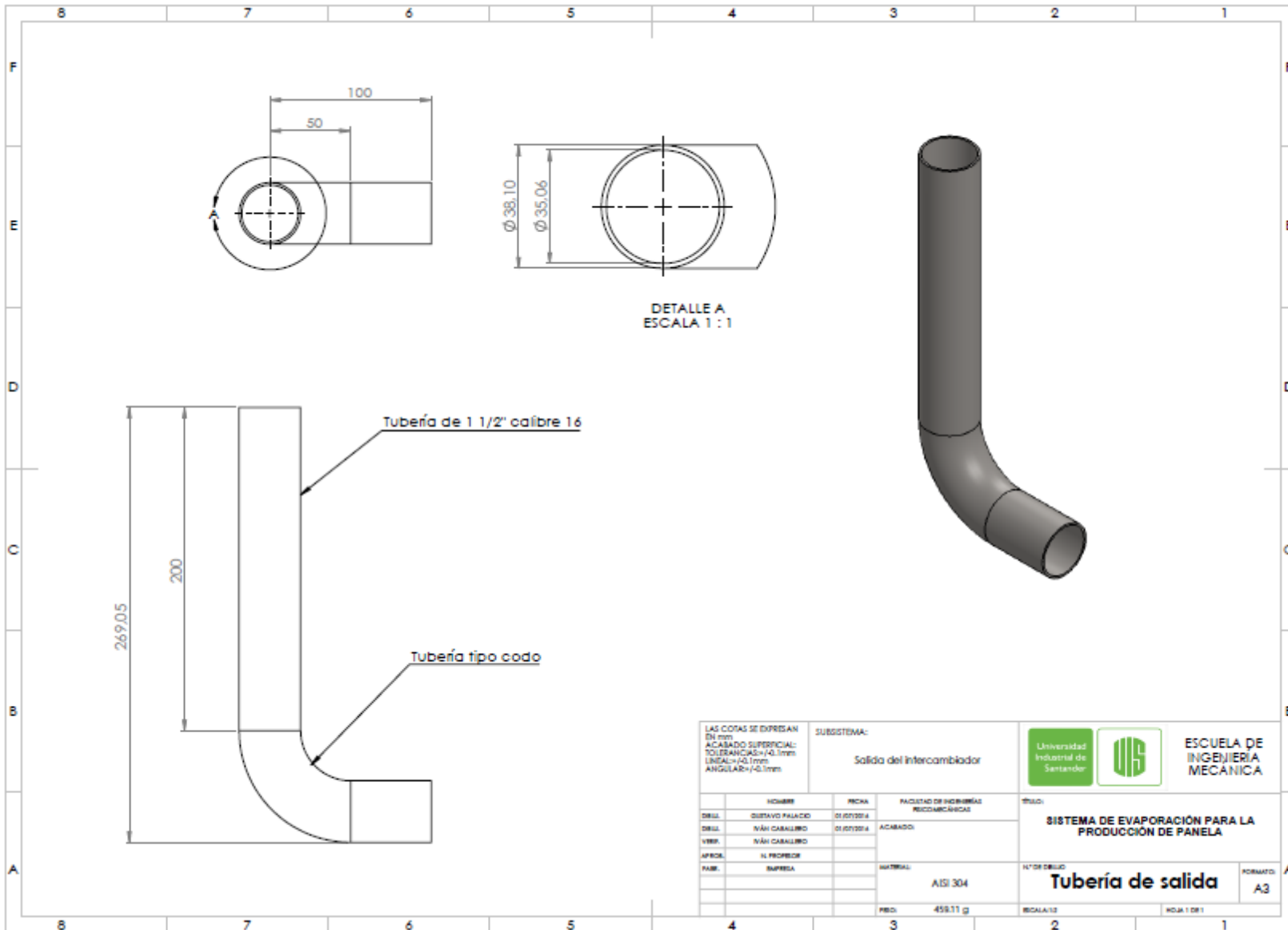
LAS COSAS SE EXPRESAN
 EN mm
 ACABADO SUPERFICIAL:
 TOLERANCIAS: +0.1mm
 LINEAL: ±0.1mm
 ANGULAR: ±0.1mm

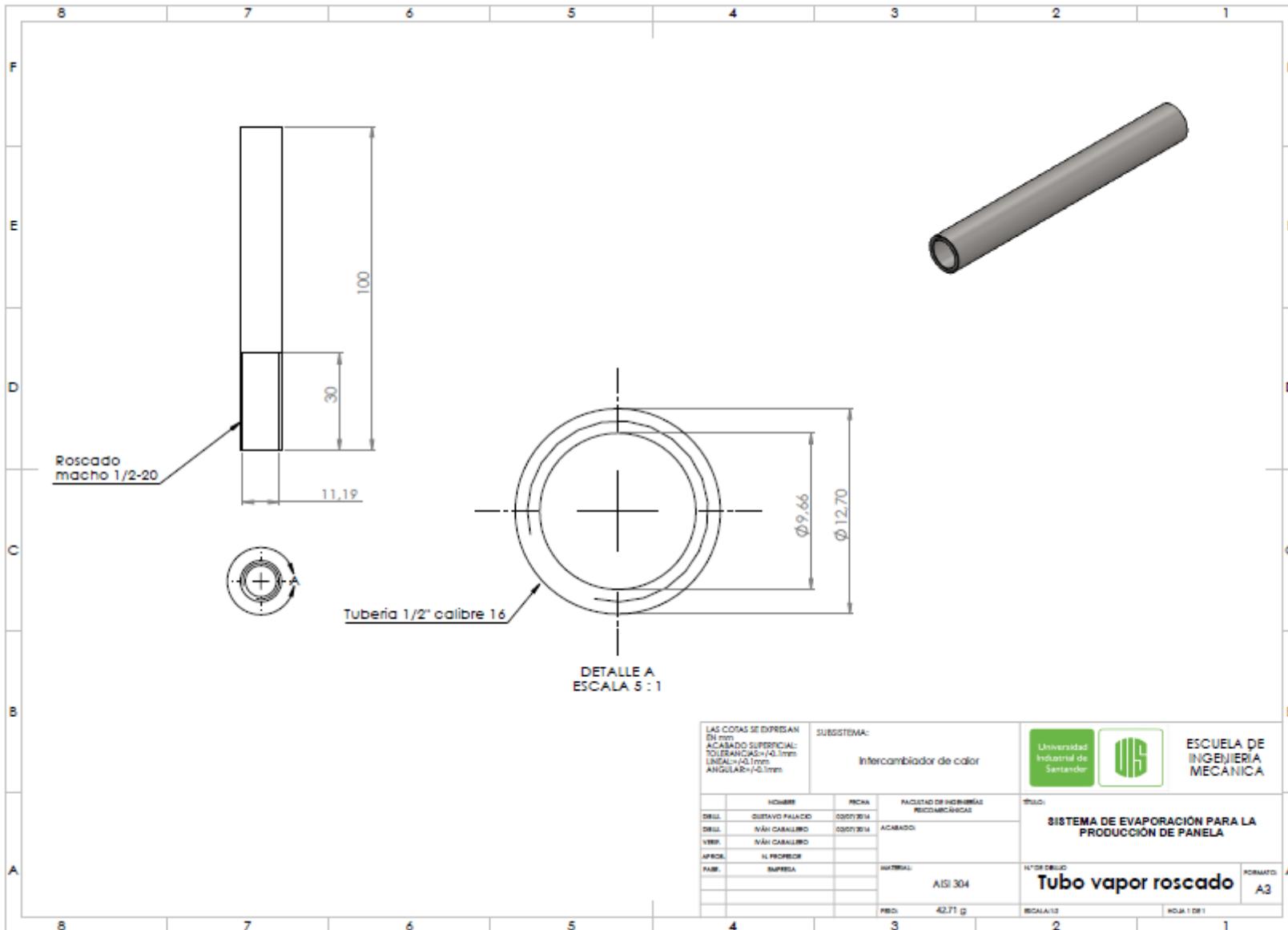
SUBSISTEMA:		Estructura	
UNIVERSIDAD:		 ESCUELA DE INGENIERIA MECANICA	
TITULO:		SISTEMA DE EVAPORACION PARA LA PRODUCCION DE PANELA	
AUTOR:		Lamina Base	
MATERIAL:		Hierro	
PESO:		34818 g	
FECHA:		NOVA 1 081	

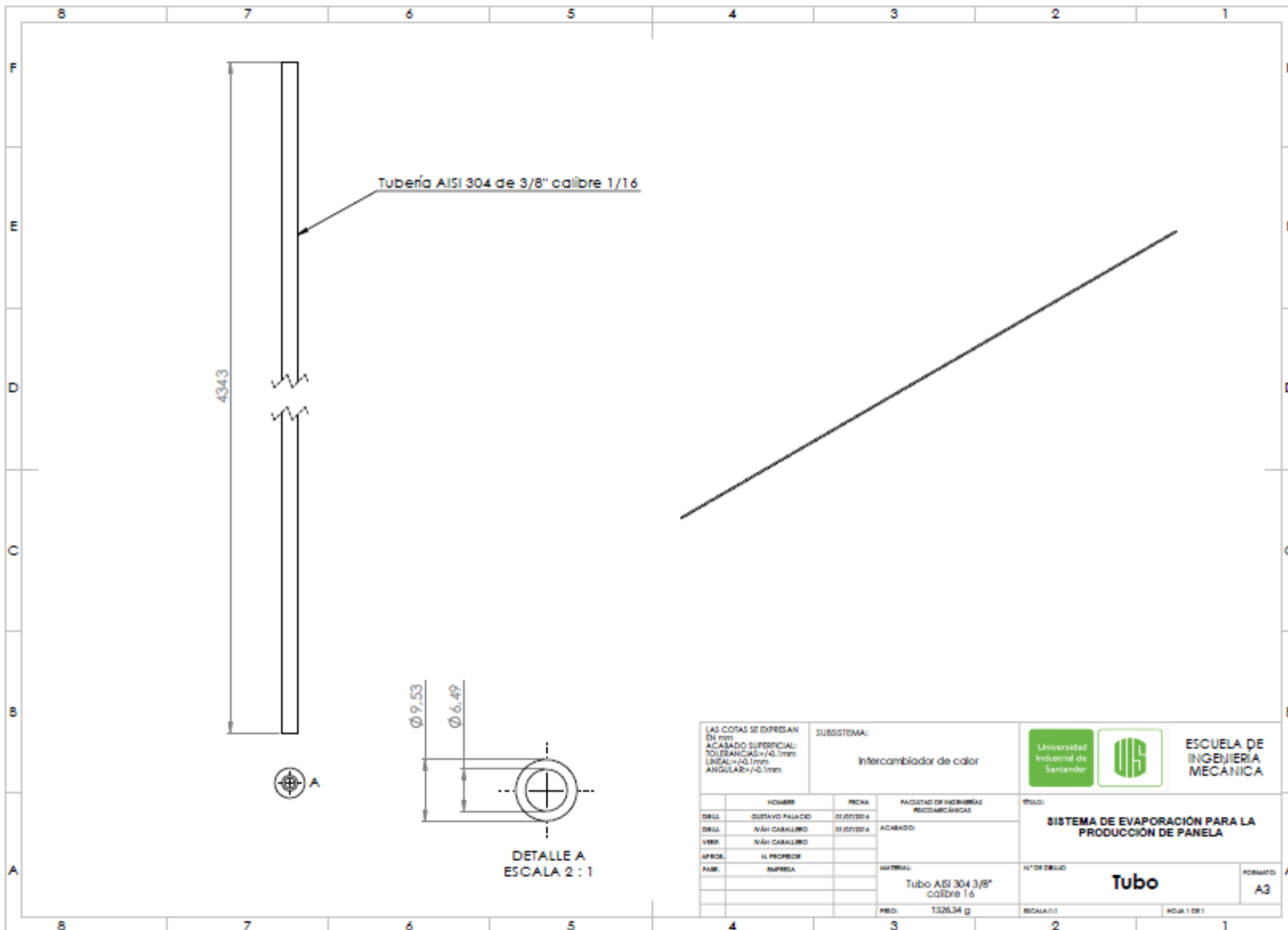


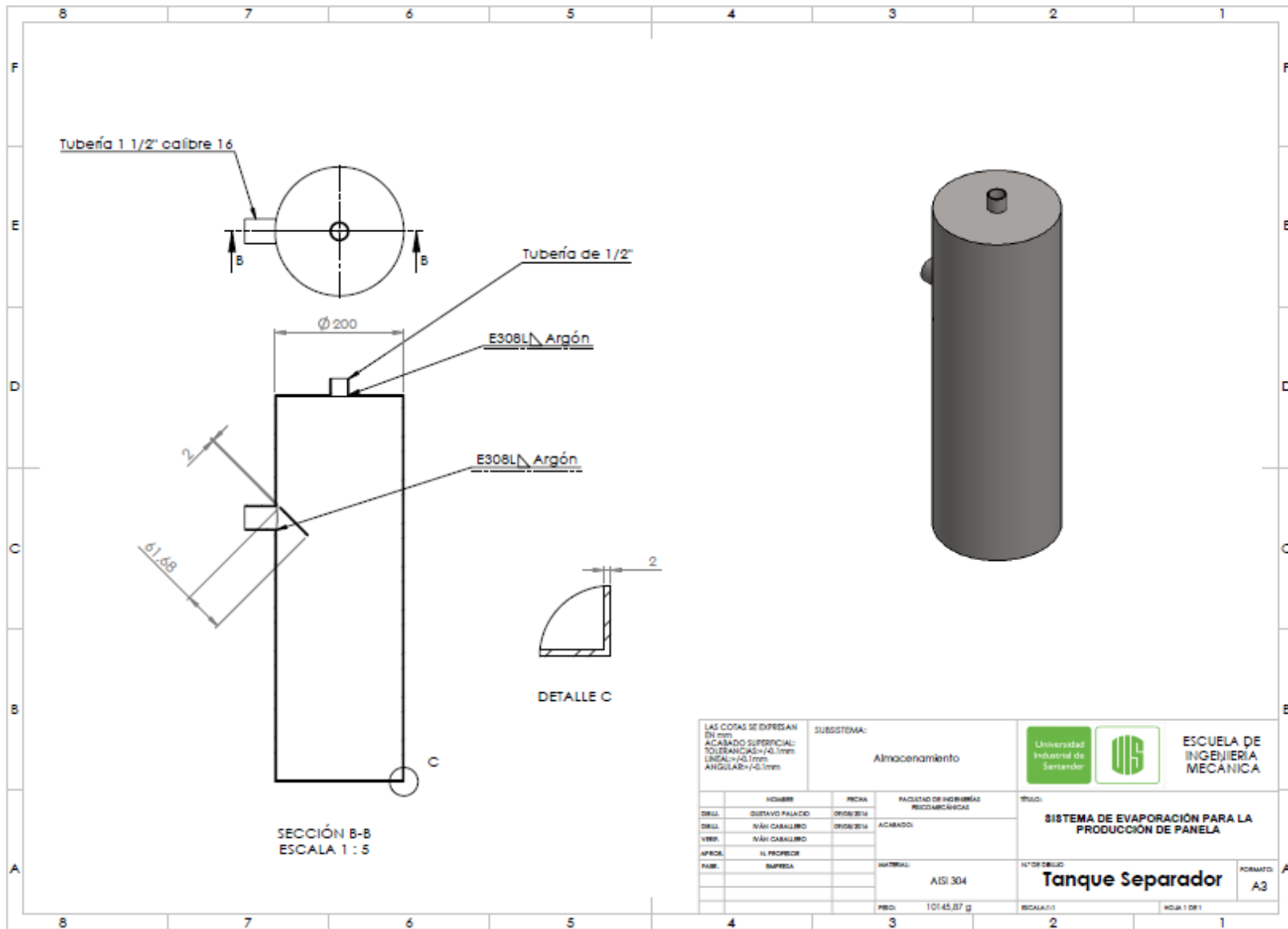












ANEXO B. DIÁGRAMAS DE FLUJO

DIAGRAMA DE FLUJO EXPLICATIVO PARA EL DUCTO

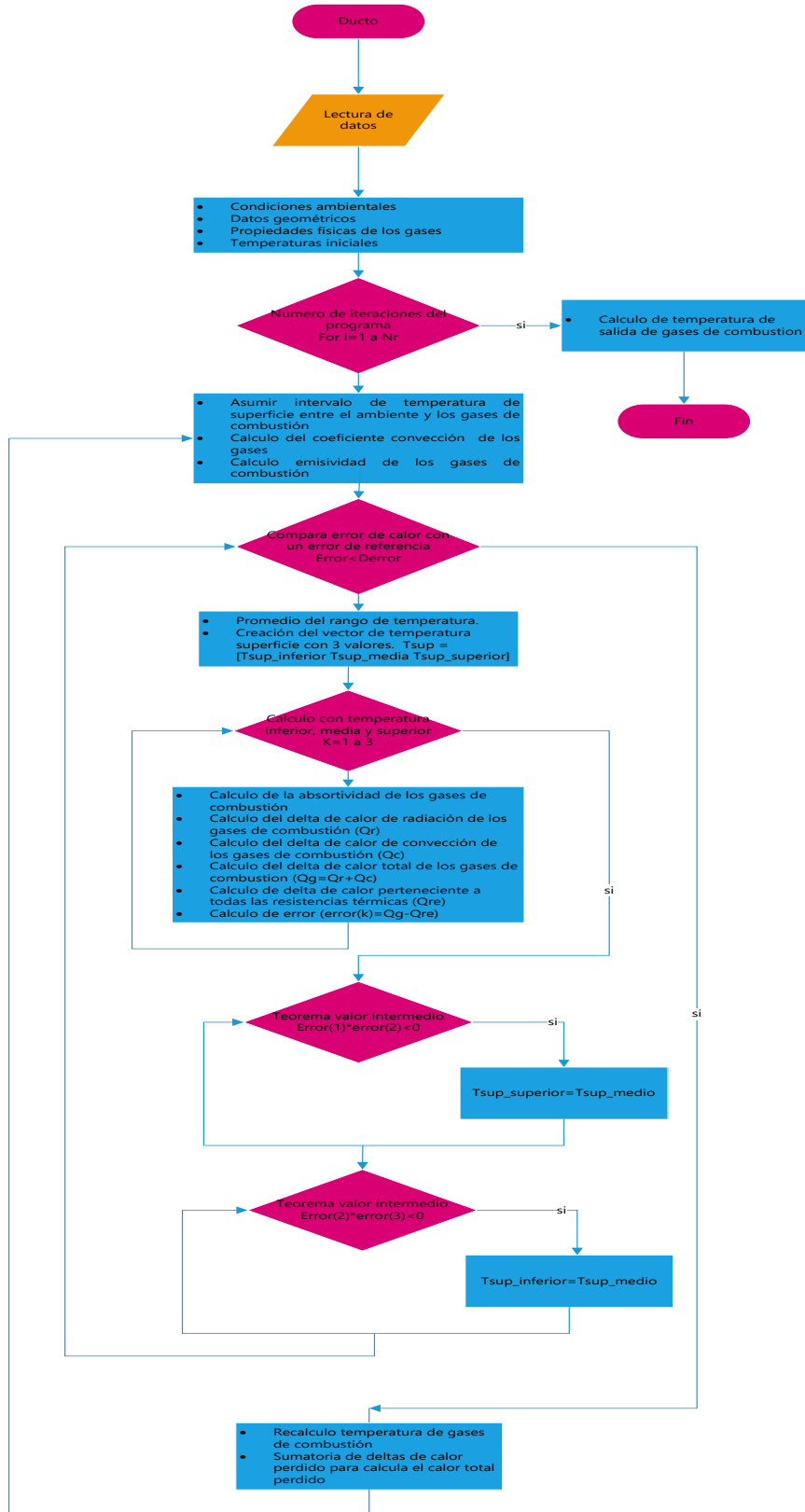


DIAGRAMA DE FLUJO DE PROGRAMACIÓN DEL PROCESO TRADICIONAL PARA EL DUCTO

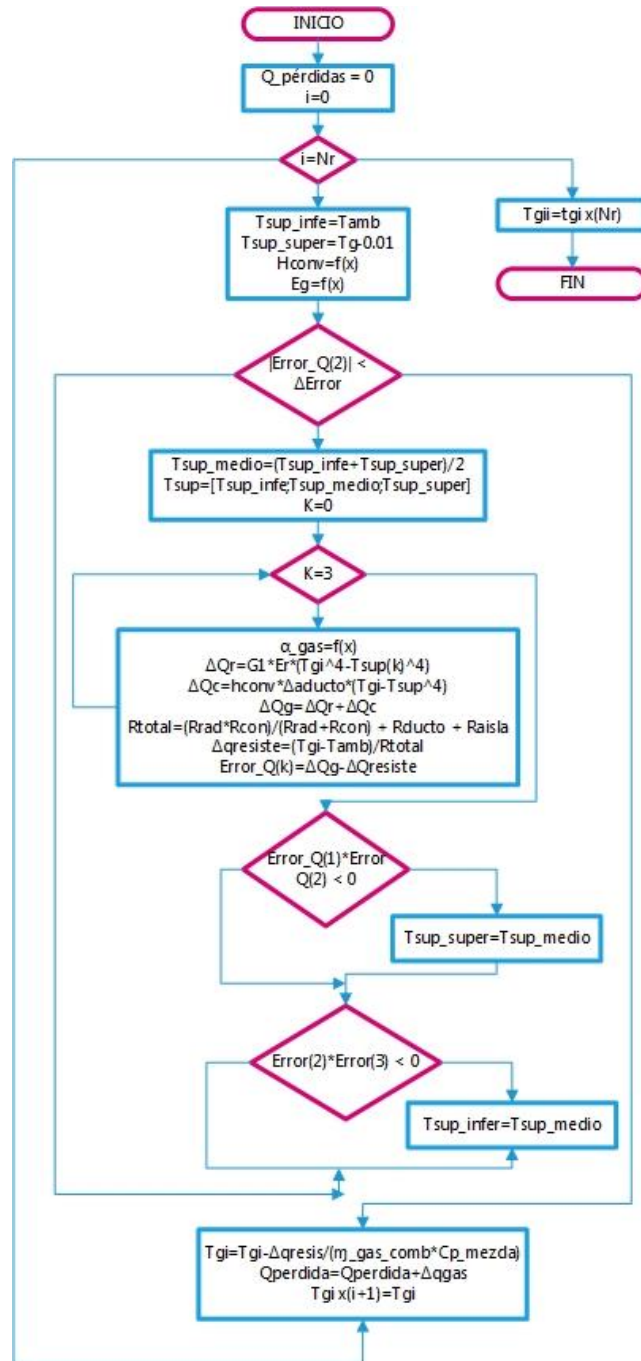


DIAGRAMA DE FLUJO EXPLICATIVO PARA LA PAILA DE CALOR SENSIBLE

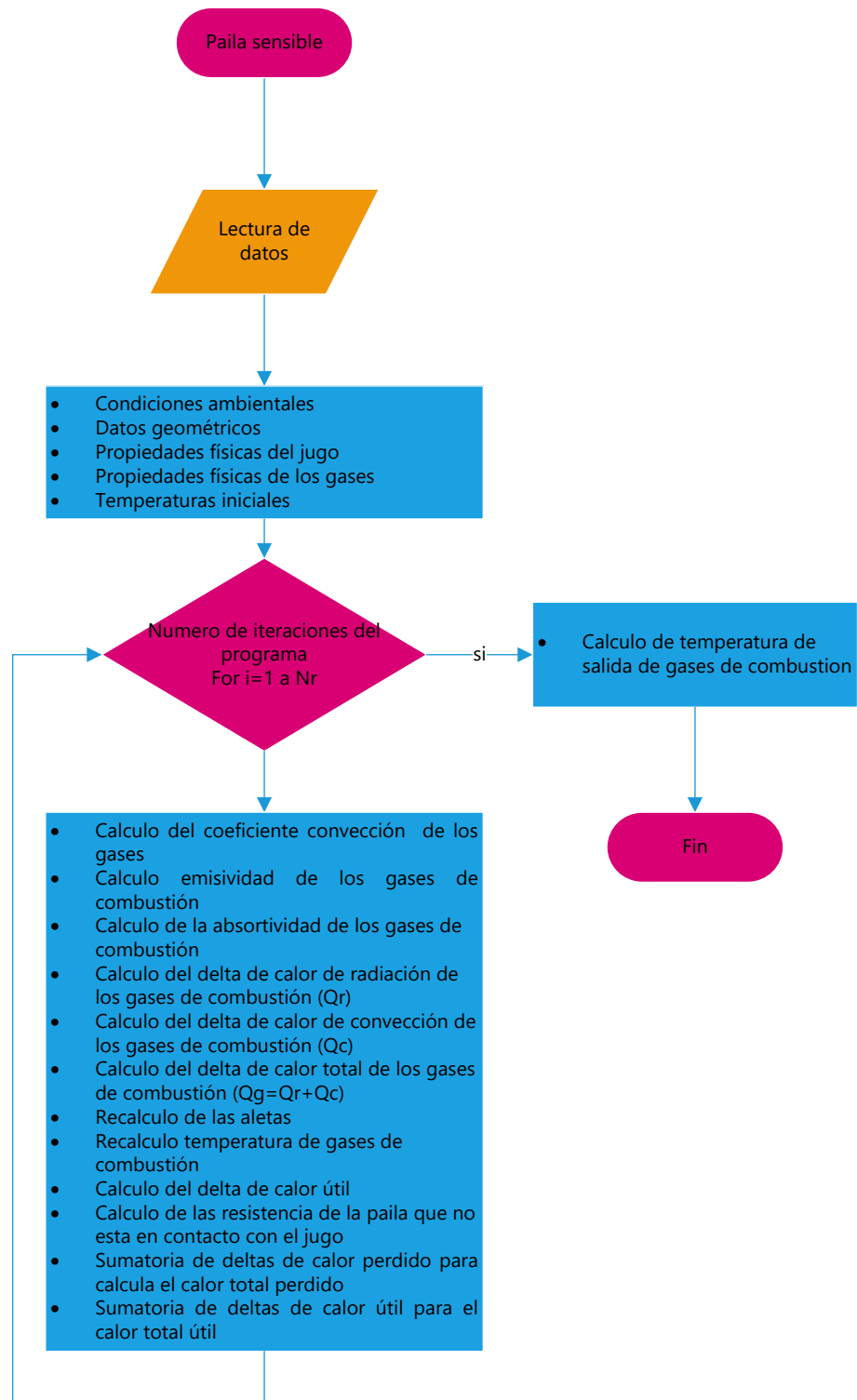


DIAGRAMA DE FLUJO DE PROGRAMACIÓN DEL PROCESO TRADICIONAL PARA CALOR SENSIBLE

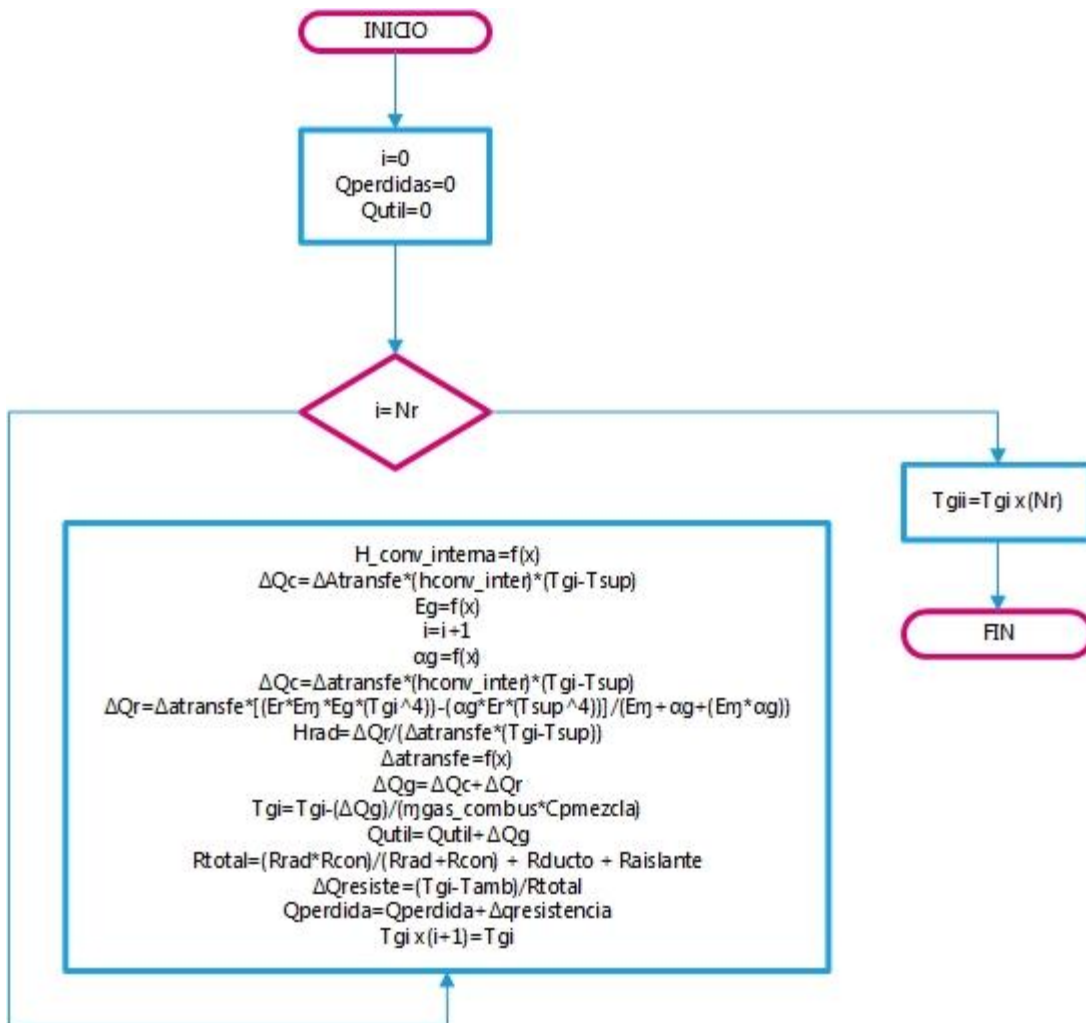
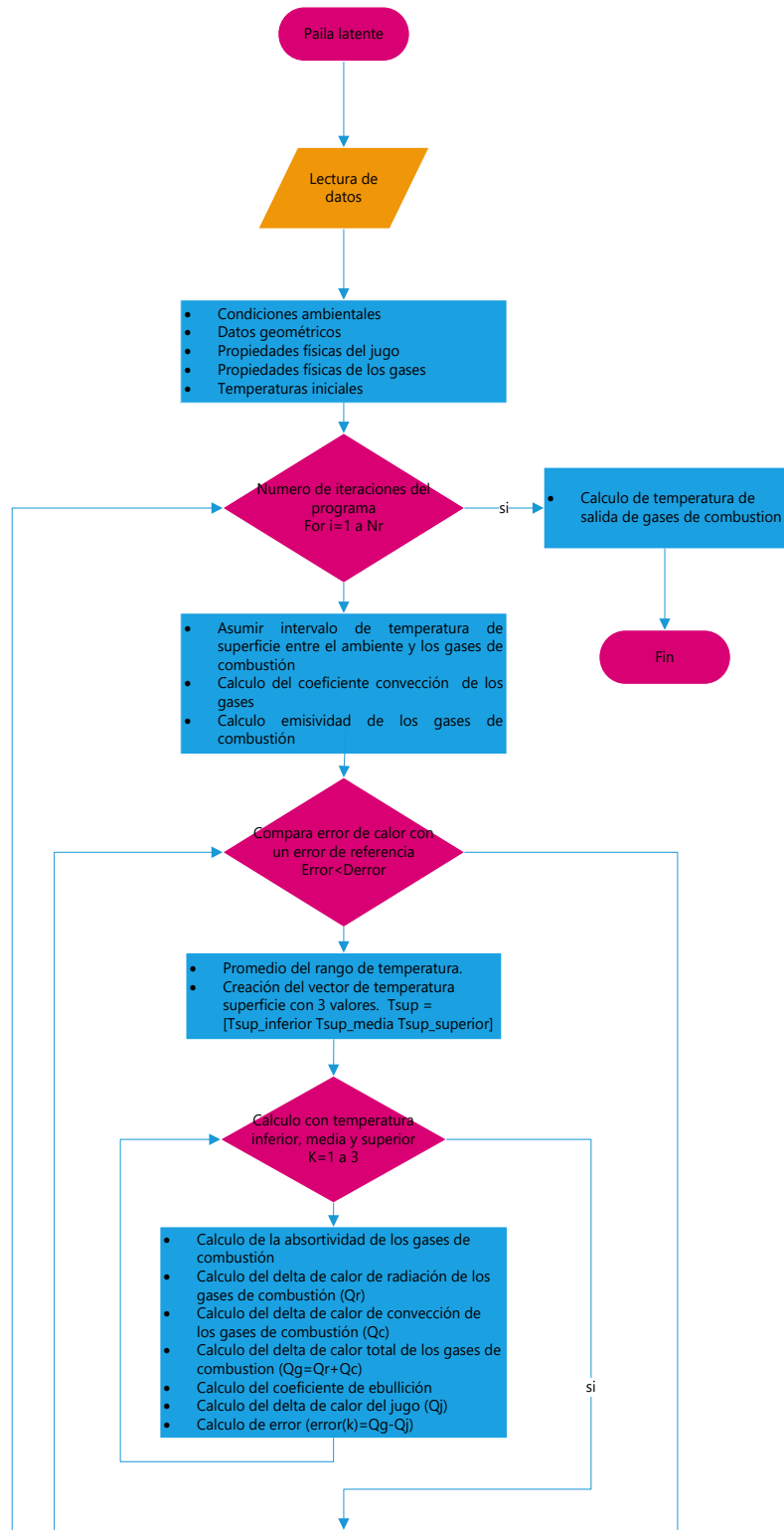


DIAGRAMA DE FLUJO EXPLICATIVO PARA LA PAILA DE CALOR LATENTE



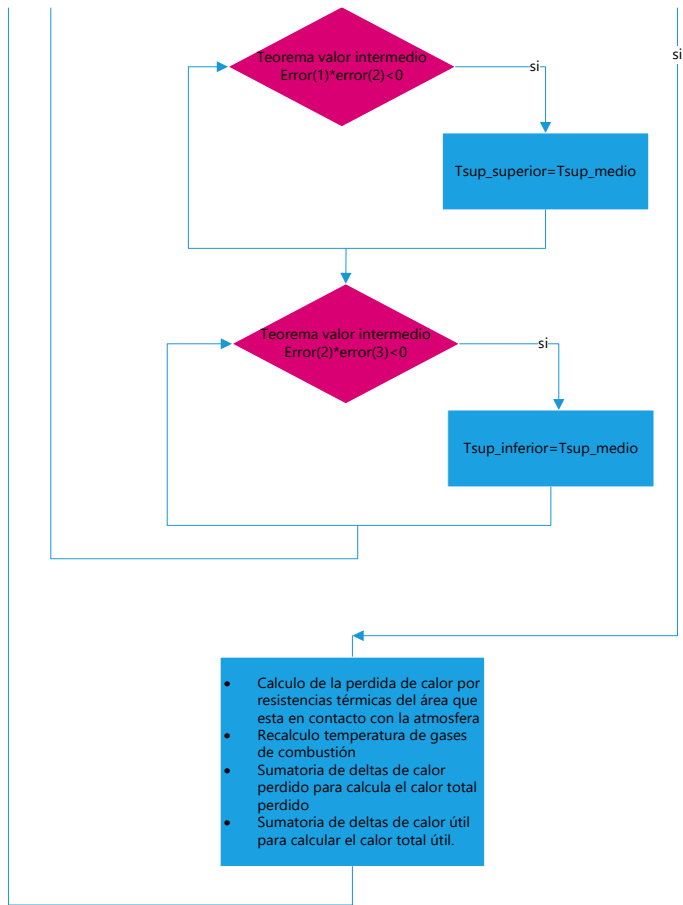


DIAGRAMA DE FLUJO DE PROGRAMACIÓN DEL PROCESO TRADICIONAL PARA CALOR LATENTE

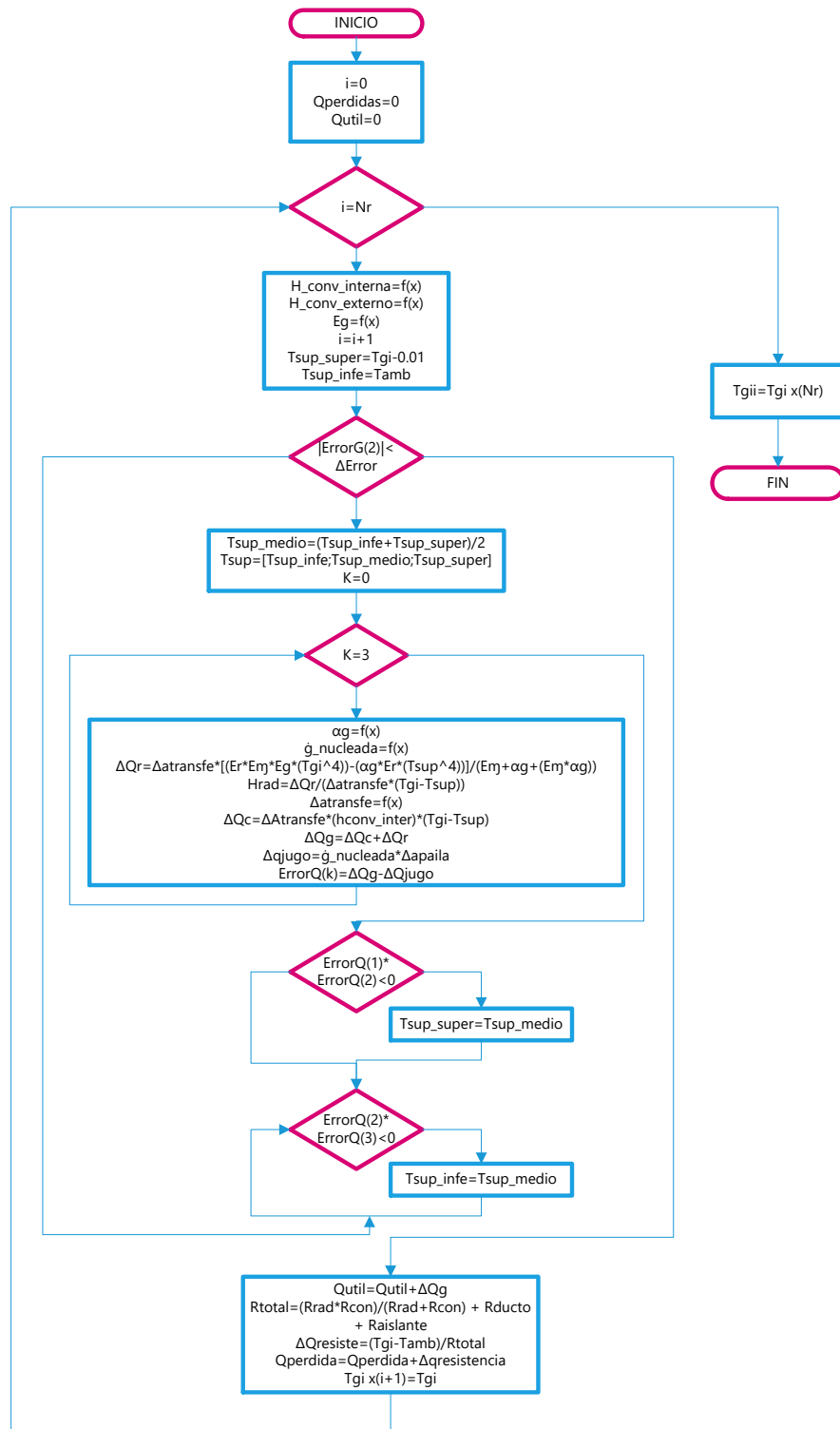
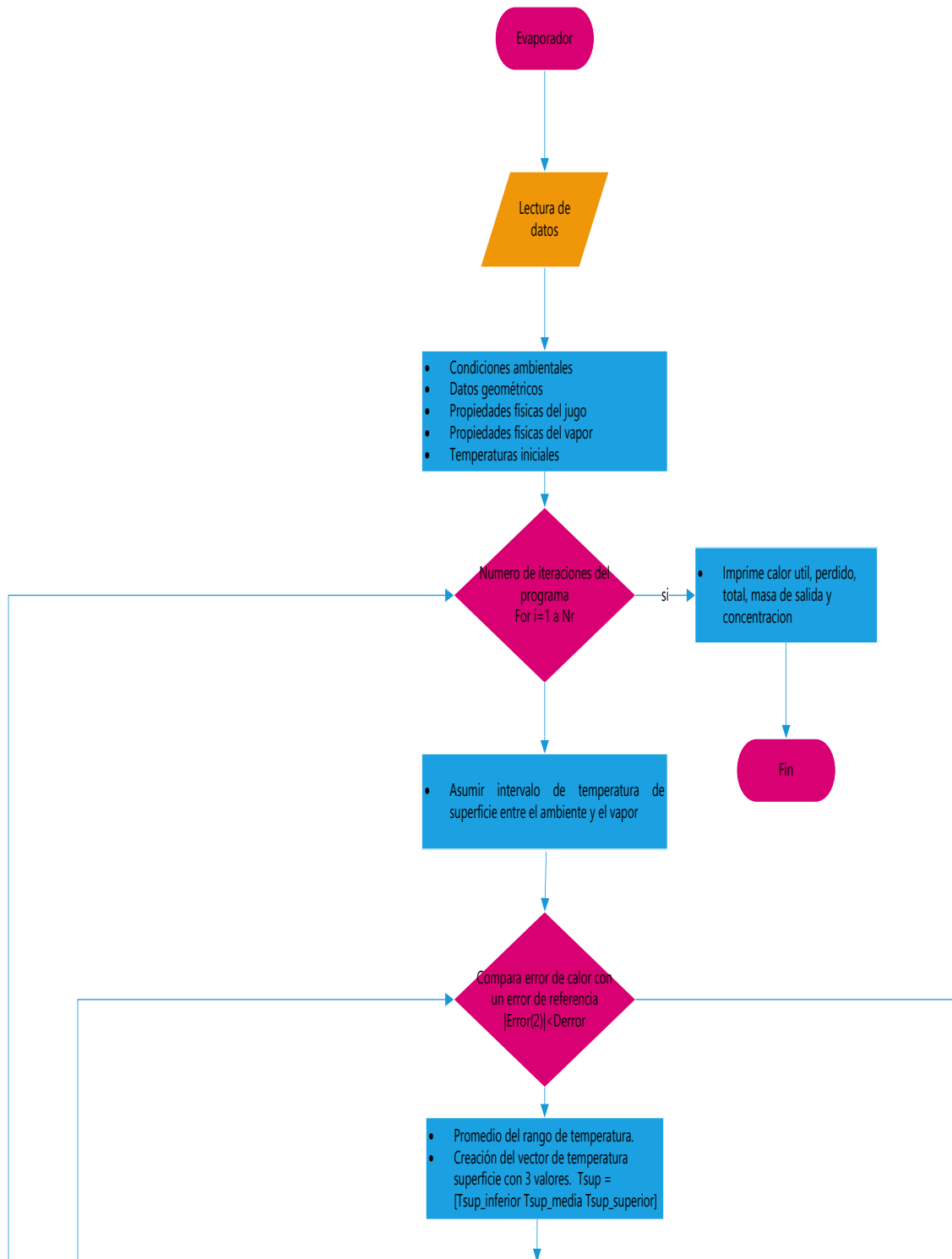
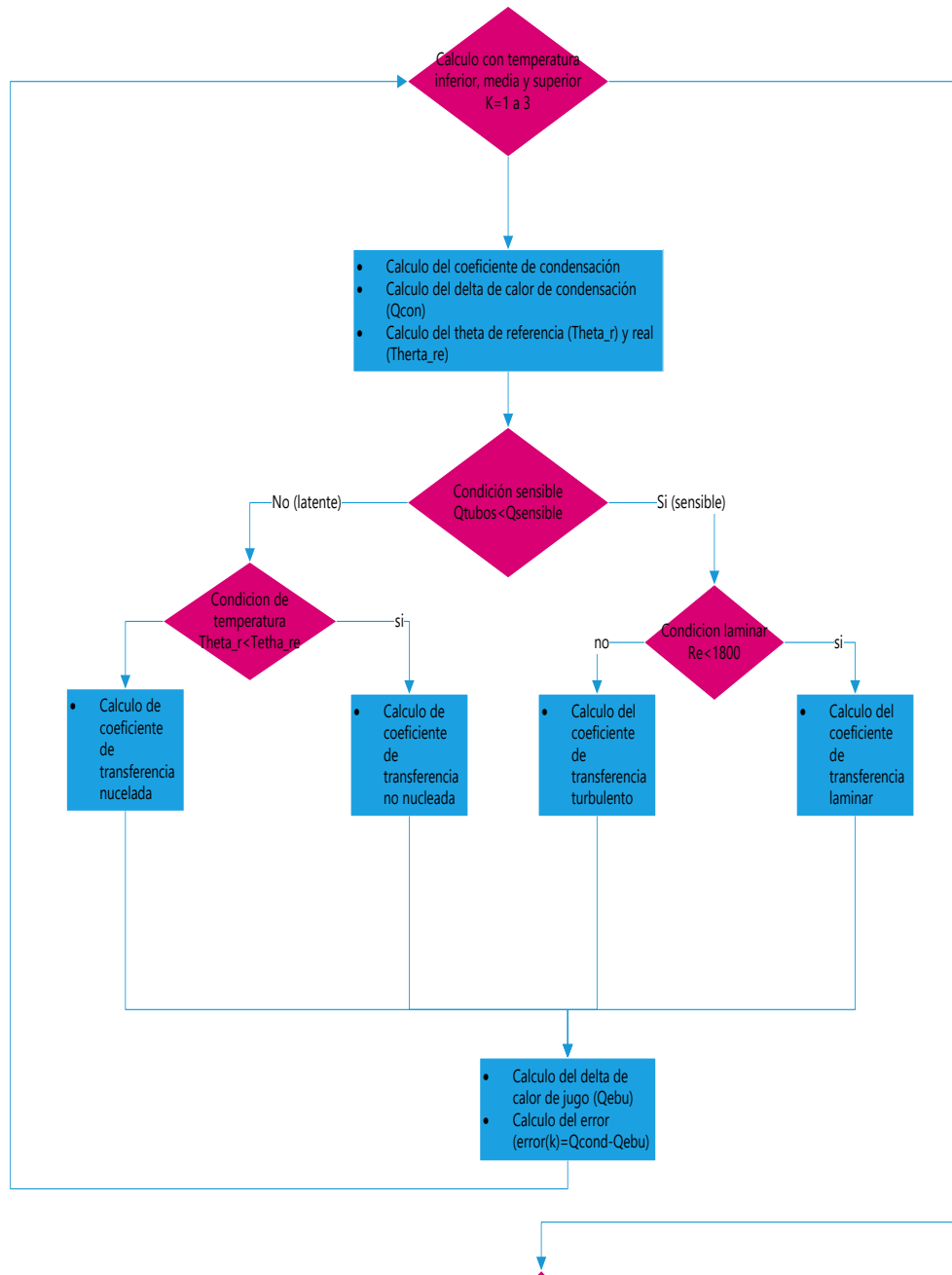


DIAGRAMA DE FLUJO EXPLICATIVO PARA EL PROCESO MEJORADO





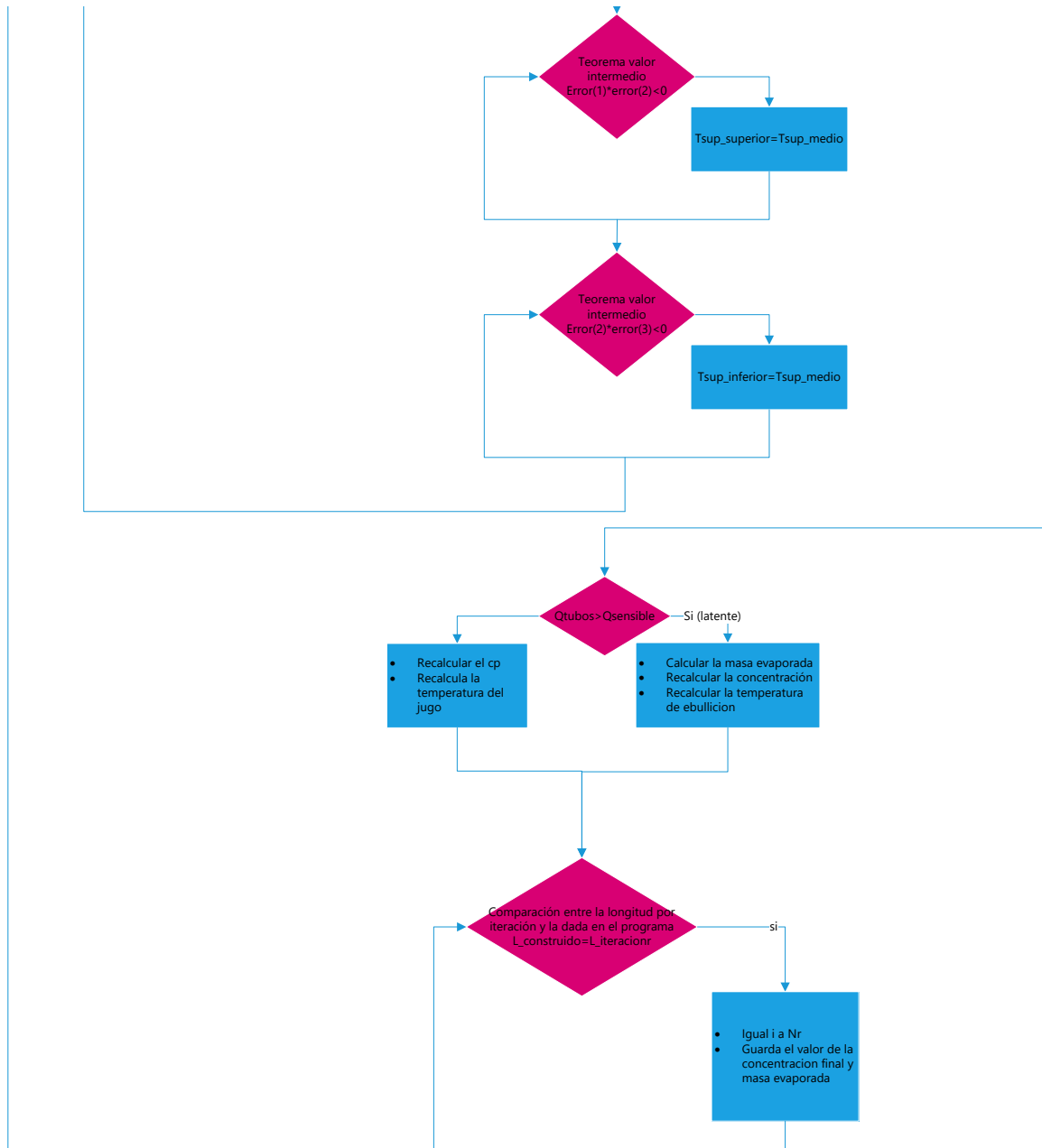
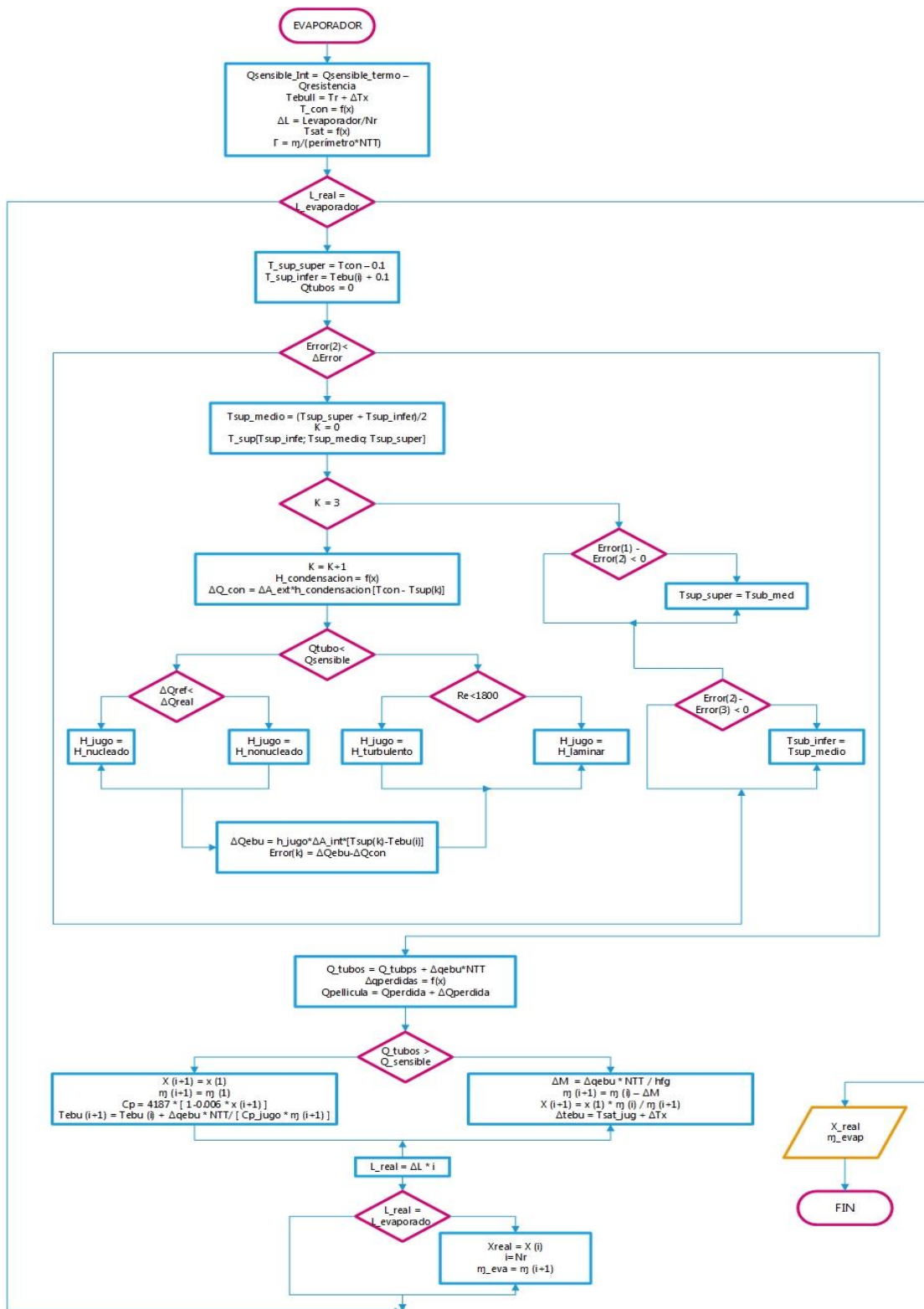


DIAGRAMA DE FLUJO DE PROGRAMACIÓN DEL PROCESO MEJORADO



ANEXO C. CÓDIGO MATLAB

INTERFAZ GRAFICA PRINCIPAL. fig

on button press in pushbutton1.

CÓDIGO EN EL BOTON EJECUTAR

%

```
function pushbutton1_Callback(hObject, eventdata, handles)
```

```
%Declaracion de variables del programa
```

```
global T_g1 Q_perdida_d1 T_g2 Q_util_p1 Q_perdida_p1 T_g3 Q_perdida_d2 T_g4 Q_util_p2  
Q_perdida_p2 T_g5 Q_perdida_d3 T_g6 Q_util_p3 Q_perdida_p3 T_g7;
```

```
global Qutil_tradicional Qperdida_tradicional Qtotal_tradicional Q_sensible_intercambiador  
Q_latente_intercambiador Q_total_intercambiador x_final;
```

```
global masa_eva Q_tubos_transferido Q_perdida_eva P_resistencia eta_combustion;
```

```
%ENTRADAS GENERALES PARA LOS DOS PROTOTIPOS
```

```
%flujo de jugo
```

```
m1=str2double(get(handles.m1,'string')); ...Flujo masico de jugo en el intercambiador
```

```
x1=str2double(get(handles.x1,'string')); ...concentracion de azucar a la entrada
```

```
x2=str2double(get(handles.x2,'string')); ...concentracion de azucar a la salida
```

```
%Ubicacion del prototipo
```

```
T_amb=str2double(get(handles.Tamb,'string')); ...temperatura ambiente
```

```
%Aislante
```

```
K_aislante=str2double(get(handles.K_aislante,'string'));...Conductividad del aislante
```

```

Espesor_aislante=str2double(get(handles.Espesor_aislante,'string')); ...Espesor del
aislante
%Resolucion de calculos
Nr=str2double(get(handles.particion,'string'));...Es el numero
... maximo de iteraciones que se realizara el calculo partiendo el intercambiador en
pequeños tramos
Delta_Error=str2double(get(handles.resolucion,'string')); ...es el error maximo entre cada
calculo en cada delta de tramo

%ENTRADAS PROGRAMA INTERCAMBIADOR
%camisa del intercambiador
Ds=str2double(get(handles.Ds,'string')); ...Diametro exterior de la camisa
calibrecamisa=get(handles.calibrecamisa,'value'); ...calibre o espesor de la camisa
P_caldera=str2double(get(handles.P_caldera,'string')); ...Presion dada por la caldera en
psi
%haz de tubos del intercambiador
Do=str2double(get(handles.Do,'string')); ...Diametro exterior de un tubo del haz de tubos
calibrehaz=get(handles.calibrehaz,'value'); ...Tipo de material del haz de tubos
NTT=str2double(get(handles.NTT,'string')); ...Numero de tubos del haz de tubos
L_supuesta=str2double(get(handles.L,'string')); ...Longitud supuesta que sea recalculada
despues
%Resistencia antes de la entrada del evaporador
P_resistencia=str2double(get(handles.P_resistencia,'string')); ...potencia de la
resistencia si existe
P_atm=str2double(get(handles.Presion_eva,'string')); ...temperatura ambiente

```

SEGUNDO PROTOTIPO EVAPORADOR DE PELICULA DESCENDENTE

```

g=9.81;...gravedad de la tierra

%CAMBIO DE UNIDADES A INTERNACIONAL ESTANDAR
%%Presion Atmosferica en kpa

% P_atm=101.325*exp(-0.0001158*altura)
P_caldera=P_caldera*6.89475
%Medidas de pulgadas a metros
Ds=Ds*0.0254;
Do=Do*0.0254;
Es_aislante=Espesor_aislante/100;
%Temperatura a kelvin
T_amb=T_amb+273;
m1=m1/3600;

%Si se tiene conectada la resistencia
T_r2=T_amb;
[ cp_l ] = Cp_agua_liquida( T_r2 );
T_r2=P_resistencia/(m1*cp_l)+T_amb;

%Calibre
Calibre=[12.7E-3 11.11E-3 9.53E-3 7.94E-3 6.35E-3 6.07E-3 5.69E-3...
5.31E-3 4.91E-3 4.76E-3 4.55E-3 4.18E-3 3.8E-3 3.41E-3 3.18E-3...
3.04E-3 2.66E-3 2.28E-3 1.90E-3 1.71E-3 1.59E-3 1.52E-3 1.37E-3...

```

```

1.21E-3 1.06E-3 0.91E-3 0.84E-3 0.79E-3 0.76E-3 0.68E-3 0.61E-3...
0.53E-3 0.45E-3 0.42E-3 0.4E-3 0.38E-3 0.34E-3 0.30E-3 0.27E-3...
0.25E-3 0.23E-3 0.21E-3];

E_Ds=Calibre(calibrecamisa+14);
E_Do=Calibre(calibrehaz+14);

Do_int=Do-2*E_Do;...diametro interno del haz tubo
%%Funcion Termodinamica del intercambiador
[ Q_sensible_intercambiador,Q_latente_intercambiador,Q_total_intercambiador ] = ...
    Termodinamica_intercambiador( P_atm,T_amb,x1,x2,m1 );

[ Q_tubos_transferido, x_final, masa_eva,Q_perdida_eva ] = Calculointercambiador(
g,x1,P_atm,T_r2,...
    P_caldera,L_supuesta,Do_int,Do,Nr,NTT,m1,Delta_Error,Q_sensible_intercambiador,...
    Q_latente_intercambiador,P_resistencia,E_Ds,Es_aislante,K_aislante);

set(handles.Qsensibleit,'string',Q_sensible_intercambiador);
set(handles.Qlatenteit,'string',Q_latente_intercambiador);
set(handles.Qtotalit,'string',Q_total_intercambiador);

set(handles.X_real,'string',x_final);
set(handles.masa_eva,'string',masa_eva);
set(handles.Qtotalitr,'string',Q_tubos_transferido);
set(handles.Q_perdido,'string',Q_perdida_eva);
set(handles.Q_total_t,'string',(Q_perdida_eva+Q_tubos_transferido));

%Fin del segundo prototipo {calculos}

```

PRIMER PROTOTIPO PROCESO TRADICIONAL

```

%ENTRADAS PROGRAMA INTERCAMBIADOR
%Caracteristica de los ductos
alto_camara=str2double(get(handles.D_Alto,'string'));...altura de la camara o del ducto sin
contar aletas en pailas
ancho_camara=str2double(get(handles.D_Ancho,'string'));...ancho de la camara (entiendase el
ancho es igual para el ducto y la paila)
E_camara=str2double(get(handles.D_Espesor,'string'));...Espesor de la camara y ducto
L_camara_1=str2double(get(handles.D_Longitud,'string'));...longitud de los ductos (son
tres)
%Diseño de las pailas
E_paila=str2double(get(handles.G_espesor,'string'));...Espesor de la paila
alpha_paila=str2double(get(handles.angulo,'string'));...Angulo de apertura de las pailas
L_paila_1=str2double(get(handles.P1_longitud,'string'));...Longitud de la pailas numero 1
L_paila_2=str2double(get(handles.P2_longitud,'string'));...Longitud de la paila numero 2
L_paila_3=str2double(get(handles.P3_longitud,'string'));...Longitud de la paila numero 3
(Clarificación)
%Diseño de las aletas
N_aletas=str2double(get(handles.A_numero,'string'));...Numero de aletas presentes en las
pailas por metro
AL_aleta=str2double(get(handles.AL_aleta,'string'));...Altura de las aletas

```

```

E_aleta=str2double(get(handles.Es_aleta,'string'));...espesor de la aleta
%Cantidad de combustible
m_dot_propano=str2double(get(handles.M_gas,'string'));... cantidad de combustible
suministrado
%Tiempo pailas
T_p1=str2double(get(handles.T_p1,'string'));... cantidad de combustible suministrado
T_p2=str2double(get(handles.T_p2,'string'));... cantidad de combustible suministrado
T_p3=str2double(get(handles.T_p3,'string'));... cantidad de combustible suministrado
%ubicacion
altura=str2double(get(handles.altura,'string')); ...temperatura ambiente
%CAMBIO DE UNIDADES A INTERNACIONAL ESTANDAR
P_atm=101.325*exp(-0.0001158*altura)
alto_camara=alto_camara/100;
ancho_camara=ancho_camara/100;
E_camara=E_camara/1000;
a_paila=ancho_camara;
L_camara_1=L_camara_1/100;
E_paila=E_paila/1000;
L_paila_1=L_paila_1/100;
L_paila_2=L_paila_2/100;
L_paila_3=L_paila_3/100;
AL_aleta=AL_aleta/1000;
E_aleta=E_aleta/1000;
m_dot_propano=m_dot_propano/3600;
T_p1=T_p1*60;
T_p2=T_p2*60;
T_p3=T_p3*60;
%CONSTANTES DE CALCULOS DE RADIACIÓN
Epsilon_r=5.67E-8;...constante de la radición stefan Boltzman
%calor de combustion
Q_total_combustion=11500*4.18*m_dot_propano*1000;
%Material
K_acero=18;...conductividad del acero [w/(mk)]
E_acero_inox=0.8;...emisividad del acero
C_sf=0.013;...constante experimental entre agua y acero

%CONSTANTES DE CALCULOS DE QUIMICO DE LA REACCION

%Combustión
Porcentaje_c3h8=80;...porcentaje de propano en el cilindro
alpha=1.2;...exceso de aire
Fr=0.8;...Factor de reducción del quemador

%Poder calorifico inferior (qo) y vaporización (qv) por maraday [Mj/mol]
qo_c3h8=2043;
qv_c3h8=14.4;

qo_c4h10=2658;
qv_c4h10=21.1;

%Pesos atomicos [g/mol] atomico
mu_Co2=44;...del dióxido de carbono
mu_H2o=18;...del agua
mu_N2=28;...del nitrogeno atmosferico

```

```

mu_O2=32;...del oxigeno atmosferico

%Peso atomico de los reactivos [Kg/kmol] o [g/mol]
mu_a_c3h8=44;...masa atomica del propano
mu_a_c4h10=58;...masa atomica del butano

%Calculo termodinamico de las pailas
[ q_dot_3,q_dot_2,q_dot_1,q_dot_total_p ] = calculo_pailas(
m1,x1,x2,P_atm,T_p1,T_p2,T_p3,T_amb );

%Estequiometria
[ lambda,N_propano,mu_a_propano,NCO2,NH2O,NN2,NO2,P_atm,Yi_CO2,Yi_H2O,Yi_N2,...
Yi_O2,Pi_CO2,Pi_H2O,Pi_N2,Pi_O2,mu_aire ] = Estequiometria(Porcentaje_c3h8,...
alpha,mu_a_c3h8,mu_a_c4h10,mu_O2,mu_N2,altura);

%flujo de gas combustion
[ m_gas_combustion ] = flujodegases( m_dot_propano,mu_a_propano,...
alpha,N_propano,lambda,mu_aire,NCO2,NH2O,NO2,NN2,mu_CO2,mu_H2o,mu_O2,mu_N2 );

%Calculo de llama adiabatica
[ T_adi,T_g1 ] = temperaturadiabatica( N_propano,qo_c3h8,qv_c3h8,lambda,qo_c4h10,...
qv_c4h10,NH2O,NO2,NCO2,NN2,Fr,Delta_Error);

%Calculo de perdidas en el ducto 1
[ T_g2,Q_perdida_d1,T_g1x,T_sup1x ] = calculo_ducto(
T_g1,alto_camara,L_paila_1,L_camara_1,ancho_camara,a_paila,E_paila,...

E_camara,K_acero,E_acero_inox,K_aislante,Es_aislante,Pi_H2O,Pi_CO2,P_atm,x1,Yi_CO2,Yi_H2O,Y
i_N2,Yi_O2,NCO2,NH2O,NN2,NO2,...

mu_CO2,mu_H2o,mu_N2,mu_O2,T_amb,N_aletas,AL_aleta,E_aleta,m_gas_combustion,Nr,g,Epsilon_r,
Delta_Error);

%Calculo de paila 1
[ T_g3,Q_util_p1,Q_perdida_p1 ] = calculo_paila_latente(
T_g2,alto_camara,L_paila_1,L_camara_1,ancho_camara,a_paila,E_paila,...

E_camara,K_acero,E_acero_inox,K_aislante,Es_aislante,Pi_H2O,Pi_CO2,P_atm,x1,Yi_CO2,Yi_H2O,Y
i_N2,Yi_O2,NCO2,NH2O,NN2,NO2,...

mu_CO2,mu_H2o,mu_N2,mu_O2,T_amb,N_aletas,AL_aleta,E_aleta,m_gas_combustion,Nr,g,Epsilon_r,
Delta_Error );

%Calculo de perdidas en el ducto 2
[ T_g4,Q_perdida_d2,T_g3x,T_sup3x ] = calculo_ducto(
T_g3,alto_camara,L_paila_2,L_camara_1,ancho_camara,a_paila,E_paila,...

E_camara,K_acero,E_acero_inox,K_aislante,Es_aislante,Pi_H2O,Pi_CO2,P_atm,x1,Yi_CO2,Yi_H2O,Y
i_N2,Yi_O2,NCO2,NH2O,NN2,NO2,...

mu_CO2,mu_H2o,mu_N2,mu_O2,T_amb,N_aletas,AL_aleta,E_aleta,m_gas_combustion,Nr,g,Epsilon_r,
Delta_Error);

```

%Calculo de paila 2

```
[ T_g5,Q_util_p2,Q_perdida_p2 ] = calculo_paila_latente(  
T_g4,alto_camara,L_paila_2,L_camara_1,ancho_camara,a_paila,E_paila,...
```

```
E_camara,K_acero,E_acero_inox,K_aislante,Es_aislante,Pi_H2O,Pi_CO2,P_atm,x1,Yi_CO2,Yi_H2O,Y  
i_N2,Yi_O2,NCO2,NH2O,NN2,NO2,...
```

```
mu_Co2,mu_H2o,mu_N2,mu_O2,T_amb,N_aletas,AL_aleta,E_aleta,m_gas_combustion,Nr,g,Epsilon_r,  
Delta_Error );
```

%Calculo de perdidas en el ducto 3

```
[ T_g6,Q_perdida_d3,T_g5x,T_sup5x ] = calculo_ducto(  
T_g5,alto_camara,L_paila_3,L_camara_1,ancho_camara,a_paila,E_paila,...
```

```
E_camara,K_acero,E_acero_inox,K_aislante,Es_aislante,Pi_H2O,Pi_CO2,P_atm,x1,Yi_CO2,Yi_H2O,Y  
i_N2,Yi_O2,NCO2,NH2O,NN2,NO2,...
```

```
mu_Co2,mu_H2o,mu_N2,mu_O2,T_amb,N_aletas,AL_aleta,E_aleta,m_gas_combustion,Nr,g,Epsilon_r,  
Delta_Error);
```

%Calculo de paila 3

```
[ T_g7,Q_util_p3,Q_perdida_p3 ] = calculo_paila_sensible(  
T_g6,alto_camara,L_paila_3,L_camara_1,ancho_camara,a_paila,E_paila,...
```

```
E_camara,K_acero,E_acero_inox,K_aislante,Es_aislante,Pi_H2O,Pi_CO2,P_atm,x1,Yi_CO2,Yi_H2O,Y  
i_N2,Yi_O2,NCO2,NH2O,NN2,NO2,...
```

```
mu_Co2,mu_H2o,mu_N2,mu_O2,T_amb,N_aletas,AL_aleta,E_aleta,m_gas_combustion,Nr,g,Epsilon_r,  
Delta_Error );
```

```
Qutil_tradicional=Q_util_p1+Q_util_p2+Q_util_p3;
```

```
Qperdida_tradicional=Q_perdida_d1+Q_perdida_d2+Q_perdida_d3+Q_perdida_p1+Q_perdida_p2+Q_per  
dida_p3;
```

```
Qtotal_tradicional=Qutil_tradicional+Qperdida_tradicional;
```

```
eta_combustion=Qtotal_tradicional/Q_total_combustion;
```

```
set(handles.Q_p3,'string',q_dot_3);
```

```
set(handles.Q_p2,'string',q_dot_2);
```

```
set(handles.Q_p1,'string',q_dot_1);
```

```
set(handles.Q_total_p,'string',q_dot_total_p);
```

```
set(handles.Tg1,'string',T_g1);
```

```
set(handles.Qpd1,'string',Q_perdida_d1);
```

```
set(handles.Tg2,'string',T_g2);
```

```
set(handles.Qup1,'string',Q_util_p1);
```

```
set(handles.Qpp1,'string',Q_perdida_p1);
```

```
set(handles.Tg3,'string',T_g3);
```

```
set(handles.Qpd2,'string',Q_perdida_d2);
```

```
set(handles.Tg4,'string',T_g4);
```

```

set(handles.Qup2, 'string', Q_util_p2);
set(handles.Qpp2, 'string', Q_perdida_p2);

set(handles.Tg5, 'string', T_g5);
set(handles.Qpd3, 'string', Q_perdida_d3);
set(handles.Tg6, 'string', T_g6);

set(handles.Qup3, 'string', Q_util_p3);
set(handles.Qpp3, 'string', Q_perdida_p3);
set(handles.Tg7, 'string', T_g7);

set(handles.Qutilt, 'string', Qutil_tradicional);
set(handles.Qperdidat, 'string', Qperdida_tradicional);
set(handles.Qtotalt, 'string', Qtotal_tradicional);
set(handles.eficiencia, 'string', eta_combustion);

```

CÓDIGO DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR PARA EL INTERCABIADOR DE PELICULA DESCENDENTE

```

function [ Q_tubos, X_real, masa_eva, Q_perdida ] = CalculoIntercambiador(
g, x1, P_atm, T_r, ...
    P_caldera, L_evaporador, D_int, D_ext, Nr, NTT, m1, Delta_Error, ...
Q_sensible_intercambiador,
Q_latente_intercambiador, P_resistencia, E_Ds, Ds, Es_aislante, K_aislante )
%Funcion que divide el intercambiador en fracciones DELTA_Y, respecto a
%las iteraciones, y con un margen de error de delta_error entre la
%diferencias de calores, procedimiento de calculo de temperatura por
%teoria de valor intermedio {cambio de signo significa que existe un
%valor de cambio en un intervalo} y calculos de errores por diferencias
%finitas {numero de iteraciones y el delta error}
Q_sensible_intercambiador=Q_sensible_intercambiador-P_resistencia;
DELTATX=0.2209*exp(0.0557*x1);
[ T_sat_jugo ] = Temperatura_saturacion_agua_kelvin( P_atm );
T_sat_jugo=T_sat_jugo+DELTATX;
T_ebu(1)=T_r+DELTATX;
[ T_sat_caldera ] = Temperatura_saturacion_caldera_kelvin( P_caldera );
T_con=T_sat_caldera;
DELTA_int=D_int*pi*L_evaporador/Nr;
DELTA_ext=D_ext*pi*L_evaporador/Nr;
DELTAL=L_evaporador/Nr;
x(1)=x1;
m_dot(1)=m1;
Perimetro=D_int*pi;
Gamma=m_dot(1)/(Perimetro*NTT);
i=0;
Q_tubos=0;
Q_perdida=0;
for i=1:Nr
    T_sup_superior=T_con-0.1;
    T_sup_inferior=T_ebu(i)+0.1;
    %que tristeza matlab no tiene do while :(

```

```

for j=1:Inf
    T_sup_medio=(T_sup_superior+T_sup_inferior)/2;
    T_sup=[T_sup_inferior T_sup_medio T_sup_superior];
    for k=1:3
        [ h_condensacion ] = Coeficientecondensacion(
T_sup(k),T_sat_caldera,g,L_evaporador );
        DELTAQ_con=DELTA_ext*h_condensacion*(T_con-T_sup(k));
        DELTATHeta_ref=0.043*x(i)+4;
        DELTATHeta_real=(T_sup(k)-T_ebu(i));
        DELTATHeta_realx(i)=DELTATHeta_real;
        phi=DELTAQ_con/(DELTA_int*1000);... en kw
Theta_L=T_ebu(i)-273;...en centigrados
if Q_tubos<Q_sensible_intercambiador
    [ mu ] = viscosidad_dinamica_agua_liquida( T_ebu(i) );
    Y=2*10^6/162;
    k1=0.036;
    k2=0.35;
    k3=1.21;
    a=2.50E-5;
    b=1.19E-5;
    c=3.10;
    rho_jugo=1043+4.854*x(i)-1.07*T_ebu(i);
    [ sigma ] = tension_superficial_agua_liquida( T_ebu(i) );
    sigma=sigma*1000;... a dinas
    t_sigma=T_ebu(i)-273;
    sigma_jugo=sigma*(1-0.00247*(t_sigma)+0.00000469*(t_sigma)^2);
    sigma_jugo=sigma_jugo/1000;...N/m
    if x(i)<30
        mu_jugo=mu*(1+(k1*Y^k2*(0.01*x(i))^k3));
        Re=4*Gamma/mu_jugo;...{dextran}
    else
        mu_jugo=a*mu*exp(b*x(i)^c);
        Re=4*Gamma/mu_jugo;...{lionet}
    end
    if Re<1800
        ka=(g*mu_jugo^4)/(rho_jugo*sigma_jugo);
        h_laminar=2.65*Re^(-0.158)*ka^(0.065);...{en kw/m^2k}
        h_jugo=h_laminar*1000;
    else
        ka=(g*mu_jugo^4)/(rho_jugo*sigma_jugo);
        delta=0.0946*Re^0.8;
        A1=9.17;
        A2=0.328*pi*(130+delta)/delta;
        A3=0.0289*(152100+2340*delta+7*delta^2)/delta^2;
        B=(2.51E6*delta^0.333*ka^(-0.173))/Re^(3.49*ka^0.0675);
        C_t=8.82+0.0003*Re;
        [ Pr ] = Prantl_agua_presion_temperatura(
T_ebu(i),P_atm );

        h_turbulento=(Pr*delta^(1/3))/((A1*Pr^(3/4)+A2*Pr^(1/2)+A3*Pr^(1/4)+C_t)+(B*ka^(1/2)
*Pr^(1/2)));
        h_jugo=h_turbulento*1000;
    end
else

```

```

        if DELTATHETA_ref>DELTATHETA_real
            h_ebullicion_nonucleada=33*phi^(0.05)*x(i)^(-
0.27)*Gamma^(0.14)*Theta_L^(1.2);
            h_jugo=h_ebullicion_nonucleada;
        else
            h_ebullicion_nucleada=28.34*phi^(0.34)*x(i)^(-
0.53)*Gamma^(0.2)*Theta_L^(1.24);
            h_jugo=h_ebullicion_nucleada;
        end
    end
    DELTAQ_ebu=h_jugo*DELTAQ_int*(T_sup(k)-T_ebu(i));
    Error(k)=DELTAQ_ebu-DELTAQ_con;

end
if Error(1)*Error(2)<0
    T_sup_inferior=T_sup_inferior;
    T_sup_superior=T_sup_medio;
end
if Error(2)*Error(3)<0
    T_sup_inferior=T_sup_medio;
    T_sup_superior=T_sup_superior;
end
%reemplazo del do while for infinito y condicionales
if j>Nr || abs(Error(2))<Delta_Error
    break
end
end
Q_tubos=Q_tubos+DELTAQ_ebu*NTT;
[ DELTAQ_perdida,T_sup_exterior ] = perdidas_Calor_aislante(
g,T_r,Ds,Es_aislante,E_Ds,DELTAL,h_condensacion,K_aislante,T_con,Delta_Error );
Q_perdida=Q_perdida+DELTAQ_perdida;
if (Q_tubos>Q_sensible_intercambiador)
    [ hg,hf ] = Entalpia_agua( T_ebu(i));
    hfg=hg-hf;
    DELTAM_dot=DELTAQ_ebu*NTT/hfg;
    m_dot(i+1)=m_dot(i)-DELTAM_dot;
    x(i+1)=x(i)*m_dot(i)/m_dot(i+1);
    DELTATX=0.2209*exp(0.0557*x(i+1));
    T_ebu(i+1)=T_sat_jugo+DELTATX;
else
    x(i+1)=x1;
    m_dot(i+1)=m_dot(1);
    cp_jugo=4187*(1-0.006*x(i+1));
    T_ebu(i+1)=T_ebu(i)+(DELTAQ_ebu*NTT)/(cp_jugo*m_dot(i+1));
end
L_real=DELTAL*i;
L_construido=L_evaporador;
if L_real==L_construido
    X_real=x(i);
    i=Nr;
    masa_eva=3600*m_dot(i+1);
break
end
end

```

```
end
end
```

CÓDIGO DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR PARA EL DUCTO

```
function [ T_gii,Q_perdida,T_gix,T_supx ] = calculo_ducto(
T_gi,alto_camara,L_paila,L_camara,ancho_camara,a_paila,E_paila,...

E_camara,K_acero,E_acero_inox,K_aislante,E_aislante,Pi_H2O,Pi_CO2,P_atm,X_1,Yi_CO2,Yi_H2O,Y
i_N2,Yi_O2,NCO2,NH2O,NN2,NO2,...

mu_co2,mu_h2o,mu_N2,mu_O2,T_amb,N_aletas,AL_aleta,E_aleta,m_gas_combustion,Nr,g,epsilon_r,
Delta_Error)

%Area total del ducto
A_ducto=2*L_camara*ancho_camara+2*L_camara*alto_camara;
%Area total en el aislante
A_aislante=2*L_camara*(ancho_camara+2*E_camara)+2*L_camara*(alto_camara+2*E_camara);
%Area total de aire
A_aire=2*L_camara*(ancho_camara+2*E_camara+2*E_aislante)+2*L_camara*(alto_camara+2*E_camara
+2*E_aislante);
%Diferencia finita en Dx
DELTA_ducto=A_ducto/Nr;
DELTA_aislante=A_aislante/Nr;
DELTA_aire=A_aire/Nr;
DELTA_transferencia=DELTA_ducto;
%calculos geometricos
V_optico=alto_camara*L_paila*ancho_camara;
A_optico=2*(alto_camara*ancho_camara+alto_camara*L_paila+ancho_camara*L_paila);
%longitud optica
L_optico=3.4*V_optico/A_optico;
%Resistencia del ducto
R_ducto=E_camara/(K_acero*DELTA_ducto);
R_aislante=E_aislante/(K_aislante*DELTA_aislante);
%temperatura a la entrada
T_gix(1)=T_gi;
Q_perdida=0;
Q_cp=0;
for i=1:Nr
    [ h_conv_interna,h_conv_externa,h_conv_ducto,Cp1mezcla ] = coeficiente_conveccion(
Yi_CO2,Yi_H2O,Yi_N2,Yi_O2,...

mu_co2,mu_h2o,mu_N2,mu_O2,P_atm,T_amb,alto_camara,ancho_camara,N_aletas,AL_aleta,E_aleta,a
paila,L_paila,T_gi,m_gas_combustion );

    [ epsilon_gas,epsilon_h2o,epsilon_co2,DELTA_alpha,C_h2o,C_co2 ] = emisividad(
T_gi,L_optico,K_acero,E_acero_inox,Pi_H2O,Pi_CO2,P_atm );
    T_sup_superior=T_gi-0.01;
    T_sup_inferior=T_amb;
    for j=1:1:Inf
```

```

T_sup_medio=(T_sup_inferior+T_sup_superior)/2;
T_sup=[T_sup_inferior T_sup_medio T_sup_superior];
for k=1:1:3
    [ alpha_gas ] = absortividad(
T_sup(k),T_gi,epsilon_h20,epsilon_co2,C_h2o,C_co2,DELTA_alpha );
    %ductos
    C1=1;... para ductos puesto que no tiene area fria
    DELTAG1=DELTA_ducto/((1/(C1*E_acero_inox))+((1-epsilon_gas)/(1-
C1*epsilon_gas))*((1/epsilon_gas)-1));
    DELTAQ_r=DELTAG1*epsilon_r*(T_gi^4-T_sup(k)^4);
%       DELTAQ_r=DELTA_ducto*(epsilon_r*E_acero_inox*epsilon_gas*(T_gi^4)-...
%
alpha_gas*epsilon_r*(T_sup(k)^4))/(E_acero_inox+alpha_gas+(E_acero_inox*alpha_gas));
    DELTAQ_c=h_conv_ducto*DELTA_ducto*(T_gi-T_sup(k));
    DELTAQ_gas(i)=DELTAQ_r+DELTAQ_c;

    h_rad=(DELTAQ_r/(DELTA_ducto*(T_gi-T_sup(k))));
    h_combinada=(DELTAQ_gas(i)/(DELTA_ducto*(T_gi-T_sup(k))));

    R_rad=1/(h_rad*DELTA_ducto);
    R_co=1/(h_conv_ducto*DELTA_ducto);
    R_total=(R_rad*R_co)/(R_rad+R_co);
    R_total_ducto=R_total+R_ducto+R_aislante;
    DELTAQ_Resistencia=(T_gi-T_amb)/R_total_ducto;

    Error_Q(k)=DELTAQ_gas(i)-DELTAQ_Resistencia;

end
%valor intermedio
if(Error_Q(1)*Error_Q(2)<0)
    T_sup_inferior=T_sup_inferior;
    T_sup_superior=T_sup_medio;
end

    if(Error_Q(2)*Error_Q(3)<0)
    T_sup_superior=T_sup_superior;
    T_sup_inferior=T_sup_medio;
end
if abs(Error_Q(2))<Delta_Error || j>10000
    break
end
end
T_gi=T_gi-DELTAQ_Resistencia/(m_gas_combustion*Cp1_mezcla);
T_gix(i+1)=T_gi;
T_supx(i)=T_sup(2);
Cp_mezx(i)=Cp1_mezcla;
Q_perdida=Q_perdida+DELTAQ_gas(i);
Q_cp=Q_cp+(T_gix(i)-T_gix(i+1))*m_gas_combustion*Cp_mezx(i);
end
T_gii=T_gix(Nr);
end

```

CÓDIGO DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR PARA LA PAILA SENSIBLE

```

function [ T_gii,Q_util,Q_perdida ] = calculo_paila_sensible(
T_gi,alto_camara,L_paila,L_camara,ancho_camara,a_paila,E_paila,...

E_camara,K_acero,E_acero_inox,K_aislante,E_aislante,Pi_H2O,Pi_CO2,P_atm,X_1,Yi_CO2,Yi_H2O,Y
i_N2,Yi_O2,NCO2,NH2O,NN2,NO2,...

mu_co2,mu_h2o,mu_N2,mu_O2,T_amb,N_aletas,AL_aleta,E_aleta,m_gas_combustion,Nr,g,epsilon_r,
Delta_Error )
%UNTITLED Summary of this function goes here
% Detailed explanation goes here

V_ducto=alto_camara*L_paila*ancho_camara;
A_ducto=2*(alto_camara*ancho_camara+alto_camara*L_paila+ancho_camara*L_paila);
L_optico=3.4*V_ducto/A_ducto;
Area_paila=a_paila*L_paila;

A_paila_gases=L_paila*a_paila+2*AL_aleta*L_paila*N_aletas;
eta_superficial=0.4;
A_tranferencia=A_paila_gases*eta_superficial;

DELTA_tranferencia=A_tranferencia/Nr;
DELTA_paila=(L_paila*a_paila)/Nr;
DELTA_ducto=(ancho_camara*L_paila+2*(alto_camara-AL_aleta)*L_paila)/Nr;

DELTATX=0.2209*exp(0.0557*X_1);
[ T_sat_jugo ] = Temperatura_saturacion_agua_kelvin( P_atm );
T_ebu=T_amb+DELTATX;

T_sup=T_ebu;
Q_util=0;
Q_perdida=0;
Q_cp=0;
DELTA_aislante=((ancho_camara+2*E_camara)*L_paila+2*((alto_camara+2*E_camara)-
AL_aleta)*L_paila)/Nr;
R_ducto=E_camara/(K_acero*DELTA_ducto);
R_aislante=E_aislante/(K_aislante*DELTA_aislante);

for i=1:Nr
[ h_conv_interna,h_conv_externa,h_conv_ducto,cp1_mezcla ] = coeficiente_conveccion(
Yi_CO2,Yi_H2O,Yi_N2,Yi_O2,...

mu_co2,mu_h2o,mu_N2,mu_O2,P_atm,T_amb,alto_camara,ancho_camara,N_aletas,AL_aleta,E_aleta,a_
paila,L_paila,T_gi,m_gas_combustion );
[ epsilon_gas,epsilon_h2o,epsilon_co2,DELTA_alpha,C_h2o,C_co2 ] = emisividad(
T_gi,L_optico,K_acero,E_acero_inox,Pi_H2O,Pi_CO2,P_atm );

[ alpha_gas ] = absortividad(
T_sup,T_gi,epsilon_h2o,epsilon_co2,C_h2o,C_co2,DELTA_alpha );

DELTAQ_c=DELTA_tranferencia*(h_conv_interna*(T_gi-T_sup))
DELTAQ_r=DELTA_tranferencia*((epsilon_r*E_acero_inox*epsilon_gas*(T_gi^4)-...
alpha_gas*epsilon_r*(T_sup^4))/(E_acero_inox+alpha_gas+(E_acero_inox*alpha_gas)));

```

```

    h_rad=DELTAQ_r/(DELTAAtanferencia*((T_gi-T_sup)));
    [ eta_aleta,epsilon_total,A_tranferencia,eta_superficial ] = calculoaletas(
L_paila,a_paila,N_aletas,AL_aleta,E_aleta,K_acero,h_rad,h_conv_interna );

    DELTAA_tranferencia=A_tranferencia/Nr;
    DELTAQ_gas(i)=DELTAQ_c+DELTAQ_r;

    Cpx(i)=Cp1mezcla;

h_com(i)=h_rad+h_conv_interna;
T_gix(i)=T_gi;
T_gi=T_gi-DELTAQ_gas(i)/(m_gas_combustion*Cp1mezcla);

T_gix(i+1)=T_gi;

Q_cp=Q_cp+m_gas_combustion*(T_gix(i)-T_gix(i+1))*Cpx(i);

Q_util=Q_util+DELTAQ_gas(i);

R_rad=1/(h_rad*DELTAAducto);
R_co=1/(h_conv_externa*DELTAAducto);
R_total=(R_rad*R_co)/(R_rad+R_co);
R_total_ducto=R_total+R_ducto+R_aislante;
DELTAQ_perdidas=(T_gi-T_amb)/R_total_ducto;
Q_perdida=Q_perdida+DELTAQ_perdidas;

end

T_gii=T_gix(Nr+1);

end

```

CÓDIGO DE LA TRANFERENCIA DE CALOR PARA LA PAILA LATENTE

```

function [ T_gii,Q_util,Q_perdida ] = calculo_paila_latente(
T_gi,alto_camara,L_paila,L_camara,ancho_camara,a_paila,E_paila,...

E_camara,K_acero,E_acero_inox,K_aislante,E_aislante,Pi_H2O,Pi_CO2,P_atm,X_1,Yi_CO2,Yi_H2O,Y
i_N2,Yi_O2,NCO2,NH2O,NN2,NO2,...

mu_co2,mu_h2o,mu_N2,mu_O2,T_amb,N_aletas,AL_aleta,E_aleta,m_gas_combustion,Nr,g,epsilon_r,
Delta_Error )

V_ducto=alto_camara*L_paila*ancho_camara;
A_ducto=2*(alto_camara*ancho_camara+alto_camara*L_paila+ancho_camara*L_paila);
L_optico=3.4*V_ducto/A_ducto;
Area_paila=a_paila*L_paila;

A_paila_gases=L_paila*a_paila+2*AL_aleta*L_paila*N_aletas
eta_superficial=0.4;...una primera suposicion

```

```

A_tranferencia=A_paila_gases*eta_superficial;

DELTAATranferencia=A_tranferencia/Nr;
DELTAAPaila=(L_paila*a_paila)/Nr;
DELTAADucto=(ancho_camara*L_paila+2*(alto_camara-AL_aleta)*L_paila)/Nr;
DELTAAlaislante=((ancho_camara+2*E_camara)*L_paila+2*((alto_camara+2*E_camara)-
AL_aleta)*L_paila)/Nr;

DELATX=0.2209*exp(0.0557*X_1);
[ T_sat_jugo ] = Temperatura_saturacion_agua_kelvin( P_atm );
T_ebu(1)=T_amb+DELATX;

R_ducto=E_camara/(K_acero*DELTAADucto);
R_aislante=E_aislante/(K_aislante*DELTAAlaislante);
T_gix(1)=T_gi;
Q_util=0;
Q_perdida=0;
Q_cp=0;
h=0;
for i=1:Nr
    [ h_conv_interna,h_conv_externa,h_conv_ducto,Cp1_mezcla ] = coeficiente_conveccion(
    Yi_CO2,Yi_H2O,Yi_N2,Yi_O2,...

mu_co2,mu_h2o,mu_N2,mu_O2,P_atm,T_amb,alto_camara,ancho_camara,N_aletas,AL_aleta,E_aleta,a
paila,L_paila,T_gi,m_gas_combustion );

    [ epsilon_gas,epsilon_h2o,epsilon_co2,DELTA_alpha,C_h2o,C_co2 ] = emisividad(
    T_gi,L_optico,K_acero,E_acero_inox,Pi_H2O,Pi_CO2,P_atm );
    T_sup_superior=T_gi-0.01;
    T_sup_inferior=T_amb;
    for j=1:1:Inf
        T_sup_medio=(T_sup_inferior+T_sup_superior)/2;
        T_sup=[T_sup_inferior T_sup_medio T_sup_superior];
        for k=1:1:3
            [ alpha_gas ] = absortividad(
            T_sup(k),T_gi,epsilon_h2o,epsilon_co2,C_h2o,C_co2,DELTA_alpha );
            [ h_ebullicion,q_dot_nucleada ] = coeficientedeebullicion(
            P_atm,T_amb,g,X_1,a_paila,L_paila,T_sup(k) );
            %paila latente
            % C1=1;... para ductos puesto que no tiene area fria
            % DELTAG1=DELTAADucto/((1/(C1*E_acero_inox))+((1-epsilon_gas)/(1-
            C1*epsilon_gas))*((1/epsilon_gas)-1));
            % DELTAQR=DELTAG1*epsilon_r*(T_gi^4-T_sup(k)^4);
            DELTAQR=DELTAATranferencia*((epsilon_r*E_acero_inox*epsilon_gas*(T_gi^4)-...

alpha_gas*epsilon_r*(T_sup(k)^4))/(E_acero_inox+alpha_gas+(E_acero_inox*alpha_gas));
            DELTAQC=h_conv_interna*DELTAATranferencia*(T_gi-T_sup(k));
            DELTAQgas(i)=DELTAQR+DELTAQC;

            h_rad=(DELTAQR/(DELTAADucto*(T_gi-T_sup(k))));
            h_combinada=(DELTAQgas(i)/(DELTAADucto*(T_gi-T_sup(k))));

```

```

        [ eta_aleta,epsilon_total,A_tranferencia,eta_superficial ] = calculoaletas(
L_paila,a_paila,N_aletas,AL_aleta,E_aleta,K_acero,h_rad,h_conv_interna );
        DELTAA_tranferencia=A_tranferencia/Nr;

        DELTAQ_jugo(i)=q_dot_nucleada*DELTAA_paila;

        Error_Q(k)=DELTAQ_gas(i)-DELTAQ_jugo(i);

    end
    %valor intermedio
    if(Error_Q(1)*Error_Q(2)<0)
        T_sup_inferior=T_sup_inferior;
        T_sup_superior=T_sup_medio;
    end

        if(Error_Q(2)*Error_Q(3)<0)
        T_sup_superior=T_sup_superior;
        T_sup_inferior=T_sup_medio;
    end
    if abs(Error_Q(2))<Delta_Error || j>10000
        if j>10000
            h=h+1;
            DELTAQ_gas(i)=DELTAQ_gas(i-1);
            DELTAQ_jugo(i)=DELTAQ_jugo(i-1);
        end
        break
    end
end
end
%perdidas en el ducto
R_rad=1/(h_rad*DELTAA_ducto);
R_co=1/(h_conv_externa*DELTAA_ducto);
R_total=(R_rad*R_co)/(R_rad+R_co);
R_total_ducto=R_total+R_ducto+R_aislante;
DELTAQ_perdidas=(T_gi-T_amb)/R_total_ducto;

T_gi=T_gi-(DELTAQ_gas(i)+DELTAQ_perdidas)/(m_gas_combustion*Cp1_mezcla);
Q_util=Q_util+DELTAQ_jugo(i);
Q_perdida=Q_perdida+DELTAQ_perdidas;

T_gix(i+1)=T_gi;
T_supx(i)=T_sup(2);
Cp_mezx(i)=Cp1_mezcla;

Q_cp=Q_cp+(T_gix(i)-T_gix(i+1))*m_gas_combustion*Cp_mezx(i);

end
T_gii=T_gix(Nr);

end

```

CÓDIGO PARA CALCULO TERMODINAMICO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

```
function [ Q_sensible_intercambiador,Q_latente_intercambiador,Q_total_intercambiador ] =  
Termodinamica_intercambiador( Patm,Tamb,x1,x2,m1 )  
%Balance termodinamico basico entradas y salidas. DeltaW=Q-w-Perdidas del  
%sistema  
%Temperatura de saturación del agua  
    [ Tsat ] = Temperatura_saturacion_agua_kelvin( Patm );  
%Desviación temperatura por concentración de azucar  
%1 entrada, 2 salida  
    DELTATX_1=0.2209*exp(0.0557*x1);  
    DELTATX_2=0.2209*exp(0.0557*x2);  
%Temperatura de ebullición real  
    T_ebu1=Tsats+DELTATX_1;  
    T_ebu2=Tsats+DELTATX_2;  
%Calor sensible del jugo de caña  
    Cp_sensible=(4.1868-2.5121*10^(-2)*x1)*1000;  
%Calor sensible neto para evaporación  
    Q_sensible_intercambiador=Cp_sensible*(T_ebu1-Tamb)*m1;  
  
%Masa a la salida  
m2=x1*m1/x2;  
%Entalpia del agua a la entrada y salida  
[ h_g1,h_f1 ] = Entalpia_agua( T_ebu1 );  
[ h_g2,h_f2 ] = Entalpia_agua( T_ebu2 );  
h_fg1=h_g1-h_f1;  
h_fg2=h_g2-h_f2;  
  
%Caso mas critico  
if h_fg1>h_fg2  
    h_fg=h_fg1;  
else  
    h_fg=h_fg2;  
end  
Q_latente_intercambiador=h_fg*(m1-m2);  
  
Q_total_intercambiador=Q_latente_intercambiador+Q_sensible_intercambiador;  
  
end
```

CÓDIGO PARA CALCULO TERMODINAMICO DEL PROCESO TRADICIONAL DE CALOR

```
function [ Q_dot_3,Q_dot_2,Q_dot_1,Q_dot_total ] = calculo_pailas(  
m_in,x_in,x_out,P_atm,tiempo_1,tiempo_2,tiempo_3,T_amb )  
%UNTITLED Summary of this function goes here  
% Detailed explanation goes here
```

```

m_3=m_in;
m_3=m_3*3600;
x_3=x_in;
x_1=x_out;
m_1=m_3*x_3/(x_1);
m_eva=m_3-m_1;
m_2=m_1+(m_eva)/2;

DELTATX_3=0.2209*exp(0.0557*x_3);
[ T_sat_jugo ] = Temperatura_saturacion_agua_kelvin( P_atm );
T_ebu=T_sat_jugo+DELTATX_3;

Cp_jugo=(4.1868-2.5121E-2*x_3)*1000;

Q_3=Cp_jugo*m_3*(T_ebu-T_amb)

x_2=m_3*x_3/m_2;
DELTATX_2=0.2209*exp(0.0557*x_2)
T_ebu2=T_sat_jugo+DELTATX_2
[ h_g2,h_f2 ] = Entalpia_agua( T_ebu2 );
Q_2=(h_g2-h_f2)*(m_3-m_2)

x_1=m_2*x_2/m_1;
DELTATX_1=0.2209*exp(0.0557*x_1)
T_ebu1=T_sat_jugo+DELTATX_1;
[ h_g1,h_f1 ] = Entalpia_agua( T_ebu2 );
Q_1=(h_g1-h_f1)*(m_2-m_1)

Q_dot_3=Q_3/tiempo_3
Q_dot_2=Q_2/tiempo_2
Q_dot_1=Q_1/tiempo_1

Q_dot_total=Q_dot_3+Q_dot_2+Q_dot_1;
end

```

CÓDIGO DE LA ABSORTIVIDAD

```

function [ alpha_gas ] = absortividad(
T_sup,T_g,epsilon_h2o,epsilon_co2,C_h2o,C_co2,DELTA_alpha )
%Cálculo de la absortividad

%Calculos tomados respecto a la emisividad de los gases, y la teoria
%clasica tomada de la Cengel. tranferencia de calor

alpha_co2=C_co2*((T_g/T_sup)^0.65)*epsilon_co2;
alpha_h2o=C_h2o*((T_g/T_sup)^0.45)*epsilon_h2o;

alpha_gas=alpha_co2+alpha_h2o-DELTA_alpha;

```

end

CÓDIGO DE PERDIDAS DE CALOR EN LOS DUCTOS

```
function [ T_gii,Q_perdida,T_gix,T_supx ] = calculo_perdida_ducto(
T_gi,alto_camara,L_paila,L_camara,ancho_camara,a_paila,E_paila,...

E_camara,K_acero,E_acero_inox,K_aislante,E_aislante,Pi_H2O,Pi_CO2,P_atm,X_1,Yi_CO2,Yi_H2O,Y
i_N2,Yi_O2,NCO2,NH2O,NN2,NO2,...

mu_co2,mu_h2o,mu_N2,mu_O2,T_amb,N_aletas,AL_aleta,E_aleta,m_gas_combustion,Nr,g,epsilon_r,
Delta_Error)

%Area total del ducto
A_ducto=2*L_camara*ancho_camara+2*L_camara*alto_camara;
%Area total en el aislante
A_aislante=2*L_camara*(ancho_camara+2*E_camara)+2*L_camara*(alto_camara+2*E_camara);
%Area total de aire
A_aire=2*L_camara*(ancho_camara+2*E_camara+2*E_aislante)+2*L_camara*(alto_camara+2*E_camara
+2*E_aislante);
%Diferencia finita en Dx
DELTA_ducto=A_ducto/Nr;
DELTA_aislante=A_aislante/Nr;
DELTA_aire=A_aire/Nr;
%calculos geometricos
V_optico=alto_camara*L_paila*ancho_camara;
A_optico=2*(alto_camara*ancho_camara+alto_camara*L_paila+ancho_camara*L_paila);
%longitud optica
L_optico=3.4*V_optico/A_optico;
%Resistencia del ducto
R_ducto=E_camara/(K_acero*DELTA_ducto);
R_aislante=E_aislante/(K_aislante*DELTA_aislante);
%Diametro hidraulico para la pared en contacto con el aire
P_aire=2*(ancho_camara+2*E_camara+2*E_aislante)+2*(alto_camara+2*E_camara+2*E_aislante);
Dh_aire=4*A_aire/P_aire;
%coeficiente de conveccion natural del aire
Pr_aire=0.7275;
k_aire=0.02607;
mu_aire=0.00001653;
Beta=1/305.5;
D_ext=Dh_aire;
for i=1:1
    %coeficiente de conveccion del gas de combustion
    [ h_conv_interna,h_conv_externa,h_conv_ducto,Cp1mezcla ] = coeficiente_conveccion(
Yi_CO2,Yi_H2O,Yi_N2,Yi_O2,...
```

```

mu_co2,mu_h2o,mu_N2,mu_O2,P_atm,T_amb,alto_camara,ancho_camara,N_aletas,AL_aleta,E_aleta,a_
paila,L_paila,T_gi,m_gas_combustion );
    %emisividad del gas
    [ epsilon_gas,epsilon_h2o,epsilon_co2,DELTA_alpha,C_h2o,C_co2 ] = emisividad(
T_gi,L_optico,K_acero,E_acero_inox,Pi_H2O,Pi_CO2,P_atm );
    for j=1:Inf
        %temperatura en la superficie del ducto
        T_sup3=T_amb+Delta_Error*j;
        Ra=(g*Beta*(T_sup3-T_amb)*D_ext^3)*Pr_aire/mu_aire^2;
        nu_aire=(0.6+((0.387*Ra^(1/6)))/(1+(0.559/Pr_aire)^(9/16)))^(8/27))^2;
        h_aire=k_aire*nu_aire/D_ext;
        R_aire=1/(h_aire*DELTA_A_aire);
        DELTAQ_aire=h_aire*DELTA_A_aire*(T_sup3-T_amb);
        T_sup_superior=T_gi-0.1;
        T_sup_inferior=T_sup3;
        for i=1: Inf
            %Temperatura en el interior de la pared del ducto
            T_sup_medio=(T_sup_superior+T_sup_inferior)/2;
            T_sup=[T_sup_inferior T_sup_medio T_sup_superior];
            if i>100
                break
            end
        end
        if j>100000
            break
        end
    end
end
h_aire
R_aire
DELTAQ_aire
T_sup3
T_gii=0;
Q_perdida=0;
T_gix=0;
T_supx=0;
end

```

CÓDIGO DE LAS ALETAS EN LAS PAILAS

```

function [ eta_aleta,epsilon_total,A_tranferencia,eta_superficial ] = calculoaletas(
L_paila,a_paila,N_aletas,AL_aleta,E_aleta,K_acero,h_rad,h_conv_interna )
%Cálculo para pailas aleteadas

%Teoria tomada de la Cengel
A_paila_gases=L_paila*a_paila+2*AL_aleta*L_paila*N_aletas;
A_aleta=2*N_aletas*AL_aleta*L_paila;
A_libre=L_paila*a_paila-E_aleta*L_paila*N_aletas;

h_comb=h_rad+h_conv_interna;
L=AL_aleta+(E_aleta/2);
m=(2*h_comb/(K_acero*E_aleta))^0.5;

```

```

eta_aleta=(tanh(m*L))/(m*L);

eta_superficial=1-(A_aleta/A_paila_gases)*(1-eta_aleta);
A_tranferencia=A_paila_gases*eta_superficial;

epsilon_total=(A_libre+eta_aleta*A_aleta)/A_libre;

end

```

CÓDIGO DE LOS COEFICIENTES DE CONVECCION PARA LA PAILAS Y DUCTO

```

function [ h_conv_interna1,h_conv_externa1,h_conv_ducto1,Cp1_mezcla ] =
coeficiente_conveccion( Yi_CO2,Yi_H2O,Yi_N2,Yi_O2,...

mu_co2,mu_h2o,mu_n2,mu_O2,P_atm,T_amb,alto_cam,ancho_camara,N_aletas,AL_aleta,E_aleta,a_pai
la,L_paila,T_gi,m_dot_comb )
% Funcion de coeficiente de conveccion para gases de combustion a altas
% temperaturas, teoria tomada de fenomenos de tranposte bird y Cengel

%Constantes de jones - fenomenos de transporte {birr segunda edicion}
sigma_O2=3.433;
sigma_CO2=3.996;
sigma_N2=3.667;
sigma_H2O=2.641;
%temperatura critica de los compuestos de aire de combustion
epsilon_k_O2=113;
epsilon_k_CO2=190;
epsilon_k_N2=99.8;
epsilon_k_H2O=809.1;
%por tramos
Tgas_prom1=T_gi;
%calculos de numero de reynolds
%Datos de referencia
%Oxigeno
T_O2=(Tgas_prom1)/epsilon_k_O2;
OMEGA_1_O2=(1.16145/(T_O2)^0.14874)+...
(0.52487/exp(0.77320*T_O2))+(2.16178/(exp(2.43787*T_O2)));

mu_1_O2=2.6693E-5*(sqrt(mu_O2*(Tgas_prom1)))/((sigma_O2)^2*OMEGA_1_O2)/10;%viscosidad
dinámica

%Agua
T_H2O=(Tgas_prom1)/epsilon_k_H2O;
OMEGA_1_H2O=(1.16145/(T_H2O)^0.14874)+(0.52487/exp(0.77320*T_H2O))+(2.16178/(exp(2.43787*T_
H2O)));
mu_1_H2O=2.6693E-5*(sqrt(mu_h2o*(Tgas_prom1)))/((sigma_H2O)^2*OMEGA_1_H2O)/10;...
Viscosidad dinámica vapor

%Dióxido de carbono
T_CO2=(Tgas_prom1)/epsilon_k_CO2;

```

```

OMEGA_1_CO2=(1.16145/(T_CO2)^0.14874)+(0.52487/exp(0.77320*T_CO2))+(2.16178/(exp(2.43787*T_CO2)));
mu_1_CO2=2.6693E-5*(sqrt(mu_co2*(Tgas_prom1)))/((sigma_CO2)^2*OMEGA_1_CO2)/10;...
Viscosidad dinámica

%Nitrógeno
T_N2=(Tgas_prom1)/epsilon_k_N2;
OMEGA_1_N2=(1.16145/(T_N2)^0.14874)+(0.52487/exp(0.77320*T_N2))+(2.16178/(exp(2.43787*T_N2)));
mu_1_N2=2.6693E-5*(sqrt(mu_n2*(Tgas_prom1)))/((sigma_N2)^2*OMEGA_1_N2)/10; ...Viscosidad
dinámica"

%Datos para calcular phi
MA_O2=[mu_O2/mu_O2 mu_O2/mu_h2o mu_O2/mu_co2 mu_O2/mu_n2];
MA_H2O=[mu_h2o/mu_O2 mu_h2o/mu_h2o mu_h2o/mu_co2 mu_h2o/mu_n2];
MA_CO2=[mu_co2/mu_O2 mu_co2/mu_h2o mu_co2/mu_co2 mu_co2/mu_n2];
MA_N2=[mu_n2/mu_O2 mu_n2/mu_h2o mu_n2/mu_co2 mu_n2/mu_n2];

MUR_O2=[mu_1_O2/mu_1_O2 mu_1_O2/mu_1_H2O mu_1_O2/mu_1_CO2 mu_1_O2/mu_1_N2];
MUR_H2O=[mu_1_H2O/mu_1_O2 mu_1_H2O/mu_1_H2O mu_1_H2O/mu_1_CO2 mu_1_H2O/mu_1_N2];
MUR_CO2=[mu_1_CO2/mu_1_O2 mu_1_CO2/mu_1_H2O mu_1_CO2/mu_1_CO2 mu_1_CO2/mu_1_N2];
MUR_N2=[mu_1_N2/mu_1_O2 mu_1_N2/mu_1_H2O mu_1_N2/mu_1_CO2 mu_1_N2/mu_1_N2];

Xi=[Yi_O2 Yi_H2O Yi_CO2 Yi_N2];

%Calculo del phi para la ecuación de Chapman-Eskog
phi_O2=0;
phi_H2O=0;
phi_CO2=0;
phi_N2=0;
for i=1:1:4
    phi_O2=phi_O2+(Xi(i))*(1/sqrt(8))*(1+(MA_O2(i)))^(-
1/2)*(1+(MUR_O2(i))^(1/2)*(MA_O2(i))^(1/4)))^2;
    phi_H2O=phi_H2O+(Xi(i))*(1/sqrt(8))*(1+(MA_H2O(i)))^(-
1/2)*(1+(MUR_H2O(i))^(1/2)*(MA_H2O(i))^(1/4)))^2;
    phi_CO2=phi_CO2+(Xi(i))*(1/sqrt(8))*(1+(MA_CO2(i)))^(-
1/2)*(1+(MUR_CO2(i))^(1/2)*(MA_CO2(i))^(1/4)))^2;
    phi_N2=phi_N2+(Xi(i))*(1/sqrt(8))*(1+(MA_N2(i)))^(-
1/2)*(1+(MUR_N2(i))^(1/2)*(MA_N2(i))^(1/4)))^2;
end

%Capacidad calorifica
[ Cp1_O2 ] = Cp_oxigeno( P_atm, Tgas_prom1);... homologa en ees
Cp(Oxygen;T=Tgas_prom1;P=P_atm)
Cp1_O2=Cp1_O2*mu_O2*1000;
Cpv1_O2=Cp1_O2-8.314472*1000;

[ Cp1_H2O ] = cp_vapor_alta_temperatura( P_atm,Tgas_prom1 );
Cp1_H2O=Cp1_H2O*mu_h2o*1000;
Cpv1_H2O=Cp1_H2O-8.314472*1000;

Cp1_CO2=(22.26+5.981E-2*(Tgas_prom1)-3.501E-5*(Tgas_prom1)^2+7.469E-9*(Tgas_prom1)^3)*1000;
Cpv1_CO2=Cp1_CO2-8.314472*1000;

```

```

[ Cp1_N2 ] = cp_nitrogeno( P_atm, Tgas_prom1 );
Cp1_N2=Cp1_N2*mu_n2*1000;
Cpv1_N2=Cp1_N2-8.314472*1000;

%Cálculo de la capacidad calórica de la mezcla Cpmezcla"
Mu_m=Yi_O2*mu_O2+Yi_H2O*mu_h2o+Yi_CO2*mu_co2+Yi_N2*mu_n2;

Cp1mezcla=(Cp1_O2*Yi_O2*mu_O2/Mu_m)+(Cp1_H2O*Yi_H2O*mu_h2o/Mu_m)+(Cp1_CO2*Yi_CO2*mu_co2/Mu_m)+(Cp1_N2*Yi_N2*mu_n2/Mu_m);
Cp1mezcla=Cp1mezcla/Mu_m;

%Cálculo de la conductividad térmica [kw/m*K] temperatura critica en kelvin
Tcr_O2=154.35;
Tcr_H2O=647.55;
Tcr_CO2=304.15;
Tcr_N2=126.05;

k1_O2=(mu_1_O2/mu_O2)*(1.3*Cpv1_O2+14644-(2928.8/((Tgas_prom1)/(Tcr_O2))));
k1_H2O=(mu_1_H2O/mu_h2o)*(1.15*Cpv1_H2O+16903.36);
k1_CO2=(mu_1_CO2/mu_co2)*(1.3*Cpv1_CO2+14644-(2928.8/((Tgas_prom1)/(Tcr_CO2))));
k1_N2=(mu_1_N2/mu_n2)*(1.3*Cpv1_N2+14644-(2928.8/((Tgas_prom1)/(Tcr_N2))));

%conductividad termica de una mezcla de gases a alta temperatura
k1mezcla=(Yi_O2*k1_O2/phi_O2)+(Yi_H2O*k1_H2O/phi_H2O)+(Yi_CO2*k1_CO2/phi_CO2)+(Yi_N2*k1_N2/phi_N2);

%Calculo de diametro hidraulico
A_transferencia=(alto_cam*ancho_camara)-(N_aletas*E_aleta*AL_aleta);
A_trans_ducto=(alto_cam)*(ancho_camara);
A_trans_interna1=(ancho_camara-N_aletas*E_aleta)*AL_aleta;
A_trans_externa1=(alto_cam-AL_aleta)*ancho_camara;

%Cálculo del perímetro
P_ducto=2*(alto_cam+ancho_camara)+2*N_aletas*AL_aleta;
P_interno1=2*(ancho_camara-N_aletas*E_aleta)+2*AL_aleta;
P_externo1=2*(alto_cam-AL_aleta*ancho_camara);

%Calculo del diametro hidraulico
D_hidra_ducto1=4*A_transferencia/P_ducto;
D_hidra_interno1=4*A_trans_interna1/P_interno1;
D_hidra_externo1=4*A_trans_externa1/P_externo1;

% Reynolds"

mu_1mezcla=(Yi_O2*mu_1_O2/phi_O2)+(Yi_H2O*mu_1_H2O/phi_H2O)+(Yi_CO2*mu_1_CO2/phi_CO2)+(Yi_N2*mu_1_N2/phi_N2);
rho_gases1=1.22*(P_atm/101.325)*((T_amb)/(Tgas_prom1));
vel1=m_dot_comb/(A_transferencia*rho_gases1);

Re_ducto1=(rho_gases1)*(vel1)*(D_hidra_ducto1)/mu_1mezcla;
Re_interno1=(rho_gases1)*(vel1)*(D_hidra_interno1)/mu_1mezcla;
Re_externo1=(rho_gases1)*(vel1)*(D_hidra_externo1)/mu_1mezcla;

%Cálculo del número de Nusselt

```

```

Pr_paila1=(mu_1mezcla*Cp1mezcla)/k1mezcla;... Número de Prandtl de la mezcla
Nusselt_interno1=0.023*(Re_interno1)^0.9*(Pr_paila1)^0.4;
Nusselt_externo1=0.023*(Re_externo1)^0.9*(Pr_paila1)^0.4;
Nusselt_ducto1=0.023*(Re_ducto1)^0.9*(Pr_paila1)^0.4;

%Convección interna {se refiere al area en donde se encuentra las aletas}
Lc=D_hidra_interno1;...longitud característica en este caso.. dimensiones cuadradas
h_conv_interna1=(k1mezcla*Nusselt_interno1)/Lc;... teria basica de convección Cengel

%Convección externa {area en donde no se encuentran aletas}
Lc_ext=D_hidra_externo1;
h_conv_externa1=(k1mezcla*Nusselt_externo1)/Lc_ext;... "W/m^2*K"

%Convección en el ducto {areas de ductos}
Lc_ducto=D_hidra_ducto1;
h_conv_ducto1=(k1mezcla*Nusselt_ducto1)/Lc_ducto;

end

```

CÓDIGO DEL COEFICIENTE DE CONDENSACION PARA EL EVAPORADOR

```

function [ h_condensacion ] = Coeficientecondensacion( T_sup, T_sat_caldera,g,L_evaporador
)

%Teoria clasica tomada de la Cengel
T_f=(T_sup+T_sat_caldera)/2;
[ rho_l ] = densidad_agua_liquida( T_f );
[ rho_v ] = densidad_agua_vapor( T_f );

[ h_g,h_f ] = Entalpia_agua( T_sat_caldera );
[ cp_l ] = Cp_agua_liquida( T_f );
[ k_l ] = Conductividad_agua_liquida( T_f );
[ mu_l ] = viscosidad_dinamica_agua_liquida( T_f );

h_fg_dot=(h_g-h_f)+0.68*cp_l*(T_sat_caldera-T_sup);
nu_l=mu_l/rho_l;
[ Pr ] = Prandtl_agua_liquida( T_f );

h_vert_laminar=0.725*(((g*rho_l*(rho_l-rho_v))*h_fg_dot*k_l^3)/(mu_l*(T_sat_caldera-
T_sup)*L_evaporador))^(1/4);
Re_laminar=(4*g)/(3*nu_l^2)*(k_l/(3*h_vert_laminar/4))^3;

Re_ondulado=(4.81+(3.7*L_evaporador*k_l*(T_sat_caldera-
T_sup))/(mu_l*h_fg_dot)*(g/(nu_l^2))^(1/3))^0.820;
h_ondulado=(Re_ondulado*k_l)/(1.08*(Re_ondulado)^(1.22)-5.2)*(g/(nu_l^2))^(1/3);

Re_turbulento=((0.069*L_evaporador*k_l*Pr^0.5*(T_sat_caldera-
T_sup))/(mu_l*h_fg_dot)*(g/nu_l^2)^(1/3)-151*Pr^(0.5)+253)^(4/3);
h_turbulento=(Re_turbulento*k_l)/(8750+58*Pr^(-0.5)*(Re_turbulento^(0.75)-
253))*(g/nu_l^2)^(1/3);
xxx=0;

```

```

if Re_laminar<30
    XXX=1;
    h_condensacion=h_vert_laminar;
end

if Re_ondulado>30
    if Re_ondulado<1800
        XXX=2;
        h_condensacion=h_ondulado;
    end
end

if Re_turbulento>1800
    XXX=3;
    h_condensacion=h_turbulento;
end

if XXX==0
    h_condensacion=h_vert_laminar;
end

end

```

CÓDIGO DEL COEFICIENTE DE EBULLICION PARA EL JUGO DE CAÑA

```

function [ h_ebullicion,q_dot_nucleada ] = coeficientedeebullicion(
P_atm,T_amb,g,X,a_paila,L_paila,T_sup )
%Cálculo del coeficiente de ebullición, tomada de la Cengel
[ T_sat ] = Temperatura_saturacion_agua_kelvin( P_atm );
DELTATX=0.2209*exp(0.0557*X);%incremento debido al jugo de caña

T_ebu=T_sat+DELTATX;

[ mu_H2O_L ] = viscosidad_dinamica_agua_liquida( T_ebu );
[ h_g,h_f ] = Entalpia_agua( T_ebu );
h_fg_H2O=(h_g-h_f);
[ Cp_l ] = Cp_agua_liquida( T_ebu );
[ rho_l ] = densidad_agua_liquida( T_ebu );
[ rho_v ] = densidad_agua_vapor( T_ebu );
[ sigma_H2O ] = tension_superficial_agua_liquida( T_ebu );

C_sf= 0.0130; %"Constante experimental que depende de la combinación superficie-líquido"
           %"Agua-acero inoxidable pulido mecánicamente"
n=1;       %"Cte experimental del fluido"

%"Ecuación para interpolar el Prandtl líquido"

%funcion en C pero el programa esta en K
[ Pr_l ] = Prandtl_agua_liquida( T_ebu );

```

```
q_dot_nucleada=(mu_H2O_L*h_fg_H2O)*((g*(rho_l-rho_v))/sigma_H2O)^(1/2)*(((Cp_l*(T_sup-
T_ebu))/(C_sf*h_fg_H2O*(Pr_l)^(n))))^3;
```

```
h_ebullicion=q_dot_nucleada/(T_sup-T_ebu);
```

```
end
```

CÓDIGO DE EMISIVIDAD DE LOS GASES DE COMBUSTION

```
function [ epsilon_gas,epsilon_h2o,epsilon_co2,DELTA_alpha,C_h2o,C_co2 ] = emisividad(
T_g,LO,K_acero,E_acero_inox,Pi_H2O,Pi_CO2,P_atm )
%Procedimiento para el calculo de la emisividad
%tener en cuenta moléculas diatómicas no tiene respuestas significativas
%con la radición infraroja... o2 y n2 a diferencia de las moléculas triatómicas co2 y h2o
% Procedimiento para el calculo del factor de transferencia para la
% radiación

%EN LINEA {Estimate gas emissivities for equipment and process design
% de Anil K y Kunal Karan}
%para este trabajo se ha tomado solo la emisividad
if T_g<1100
    %tabla 3 coeficientes a,b y d
    a_co2=-9.277E-1;
    b_co2=[-1.387E-3 2.230E-6 -9.519E-10 -1.956E-4 0 0];
    d_co2=[2.732E-1 0 0 5.492E-2 -4.932E-2 0];

    a_h2o=-9.746E-1;
    b_h2o=[5.613E-5 0 0 -8.124E-4 6.507E-7 -2.574E-10];
    d_h2o=[5.969E-1 -1.329E-1 9.564E-3 -8.523E-2 0 0];

else
    %tabla 3 coeficientes a,b y d
    a_co2=-1.106;
    b_co2=[2.303E-4 -1.244E-7 0 -2.857E-4 6.47E-8 0];
    d_co2=[1.948E-1 -7.844E-2 2.356E-2 1.124E-1 2.485E-2 0];

    a_h2o=-1.116;
    b_h2o=[-6.954E-5 0 0 -2.995E-4 4.162E-8 0];
    d_h2o=[5.282E-1 -6.371E-2 0 4.423E-2 2.79E-2 -1.44E-2];

end

%tabla 5 independiente de la temperatura

ac_h2o=1.549E-1;
bc_h2o=[1.753E-2 -8.847E-5 0 -4.628E-3 2.674E-5 -1.480E-7];
dc_h2o=[-1.634E-1 2.544E-1 -7.691E-3 -1.491E-1 2.292E-1 0];

ac_co2=-7.343E-1;
bc_co2=[4.836E-1 -3.749E-2 -1.023E-2 -2.098E-1 0 0];
dc_co2=[8.069E-3 -3.458E-3 0 2.495E-1 1.29E-1 9.258E-2];
```

```

a_so=7.6176E-3;
b_so=[4.3566E-1 -7.3573E-1 2.9520E-1 4.8294 -7.6375 2.8285];
d_so=[-3.1202E-3 0 0 -2.2120 1.3084 0];

%calculos de D diviendo Di divisor (para las emisividad)
ED_h2o=0;
EDi_h2o=0;
ED_co2=0;
EDi_co2=0;

CD_h2o=0;
CDi_h2o=0;
CD_co2=0;
CDi_co2=0;

CD_so=0;
CDi_so=0;
for i=1:1:6
    if i<=3
        ED_h2o=((T_g^i)*b_h2o(i)+d_h2o(i)*(log10(Pi_H2O*LO))^i)+ED_h2o;
        ED_co2=((T_g^i)*b_co2(i)+d_co2(i)*(log10(Pi_CO2*LO))^i)+ED_co2;

        CD_h2o=((((Pi_H2O+P_atm)/2)^i)*bc_h2o(i)+dc_h2o(i)*(log10(Pi_H2O*LO))^i)+CD_h2o;
        CD_co2=(bc_co2(i)*(log10(P_atm))^i+dc_co2(i)*(log10(Pi_CO2*LO)^i))+CD_co2;

CD_so=(b_so(i)*(Pi_CO2/(Pi_CO2+Pi_H2O))^i)+d_so(i)*(log(log10(Pi_CO2+Pi_H2O)*LO))^i)+CD_
so;
    else
        EDi_h2o=(b_h2o(i)*(T_g^(i-3))+d_h2o(i)*(log10(Pi_H2O*LO))^(i-3))+EDi_h2o;
        EDi_co2=(b_co2(i)*(T_g^(i-3))+d_co2(i)*(log10(Pi_CO2*LO))^(i-3))+EDi_co2;

        CDi_h2o=(bc_h2o(i)*(((Pi_H2O+P_atm)/2)^(i-3))+dc_h2o(i)*(log10(Pi_H2O*LO))^(i-
3))+CDi_h2o;
        CDi_co2=(bc_co2(i)*(log10(P_atm))^(i-3)+dc_co2(i)*(log10(Pi_CO2*LO)^(i-3)))+CDi_co2;

        CDi_so=(b_so(i)*(Pi_CO2/(Pi_CO2+Pi_H2O))^(1-
3))+d_so(i)*(log(log10(Pi_CO2+Pi_H2O)*LO))^(i-3))+CDi_so;
    end
end

%emisividad del agua y co2
E_h2o=10^((a_h2o+ED_h2o)/(1+EDi_h2o));
E_co2=10^((a_co2+ED_co2)/(1+EDi_co2));

%correccion por presion
C_h2o=(ac_h2o+CD_h2o)/(1+CDi_h2o);
C_co2=10^((ac_co2+CD_co2)/(1+CDi_co2));

%factor de correccion
Cso=(a_so+CD_so)/(1+CDi_so);

%emisividad del agua}

```

```

epsilon_h20=E_h20*C_h20;
%emisividad del co2}
epsilon_co2=E_co2*C_co2;

%factor de correccion para la emisividad y la absortividad
DELTA_epsilon=(epsilon_h20+epsilon_co2)*Cso;
DELTA_alpha=DELTA_epsilon;

%emisividad de la mezcla
%segun Anil y Kunal
E_gas=(E_h20*C_h20+E_co2*C_co2)*(1-Cso);
%notacion tomado debido a que es mas facil sacar la absortividad con un DELTA
epsilon_gas=epsilon_h20+epsilon_co2-DELTA_epsilon;
f=0;
end

```

CÓDIGO DE LA ESTEQUIOMETRIA DEL REACTIVOS DEL PROPANO Y AIRE

```

function [ lambda,N_propano,mu_a_propano,NCO2,NH2O,NN2,NO2,P_atm,Yi_CO2,...
    Yi_H2O,Yi_N2,Yi_O2,Pi_CO2,Pi_H2O,Pi_N2,Pi_O2,mu_aire ] =
Estequiometria(Porcentaje_c3h8,...
    alpha,mu_a_c3h8,mu_a_c4h10,mu_O2,mu_N2,altura)
%Estequiometria de gases, teoria basica de balance de masa y moles.
if Porcentaje_c3h8<100
    N_propano=Porcentaje_c3h8/(100-Porcentaje_c3h8);
    lambda=1;
else
    N_propano=1;
    lambda=0;
end
mu_a_propano=mu_a_c3h8*(N_propano)/(lambda+N_propano)+mu_a_c4h10*(lambda)...
    /(lambda+N_propano);
mu_aire=mu_O2*(1/(3.77+1))+mu_N2*(3.77/(1+3.77));
%Estequiometria del producto
NCO2=(N_propano*3+4*lambda);
NH2O=(N_propano*8+10*lambda)/2;
NN2=alpha*(18.85*N_propano+24.505*lambda);
NO2=(alpha-1)*(5*N_propano+6.5*lambda);
%ley de dalton
N_total=NCO2+NH2O+NO2+NN2;
Yi_CO2=NCO2/N_total;
Yi_H2O=NH2O/N_total;
Yi_N2=NN2/N_total;
Yi_O2=NO2/N_total;
%presion atmosferica
P_atm=101.325*exp(-0.0001158*altura);
%presion parcial
Pi_CO2=P_atm*Yi_CO2;
Pi_H2O=P_atm*Yi_H2O;
Pi_N2=P_atm*Yi_N2;
Pi_O2=P_atm*Yi_O2;
end

```

CÓDIGO DEL CALCULO DE FLUO DE GASES DE COMBUSTION

```
function [ m_gas_combustion ] = flujodegases( m_dot_propano,mu_a_propano,...
    alpha,N_propano,lambda,mu_aire,CO2,NH2O,NO2,NN2,mu_co2,mu_h2o,mu_o2,mu_N2 )

%Reactivos igual a productos, teoria de combustion Cengel, termodinamica
N_propano_comercial=m_dot_propano/mu_a_propano;

N_aire=4.77*alpha*(5*N_propano+6.5*lambda);
m_aire=N_propano_comercial*N_aire*mu_aire/(lambda+N_propano);

m_co2=N_propano_comercial*CO2*mu_co2/(lambda+N_propano);
m_h2o=N_propano_comercial*NH2O*mu_h2o/(lambda+N_propano);
m_o2=N_propano_comercial*NO2*mu_o2/(lambda+N_propano);
m_n2=N_propano_comercial*NN2*mu_N2/(lambda+N_propano);

m_gas_combustion=m_co2+m_h2o+m_o2+m_n2;

end
```

CÓDIGO DE NUMERO DE PRANDTL PARA EL AGUA LIQUIDA POR EES

```
function [ Pr ] = Prandtl_agua_liquida( T )
Pr=3.46723759E+03-4.88604101E+01*T+2.87965759E-01*T^2-9.06635248E-04*T^3+...
    1.60629254E-06*T^4-1.51718103E-09*T^5+5.96507754E-13*T^6;
end
```

CÓDIGO DE NUMERO DE PRANDTL PARA EL VAPOR POR EES

```
function [ Pr ] = Prantl_agua_presion_temperatura( T,P )
Pr=3.28180310E+03+2.01583416E+02*P-1.16301482E+00*P^2-8.48780451E-03*P^3+...
    1.26324982E-04*P^4-1.75059186E-07*P^5-1.66895440E-09*P^6-9.97991603E+01*T+...
    7.77684840E-01*T^2-3.15980378E-03*T^3+6.83677414E-06*T^4-7.65504480E-09*T^5+...
    3.25655348E-12*T^6-1.35363353E+00*P*T+7.32620982E-03*P*T^2-1.44984976E-05*P*T^3+...
    1.01229082E-08*P*T^4+9.34293503E-12*P*T^5-7.73076683E-03*P^2*T-1.49289429E-
    05*P^2*T^2+...
    5.67123980E-08*P^2*T^3-2.18879427E-11*P^2*T^4-2.47913587E-13*P^2*T^5+...
    3.33402421E-04*P^3*T-5.70876916E-07*P^3*T^2-3.85933762E-11*P^3*T^3+...
    1.02693647E-12*P^3*T^4+1.64516813E-15*P^3*T^5-3.13234140E-06*P^4*T+...
    6.69213707E-09*P^4*T^2-1.38518726E-12*P^4*T^3-1.24845861E-14*P^4*T^4+...
    1.59216238E-18*P^4*T^5+1.00308370E-08*P^5*T-2.37639409E-11*P^5*T^2+...
    9.08493015E-15*P^5*T^3+4.00873238E-17*P^5*T^4-1.21148708E-20*P^5*T^5;
end
```

CÓDIGO PARA LA TEMPERATURA DE LLAMA ADIABATICA DE LOS GASES DE COMBUSTION

```

function [ t_adi,T_g1 ] = temperaturadiabatICA(
N_propano,qo_c3h8,qv_c3h8,lambdA,qo_c4h10,qv_c4h10,NH2O,NO2,NC02,NN2,Fr,Delta_Error)
%Temperatura adiabatica, teria tomada del libro de Maradey y constantes
%tomA de mismo libro.... teorema de valor intermedio para el calculo de
%temperatura {mucho mas rápido que el aditivo}
T_superior=3000;
T_inferior=500;
contador=1;
T_g1=0;
for j=1:Inf
    qo_total=N_propano*(qo_c3h8+qv_c3h8)+lambdA*(qo_c4h10+qv_c4h10);
    contador=contador+1;
    T_medio=(T_superior+T_inferior)/2;
    T=[T_inferior T_medio T_superior];
    for i=1:3
        h_N2=-8.61157798E+00+2.88822840E-02*T(i)-1.40403451E-06*T(i)^2+...
            4.31689259E-09*T(i)^3-2.11168545E-12*T(i)^4+4.38983177E-16*T(i)^5-3.41023650E-
20*T(i)^6;

        h_Co2=-8.52990069E+00+1.94466335E-02*T(i)+3.65772118E-05*T(i)^2-1.90894803E-
08*T(i)^3+...
            5.90294318E-12*T(i)^4-9.74530566E-16*T(i)^5+6.58445685E-20*T(i)^6;

        h_o2=-8.27740347E+00+2.56334319E-02*T(i)+7.31694983E-06*T(i)^2-...
            2.32160462E-09*T(i)^3+3.67505867E-13*T(i)^4-4.56443750E-18*T(i)^5-3.24689316E-
21*T(i)^6;

        h_h20=-9.89261867E+00+3.31287674E-02*T(i)-1.87230758E-06*T(i)^2+...
            7.18156054E-09*T(i)^3-3.09331033E-12*T(i)^4+5.78006293E-16*T(i)^5-4.12766058E-
20*T(i)^6;

        qo_total_co(i)=NH2O*h_h20+NO2*h_o2+NC02*h_Co2+NN2*h_N2;

        Error_q0(i)=qo_total-qo_total_co(i);
    end
    %teorema de valor intermedio: {si en un intervalo existe una funcion definida, al
momento de cambio de signo entre la multiplicacion
    %entre su medio y su superior e inferior se tendra una intervalo mas pequeno donde
existe respuesta para la función}
    if(Error_q0(1)*Error_q0(2)<0)
        T_inferior=T_inferior;
        T_superior=T_medio;
    end
    if(Error_q0(2)*Error_q0(3)<0)
        T_superior=T_superior;
        T_inferior=T_medio;
    end
    Error_q0_ad=abs(qo_total-qo_total_co(2));
    if Error_q0_ad<Delta_Error
        break
    end
end
t_adi=T(2);

```

```
T_g1=T(2)*Fr;  
end
```

CÓDIGO PARA LA TENSION SUPERFICIAL DEL AGUA

```
function [ sigma ] = tension_superficial_agua_liquida( T )  
sigma=9.31357342E-02-2.24416621E-05*T+1.38977083E-07*T^2-1.94039266E-09*T^3+...  
4.35722489E-12*T^4-4.90347187E-15*T^5+2.44886550E-18*T^6;  
end
```

CÓDIGO PARA LA VISCOSIDAD DINAMICA DEL AGUA POR EES

```
function [ mu_l ] = viscosidad_dinamica_agua_liquida( T )  
mu_l=3.95923149E-01-5.55785632E-03*T+3.26835885E-05*T^2-...  
1.02774333E-07*T^3+1.81974201E-10*T^4-1.71842055E-13*T^5+...  
6.75644863E-17*T^6;  
end
```

CÓDIGO DEL CONDUCTIVIDAD LIQUIDA DEL AGUA POR EES

```
function [ k_l ] = Conductividad_agua_liquida( T )  
k_l=7.23793540E+00-1.28922814E-01*T+9.30614050E-04*T^2-...  
3.36117465E-06*T^3+6.57584745E-09*T^4-6.69045813E-12*T^5+...  
2.77986756E-15*T^6;  
end
```

CÓDIGO DEL CAPACIDAD CALORICA DEL NITROGENO POR EES

```
function [ Cp1_N2 ] = cp_nitrogeno( P_atm, Tgas_prom1 )  
  
Cp1_N2=1.26803534E+00-6.50056642E-03*P_atm+7.31038659E-05*P_atm^2+...  
8.61662626E-07*P_atm^3-2.60523825E-08*P_atm^4+2.10042903E-10*P_atm^5-...  
5.79101693E-13*P_atm^6-7.99541050E-04*Tgas_prom1+1.90768423E-06*Tgas_prom1^2-...  
1.73858227E-09*Tgas_prom1^3+8.28372137E-13*Tgas_prom1^4-1.95774336E-16*Tgas_prom1^5+...  
1.94758999E-20*Tgas_prom1^6+3.49080661E-06*P_atm*Tgas_prom1-...  
6.61739272E-10*P_atm*Tgas_prom1^2-1.63916014E-12*P_atm*Tgas_prom1^3+...  
3.50224365E-16*P_atm*Tgas_prom1^4-2.84985155E-19*P_atm*Tgas_prom1^5-8.60147721E-  
08*P_atm^2*Tgas_prom1+...  
1.72361927E-11*P_atm^2*Tgas_prom1^2+3.92803438E-14*P_atm^2*Tgas_prom1^3-...  
8.35915495E-18*P_atm^2*Tgas_prom1^4+6.91793416E-21*P_atm^2*Tgas_prom1^5+...  
1.03228220E-09*P_atm^3*Tgas_prom1-2.03919156E-13*P_atm^3*Tgas_prom1^2-...  
4.74843619E-16*P_atm^3*Tgas_prom1^3+1.01344694E-19*P_atm^3*Tgas_prom1^4-...  
8.33099892E-23*P_atm^3*Tgas_prom1^5-6.12525850E-12*P_atm^4*Tgas_prom1+...  
1.19271567E-15*P_atm^4*Tgas_prom1^2+2.83777887E-18*P_atm^4*Tgas_prom1^3-...  
6.07378274E-22*P_atm^4*Tgas_prom1^4+4.96022561E-25*P_atm^4*Tgas_prom1^5+...  
1.43818097E-14*P_atm^5*Tgas_prom1-2.76084185E-18*P_atm^5*Tgas_prom1^2-...
```

```
6.70924597E-21*P_atm^5*Tgas_prom1^3+1.43990914E-24*P_atm^5*Tgas_prom1^4-1.16849935E-
27*P_atm^5*Tgas_prom1^5;
```

```
end
```

CODIGO DEL CAPACIDAD CALORICA DEL OXIGENO POR EES

```
function [ Cp1_O2 ] = Cp_oxigeno( P_atm, Tgas_prom1)
%terminos cruzados ees r=100% {error de cero} entre p de 110 a 50 kpa y t de 2400 a 500 k
Cp1_O2=6.10710371E-01+3.48484375E-03*P_atm-6.44993111E-05*P_atm^2+...
3.71536438E-07*P_atm^3+2.65139589E-09*P_atm^4-4.07914665E-11*P_atm^5+...
1.34535837E-13*P_atm^6+8.54616709E-04*Tgas_prom1-6.52253335E-07*Tgas_prom1^2+...
2.19371300E-10*Tgas_prom1^3-3.11419539E-14*Tgas_prom1^4-...
6.26627203E-18*Tgas_prom1^5+1.38299741E-21*Tgas_prom1^6-...
2.33198682E-07*P_atm*Tgas_prom1+3.17573227E-10*P_atm*Tgas_prom1^2+...
9.72319509E-13*P_atm*Tgas_prom1^3+2.36829185E-16*P_atm*Tgas_prom1^4+...
3.12770309E-20*P_atm*Tgas_prom1^5+4.48216109E-09*P_atm^2*Tgas_prom1-...
6.38139917E-12*P_atm^2*Tgas_prom1^2-2.44307468E-14*P_atm^2*Tgas_prom1^3-...
5.54515995E-18*P_atm^2*Tgas_prom1^4-7.85696509E-22*P_atm^2*Tgas_prom1^5-...
5.42117632E-11*P_atm^3*Tgas_prom1+7.71974974E-14*P_atm^3*Tgas_prom1^2+...
2.93535634E-16*P_atm^3*Tgas_prom1^3+6.67978211E-20*P_atm^3*Tgas_prom1^4+...
9.43705677E-24*P_atm^3*Tgas_prom1^5+3.24175563E-13*P_atm^4*Tgas_prom1-...
4.61703460E-16*P_atm^4*Tgas_prom1^2-1.74372321E-18*P_atm^4*Tgas_prom1^3-...
3.97830328E-22*P_atm^4*Tgas_prom1^4-5.60418176E-26*P_atm^4*Tgas_prom1^5-...
7.66892645E-16*P_atm^5*Tgas_prom1+1.09241612E-18*P_atm^5*Tgas_prom1^2+...
4.09867091E-21*P_atm^5*Tgas_prom1^3+9.37464800E-25*P_atm^5*Tgas_prom1^4+1.31686019E-
28*P_atm^5*Tgas_prom1^5;
```

```
end
```

CÓDIGO DEL CAPACIDAD CALORICA DEL VAPOR A ALTA TEMPERATURA POR EES

```
function [ Cp1_H2O ] = cp_vapor_alta_temperatura( P_atm,Tgas_prom1 )
Cp1_H2O=1.75377475E+00+6.54257525E-03*P_atm-1.12207989E-04*P_atm^2+...
9.08479834E-07*P_atm^3-8.44975083E-11*P_atm^4-3.75963100E-11*P_atm^5+...
1.47146912E-13*P_atm^6-3.22745240E-04*Tgas_prom1+9.94660808E-07*Tgas_prom1^2-...
3.05602282E-10*Tgas_prom1^3-1.27078979E-13*Tgas_prom1^4+...
8.25356158E-17*Tgas_prom1^5-1.30813207E-20*Tgas_prom1^6+...
4.05338798E-06*P_atm*Tgas_prom1+5.66411795E-09*P_atm*Tgas_prom1^2-...
3.66650749E-12*P_atm*Tgas_prom1^3+6.87629287E-16*P_atm*Tgas_prom1^4+...
2.13082579E-19*P_atm*Tgas_prom1^5-1.77596455E-07*P_atm^2*Tgas_prom1-...
4.00832736E-11*P_atm^2*Tgas_prom1^2+2.98023498E-14*P_atm^2*Tgas_prom1^3+...
9.46276268E-19*P_atm^2*Tgas_prom1^4-7.24436915E-21*P_atm^2*Tgas_prom1^5+...
2.13239991E-09*P_atm^3*Tgas_prom1+4.86849006E-13*P_atm^3*Tgas_prom1^2-...
3.61412246E-16*P_atm^3*Tgas_prom1^3-1.04858800E-20*P_atm^3*Tgas_prom1^4+...
8.70274115E-23*P_atm^3*Tgas_prom1^5-1.26844680E-11*P_atm^4*Tgas_prom1-...
2.88950553E-15*P_atm^4*Tgas_prom1^2+2.14528170E-18*P_atm^4*Tgas_prom1^3+...
6.36548631E-23*P_atm^4*Tgas_prom1^4-5.17687474E-25*P_atm^4*Tgas_prom1^5+...
```

```

2.98543166E-14*P_atm^5*Tgas_prom1+6.78629516E-18*P_atm^5*Tgas_prom1^2-...
5.03897005E-21*P_atm^5*Tgas_prom1^3-1.52686831E-25*P_atm^5*Tgas_prom1^4+1.21845938E-
27*P_atm^5*Tgas_prom1^5;

```

end

CÓDIGO DENSIDAD DE AGUA LIQUIDA POR EES

```

function [ rho_l ] = densidad_agua_liquida( T )
rho_l=-1.33682809E+03+3.14670355E+01*T-1.75699510E-01*T^2+...
5.31175684E-04*T^3-9.27324832E-07*T^4+...
8.77648400E-10*T^5-3.52386830E-13*T^6;

```

end

CÓDIGO DE TEMPERATURA DE SATURA DEL AGUA A BAJA PRESION POR EES

```

function [ Tsat ] = Temperatura_saturacion_agua_kelvin( Patm )
Tsat=3.08829229E+02+1.65869359E+00*Patm-2.46770481E-02*Patm^2+...
2.74532987E-04*Patm^3-1.93745854E-06*Patm^4+7.73863457E-09*Patm^5-...
1.33191770E-11*Patm^6;

```

end

CÓDIGO DE TEMPERATURA DE SATURA DEL AGUA A ALTA PRESION POR EES

```

function [ Tsat ] = Temperatura_saturacion_caldera_kelvin( P )
Tsat=3.23901300E+02+8.09303703E-01*P-4.69634935E-03*P^2+1.88576488E-05*P^3-4.48273919E-
08*P^4+5.69014950E-11*P^5-2.96446708E-14*P^6;

```

end

CÓDIGO DE ENTALPIA DEL AGUA PARA LIQUIDO Y VAPOR POR EES

```

function [ h_g,h_f ] = Entalpia_agua( T_ebu )

h_g=1.25518240E+06+1.35279367E+04*T_ebu-7.54125421E+01*T_ebu^2+...
2.53294434E-01*T_ebu^3-4.63387389E-04*T_ebu^4+4.39733040E-07*T_ebu^5-...
1.79523837E-10*T_ebu^6;

h_f=-1.20795595E+06+3.06530655E+03*T_ebu+2.05012615E+01*T_ebu^2-...
1.12966973E-01*T_ebu^3+2.92634929E-04*T_ebu^4-3.71645775E-07*T_ebu^5+...

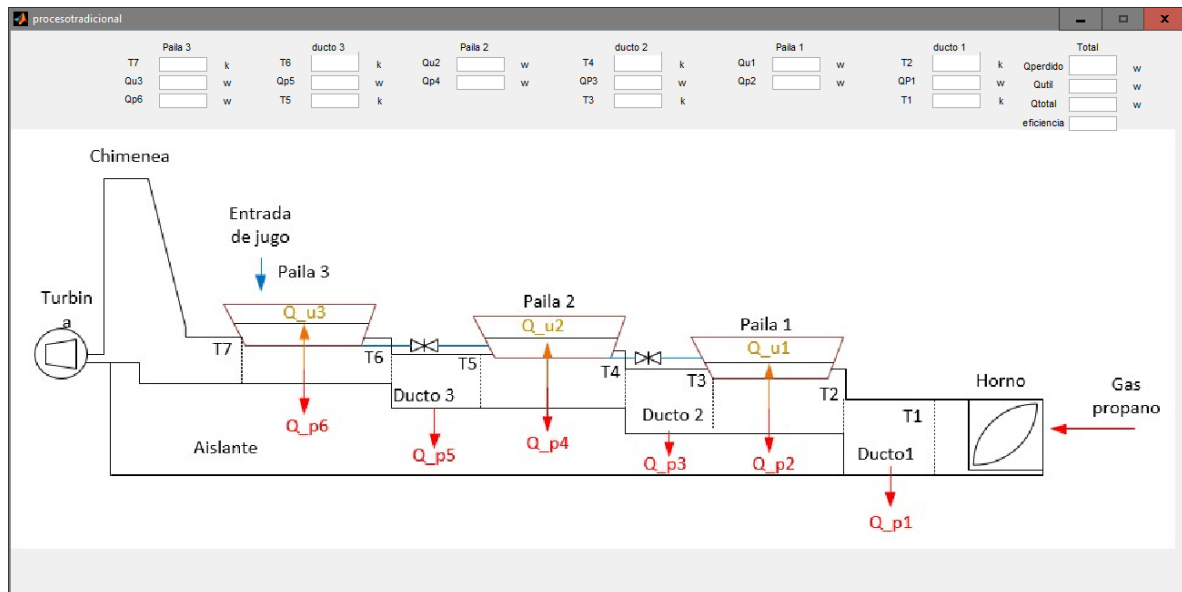
```

```
1.90105390E-10*T_ebu^6;
end
```

CÓDIGO DEL CAPACIDAD CALORICA LIQUIDA DEL AGUA POR EES

```
function [ cp_l ] = Cp_agua_liquida( T )
cp_l=-1.15744702E+05+1.85444857E+03*T-1.18090046E+01*T^2+...
3.96493127E-02*T^3-7.40606708E-05*T^4+...
7.29850958E-08*T^5-2.96149833E-11*T^6;
end
```

INTERFAZ GRAFICA PROCESO TRADICIONAL. fig



CÓDIGO EJECUTA AL OPRIMIR EL BOTON PROCESO TRADICIONAL

```
function procesotradicional_OpeningFcn(hObject, eventdata, handles, varargin)
% This function has no output args, see OutputFcn.
% hObject handle to figure
% eventdata reserved - to be defined in a future version of MATLAB
% handles structure with handles and user data (see GUIDATA)
% varargin command line arguments to procesotradicional (see VARARGIN)

% Choose default command line output for procesotradicional
handles.output = hObject;

% Update handles structure
guidata(hObject, handles);

a=imread('tradicional.jpg');
imshow(a)
```

```

global T_g1 Q_perdida_d1 T_g2 Q_util_p1 Q_perdida_p1 T_g3 Q_perdida_d2 T_g4 Q_util_p2
Q_perdida_p2 T_g5 Q_perdida_d3 T_g6 Q_util_p3 Q_perdida_p3 T_g7;
global Qutil_tradicional Qperdida_tradicional Qtotal_tradicional Q_sensible_intercambiador
Q_latente_intercambiador Q_total_intercambiador x_final;
global masa_eva Q_tubos_transferido Q_perdida_eva P_resistencia eta_combustion;

set(handles.edit1, 'string', T_g7);
set(handles.edit2, 'string', Q_util_p3);
set(handles.edit3, 'string', Q_perdida_p3);

set(handles.edit4, 'string', T_g6);
set(handles.edit5, 'string', Q_perdida_d3);
set(handles.edit6, 'string', T_g5);

set(handles.edit7, 'string', Q_util_p2);
set(handles.edit8, 'string', Q_perdida_p2);

set(handles.edit9, 'string', T_g4);
set(handles.edit10, 'string', Q_perdida_d2);
set(handles.edit11, 'string', T_g3);

set(handles.edit12, 'string', Q_util_p1);
set(handles.edit13, 'string', Q_perdida_p1);

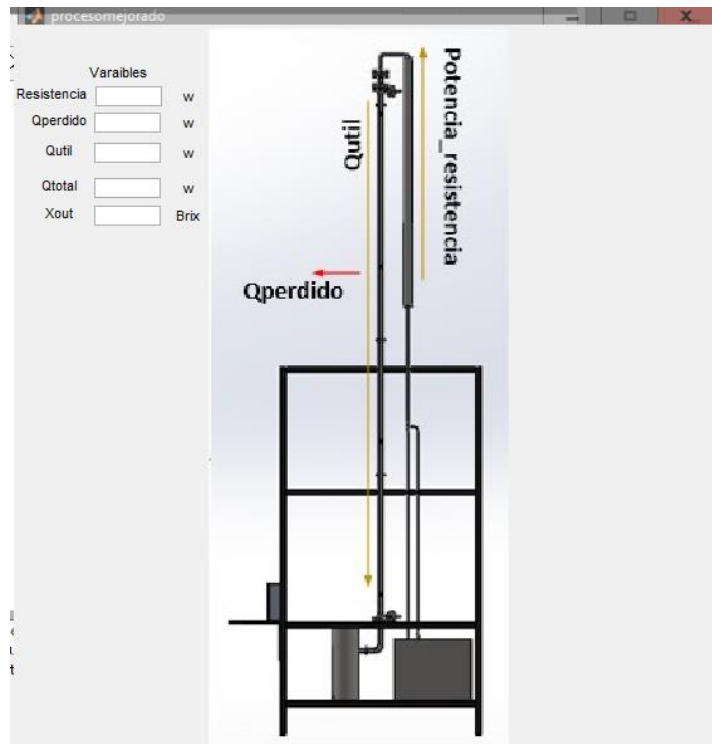
set(handles.edit14, 'string', T_g2);
set(handles.edit15, 'string', Q_perdida_d1);
set(handles.edit16, 'string', T_g1);

set(handles.edit17, 'string', Qperdida_tradicional);
set(handles.edit18, 'string', Qutil_tradicional);
set(handles.edit19, 'string', Qtotal_tradicional);

set(handles.edit20, 'string', eta_combustion);
% --- Outputs from this function are returned to the command line.

```

INTERFAZ GRAFICA PROCESO MEJORADO. fig



CÓDIGO EJECUTA AL OPRIMIR EL BOTON PROCESO MEJORADO

```
function procesomejorado_OpeningFcn(hObject, eventdata, handles, varargin)
% This function has no output args, see OutputFcn.
% hObject    handle to figure
% eventdata  reserved - to be defined in a future version of MATLAB
% handles    structure with handles and user data (see GUIDATA)
% varargin   command line arguments to procesomejorado (see VARARGIN)

% Choose default command line output for procesomejorado
handles.output = hObject;

% Update handles structure
guidata(hObject, handles);

a=imread('mejorado.jpg');
imshow(a)
global T_g1 Q_perdida_d1 T_g2 Q_util_p1 Q_perdida_p1 T_g3 Q_perdida_d2 T_g4 Q_util_p2
Q_perdida_p2 T_g5 Q_perdida_d3 T_g6 Q_util_p3 Q_perdida_p3 T_g7;
global Qutil_tradicional Qperdida_tradicional Qtotal_tradicional Q_sensible_intercambiador
Q_latente_intercambiador Q_total_intercambiador x_final;
global masa_eva Q_tubos_transferido Q_perdida_eva P_resistencia eta_combustion;

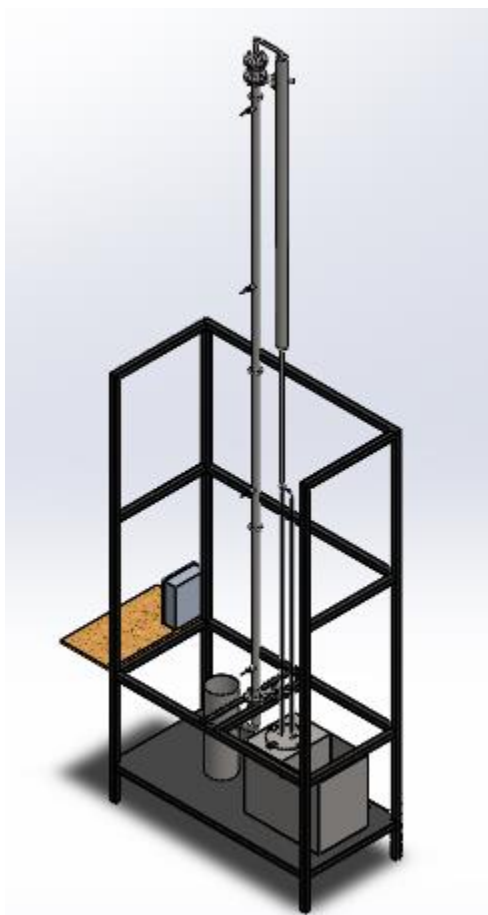
set(handles.edit1,'string',P_resistencia);
set(handles.edit2,'string',Q_perdida_eva);
set(handles.edit3,'string',Q_tubos_transferido);
```

```
set(handles.edit4, 'string', Q_perdida_eva+Q_tubos_transferido);  
set(handles.edit5, 'string', x_final);
```

```
% --- Outputs from this function are returned to the command line.
```

ANEXO D. OPERACIÓN Y DESARROLLO DE LAS PRUEBAS

OPERACIÓN DEL PROTOTIPO



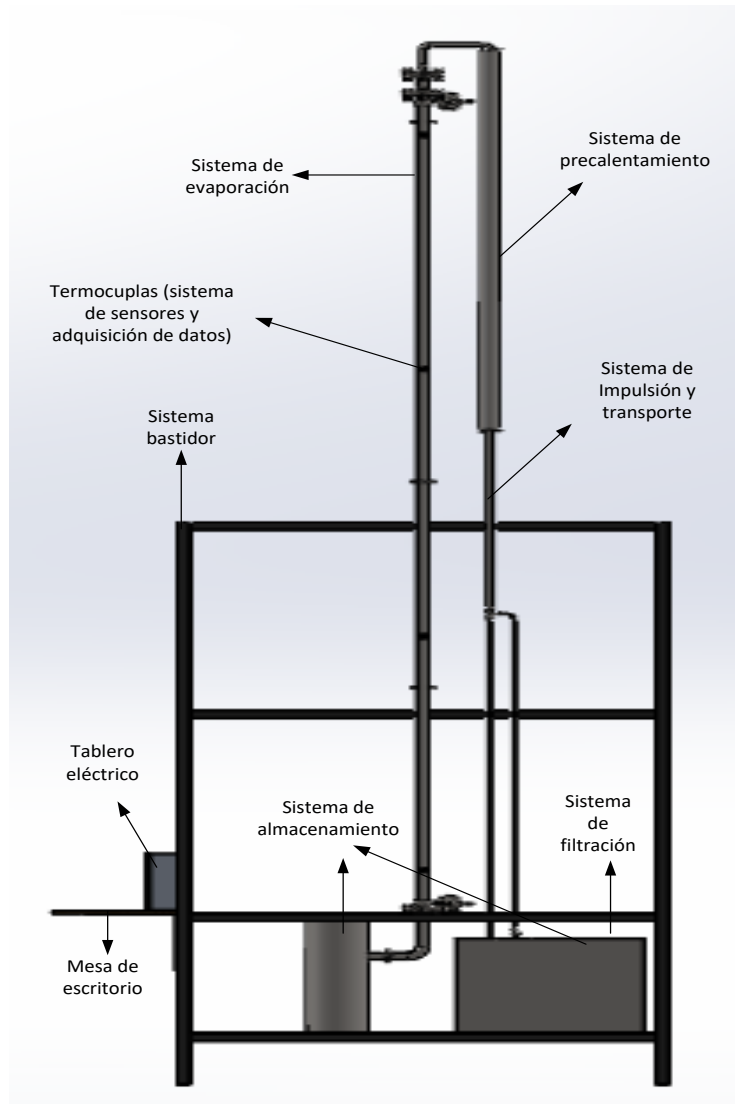
PARTES DEL PROTOTIPO

El prototipo cuenta con un escritorio en el cual también está el tablero eléctrico. En dicho escritorio se posiciona el transductor para la toma de datos.



PRECAUCIÓN

No abrir la caja mientras esté conectada para evitar riesgo de electrocución.



OPERACIÓN DEL PROTOTIPO DE PRODUCCIÓN MEJORADO

Para la operación del sistema es necesario garantizar todos los elementos que deben interactuar durante el proceso, como lo son la fuente de calor, el sistema de bombeo, el sistema de precalentamiento, entre otros, y para ello, independiente del tipo de prueba, se estipuló un procedimiento a seguir:

- ✓ Por motivos de condiciones físicas de la caldera, la cual suministra la fuente de calor para el sistema, siempre el primer paso es encenderla, con el adecuado procedimiento, ya que requiere de un tiempo considerable de espera hasta que se obtenga el vapor.

- ✓ Cerciorarse que las conexiones eléctricas estén libres de agua u otra sustancia que pueda ocasionar un incidente, incluyendo las conexiones de las termocuplas al chasis Rio; además que, en la caja de control, el botón de seguridad esté activado.
- ✓ Verificar en la interfaz de LabView que las termocuplas entreguen valores reales de temperatura, ya que pueden estar haciendo malos contactos o estén invertidas y marcando una temperatura errada.
- ✓ Encender la bomba, asegurando que la manguera de succión este llena previo al encendido, y una vez esté en operación medir el caudal para asegurar que sea el ideal o de lo contrario, corregirlo con la apertura y cierre de la válvula de retorno.



- ✓ Una vez asegurado el encendido de la caldera, con su respectivo procedimiento, el sistema está listo para encender la resistencia desde la caja, como para abrir la válvula del paso de vapor hacia el evaporador.
- ✓ La limpieza del intercambiador se realiza usando hidróxido de sodio, calentándolo con las resistencias y recirculándolos, antes de cada una de las pruebas.

DESARROLLO DE LAS PRUEBAS

Durante las pruebas se deben tener en cuenta los siguientes aspectos:

- ✓ Valores de temperatura a lo largo del tiempo, mostrados en la interfaz de LabView y su representación gráfica.
- ✓ Mantener la cantidad de líquido en el tanque sobre el nivel mínimo que requiere la bomba.

- ✓ Medir el tiempo que tarda cada prueba en llegar a un estado estable, independiente del tipo de prueba que se realice, despresurizando el sistema o a presión atmosférica.
- ✓ El caudal que se debe ajustar y rectificar cada prueba es de 55 [l/h]. Para la toma de medida del caudal se realiza de forma indirecta, midiendo el tiempo que el líquido demora en subir una altura de 1.4 [cm], marcada con cinta en el visor del tanque, tiempo que debe ser de 30 [s].



ADVERTENCIA

En caso de que las resistencias eléctricas presenten daños o humo apagar el sistema presionando el botón de seguridad.



Botón de seguridad



PRECAUCIÓN

Nunca dejar encendidas las resistencias sin un flujo continuo que pase a través de la tubería, es decir sin que el sistema de impulsión esté funcionando.

MANTENIMIENTO

Para realizar un correcto mantenimiento se deben desarrollar los siguientes pasos:

- Mezclar agua con hidróxido de sodio a una concentración de 2%.
- Sellar las salidas en el tanque separador cerrando válvulas.
- Encender el sistema hasta inundar el evaporador.
- Mantenerlo por un tiempo de 8 horas y luego abrir válvulas desechando la mezcla.



PELIGRO

Evitar el contacto con la mezcla de agua e hidróxido de sodio. Usar tapabocas, bata y guantes de protección aptos para dicho uso.

ANEXO E. PRESUPUESTO

PRESUPUESTO GASTOS GENERALES	
Papelería (Memorias, cartas, fotocopias, carpetas, borradores, empastes, etc.)	\$ 300.000
Trabajo intelectual (asumido por los autores)	\$ 2.000.000
Asesoría profesional Ing. Omar Armando Gelvez Arocha (Asumido por la UIS)	\$ 1.500.000
Subtotal	\$ 3.800.000
GASTOS CONSTRUCTIVOS	
Transporte	\$ 500.000
Material bastidor	\$ 300.000
Material intercambiador	\$ 824.000
Soldaduras de piezas	\$ 1.000.000
Resistencias eléctricas	\$ 425.000
Operaciones de ensamble	\$ 1.524.000
Tanques	\$ 1.174.000
Tablero eléctrico	\$ 400.000
Sistema de bombeo	\$ 400.000
Jugo de caña	\$ 220.000
Sistema de vacío	\$ 150.000
Subtotal	\$ 6.917.000
TOTAL	\$ 10.717.000

**ANEXO F. FICHA TÉCNICA DEL EQUIPO USADO PARA ANALIZAR LOS GRADOS BRIX DE
LAS MUESTRAS**

Refractómetros Abbe

Precisión óptima a un precio asequible

El modelo de alto índice de refracción 02940-06 lee hasta 1.8700 RI.

Cumple con los requisitos de la norma ASTM D 1416-89, Sección 38-46.

Estos refractómetros Abbe ofrecen mediciones muy exactas de líquidos y sólidos en escala Brix e índice de refracción. Coloque la muestra en el prisma principal que tiene un borde de acero inoxidable para prevenir la corrosión, observe a través del ocular, y alinee la línea difusa en la mira. La fuente de luz incorporada de 589 nm proporciona una luz monocromática estable (02939-00, -02 incluye una fuente de luz LED) que permite leer fácilmente las líneas negras sobre el fondo verde. El prisma secundario esmerilado dirige la luz hacia el prisma principal de forma homogénea y se levanta para que sea más fácil colocar las sustancias sólidas o los líquidos viscosos en el prisma principal. La perilla de compensación de color le permite ajustar el margen para mejorar la claridad y afinar la resolución. Use la perilla de compensación de color y una tabla de conversión para medir la dispersión (variación del RI con diferentes longitudes de onda de luz).

A fin de mantener una temperatura constante en ambos prismas, estos refractómetros incluyen cuatro puertos de 9 mm de DE (usando un tubo de 6 a 7 mm de DI) para conectar a un baño de temperatura constante. El prisma principal incorpora un termómetro termistor para medir la temperatura. La temperatura del prisma principal se indica en la pantalla LCD desde 0 a 50 °C con ±0.2 °C de exactitud; se incluye una pantalla digital de temperatura. La cámara secante incluida elimina la humedad de los componentes ópticos internos, lo que permite ver las escalas sin obstrucciones.

El modelo 02939-00 está diseñado para medir muestras líquidas solamente a temperaturas menores que 50 °C. La unidad cuenta con escalas dobles (Brix y RI), lo que le permite visualizar ambas escalas al mismo tiempo. El modelo no mide muestras sólidas ni calcula valores de dispersión.

El modelo 02939-02 solo mide muestras sólidas. La unidad tiene escalas dobles (Brix y RI) y es ideal para aplicaciones que requieren el cálculo de los valores de dispersión o las cifras Abbe.

El modelo 02940-04 es un refractómetro Abbe de alta precisión que mide la escala Brix y el índice de refracción de sustancias líquidas, sólidas y semisólidas. La unidad tiene una exactitud de ±0.05 % Brix y ±0.0001 RI, perfecta para cumplir con sus requisitos de calidad de precisión.

El modelo 02940-06 está diseñado para medir solo el índice de refracción en muestras líquidas y sólidas. El amplio rango del índice de refracción (1.4700 a 1.8700) admite una amplia variedad de muestras, incluidos polímeros, películas, resinas, vidrios, adhesivos, sustancias químicas, etc.

Elementos incluidos: una unidad indicadora de temperatura digital, solución estándar (4 mL de monobromonaftaleno), un destornillador para ajustar la escala (el modelo 02940-04 incluye una llave L) y un cable de 1.5 m con enchufe de tres clavijas.

Especificaciones

Volumen de la muestra: 0.2 mL
Pantalla: LCD de 3 dígitos

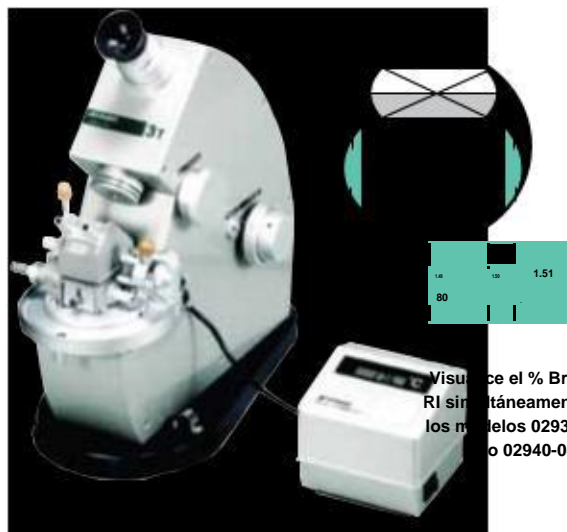
Dimensiones (An x Al x F)
 Modelos 02939-00, -02, 02940-02: 5 1/4" x 9 1/4" x 7 1/4" (13.3 x 23.5 x 18.4 cm)
 Modelo 02940-04: 4 3/4" x 13 1/4" x 12 1/4" (12.1 x 33.7 x 31.1 cm)

Número de catálogo	Rango	Resolución	Exactitud	ATC	Fuente de poder	Precio
JZ-02939-00 (líquidos)	0.0 a 95.0% Brix, 1.3000 a 1.7000 RI	0.5% Brix, 0.001 RI	±0.1 Brix, ±0.0002 RI	No	115 VCA, 50/60 Hz	\$5570.00
JZ-02939-02 (sólidos)						6880.00
JZ-02940-04	0.0 a 95.0% Brix, 1.3000 a 1.7100 RI	0.1 % Brix, 0.0002 RI	±0.05 % Brix, ±0.0001 RI			9630.00
JZ-02940-06	1.4700 a 1.8700 RI	0.001 RI	±0.0002 RI			7500.00

JZ-17105-00 Calibración trazable según el NIST con datos para refractómetros . . \$94.00



En el prisma se muestran en la pantalla digital (incluida).



Refractómetro Abbe de alta precisión 02940-04

Visualiza el % Brix y el RI simultáneamente con los modelos 02939-00, -02 y 02940-04.

MÁS información

Mantenga la temperatura constante en ambos prismas al usar su refractómetro Abbe con un baño circulante. Consulte la sección "Baños y circuladores" en las páginas 146 a la 176.

**ANEXO G. COSTOS DE EQUIPOS SEGÚN CATALOGOS Y PRECIOS
COMERCIALES**



BOMBAS CENTRÍFUGAS SANITARIAS GRADO ALIMENTICIO

ACERO INOX. 316L / PULIDO SANITARIO 1D/OD

						ALTURA MÁX AL CIERRE	FLUJO MÁXIMO	PRECIO M.N.			
QCS-10051-4	1/2	110V 1F	1750	1 1/2"	1"	5 MTS	120 LPM	12,417.00			
QCS-10053-4		220/440V 3F				5 MTS	120 LPM	13,692.00			
QCS-100751-2	3/4	110/220 1F	12 MTS			210 LPM	12,381.00				
QCS-100753-2		220/440 3F	12 MTS			210 LPM	13,927.00				
QCS-100101-2	1	110/220 1F	15 MTS			250 LPM	12,551.00				
QCS-100103-2		220/440 3F	15 MTS			250 LPM	14,778.00				
QCS-100151-2	1 1/2	110/220 1F	3500			17 MTS	275 LPM	12,742.00			
QCS-100153-2		220/440 3F				17 MTS	275 LPM	15,105.00			
QCS-11451-2	1/2	110V 1F	3500			1 1/2"	1 1/2"	7 MTS	160 LPM	23,072.00	
QCS-11453-2		220/440V 3F						7 MTS	160 LPM	24,634.00	
QCS-114751-2	3/4	110/220V 1F		10 MTS	280 LPM			23,147.00			
QCS-114753-2		220/440V 3F		10 MTS	280 LPM			24,694.00			
QCS-114101-2	1	110/220V 1F		13 MTS	380 LPM			23,318.00			
QCS-114103-2		220/440V 3F		13 MTS	380 LPM			25,375.00			
QCS-114151-2	1 1/2	110/220V 1F		16 MTS	425 LPM			23,509.00			
QCS-114153-2		220/440V 3F		16 MTS	425 LPM			25,741.00			
QCS-114201-2	2	110/220V 1F		19 MTS	454 LPM			23,869.00			
QCS-114203-2		220/440V 3F		19 MTS	454 LPM			26,089.00			
QCS-114303-2	3	220/440V 3F	22 MTS	480 LPM	26,877.00						
QCS-1140251-4	1/4	110V 1F	1750	1 1/2"	1 1/2"	3 MTS	120 LPM	22,625.00			
QCS-11451-4	1/2	110V 1F				5 MTS	265 LPM	22,663.00			
QCS-11453-4		220/440V 3F				5 MTS	265 LPM	24,459.00			
QCS-216201-2	2	110/220V 1F	3500	2"	1 1/2"	18 MTS	600 LPM	28,264.00			
QCS-216203-2		220/440V 3F				18 MTS	600 LPM	30,484.00			
QCS-216301-2	3	110/220V 1F				24 MTS	720 LPM	30,747.00			
QCS-216303-2		220/440V 3F				24 MTS	720 LPM	30,704.00			
QCS-216503-2	5	220/440V 3F				34 MTS	780 LPM	32,245.00			
QCS-2167503-2	7 1/2	220/440V 3F				42 MTS	900 LPM	42,623.00			
QCS-2161003-2	10	220/440V 3F				48 MTS	950 LPM	46,141.00			
QCS-2161503-2	15	220/440V 3F				53 MTS	1020 LPM	52,553.00			
QCS-21651-4	1/2	110V 1F				1750	2"	1 1/2"	4 MTS	250 LPM	27,058.00
QCS-21653-4		220/440V 3F							4 MTS	250 LPM	28,854.00
QCS-216751-4	3/4	110/220V 1F	7 MTS	350 LPM	27,480.00						
QCS-216753-4		220/440V 3F	7 MTS	350 LPM	29,156.00						
QCS-216101-4	1	110/220V 1F	9 MTS	400 LPM	27,441.00						
QCS-216103-4		220/440V 3F	9 MTS	400 LPM	29,775.00						
QCS-216151-4	1 1/2	110/220V 1F	12 MTS	475 LPM	27,637.00						
QCS-216153-4		220/440V 3F	12 MTS	475 LPM	30,149.00						
QCS-216201-4	2	110/220V 1F	14 MTS	540 LPM	28,366.00						
QCS-216203-4		220/440V 3F	14 MTS	540 LPM	30,497.00						
QCS-218503-2	5	220/440V 3F	3500	2"	213	46 MTS	950 LPM	46,829.00			
QCS-2187503-2	7 1/2	220/440V 3F				52 MTS	980 LPM	49,753.00			
QCS-2181003-2	10	220/440V 3F				60 MTS	1000 LPM	53,021.00			
QCS-2181503-2	15	220/440V 3F				66 MTS	1080 LPM	65,444.00			
QCS-2182003-2	20	220/440V 3F				76 MTS	1130 LPM	75,742.00			
QCS-2182503-2	25	220/440V 3F				80 MTS	1180 LPM	82,276.00			
QCS-2183003-2	30	220/440V 3F				90 MTS	1220 LPM	85,078.00			
QCS-218203-4	2	220/440V 3F				1750	2"	1 1/2"	8 MTS	750 LPM	44,566.00
QCS-218303-4	3	220/440V 3F							11 MTS	800 LPM	45,514.00
QCS-218503-4	5	220/440V 3F							15 MTS	1000 LPM	46,214.00
QCS-2187503-4	7 1/2	220/440V 3F				15 MTS	1200 LPM	49,452.00			

Selección de caldera de biomasa.



Pellets de biomasa Caldera De Vapor, astillas de madera Caldera De Vapor Precio, residuos de Madera Caldera De Vapor

Precio FOB: US \$ 10000-150000 / Set | [¿Lo has visto más barato?](#)
 Puerto: Qingdao
 Cantidad de pedido mínima: 1 Set/s
 Capacidad de suministro: 300 Set/s por Año
 Plazo de entrega: enviado en 20 días después del pago
 Condiciones de pago: L/C,D/P,T/T,Western Union,MoneyGram

[Contactar](#) [Iniciar Compra](#)

[Chatear](#)

[Compra Segura](#)

Selección de la trituradora.



De servicio pesado trituradora de caña de azúcar/potente exprimidor de caña de azúcar

Precio Normal: **US \$8000.00** / Set
 Cantidad de Pedido Mínima: 1 Set
 Compra desde: Chinato United States by Express FedEx IE
 Enviado dentro de 20 days.
 Tiempo estimado de entrega: 4-15 days
 Gastos de Envío: US \$6851.16
 Cantidad: Set/s

[Comprar Ahora](#)

[Pago seguro](#)

Precio de la panela:

MESES	ENERO				FEBRERO			
DEPARTAMENTO	1	2	3	4	1	2	3	4
ANTIOQUIA	1.808	1.808	1.833	1.833	1.795	1.738	1.690	1.685
BOYACA	1.500	1.550	1.625	1.650	1.675	1.688	1.613	1.363
CALDAS	1.500	1.508	1.567	1.600	1.567	1.558	1.508	1.517
CAQUETA	2.217	2.183	2.300	2.217	2.200	2.100	2.167	2.133
CAUCA	1.369	1.437	1.451	1.441	1.327	1.279	1.339	1.383
CUNDINAMARCA	1.669	1.637	1.563	1.603	1.638	1.703	1.631	1.600
HUILA	1.503	1.453	1.528	1.553	1.503	1.386	1.240	1.215
NARIÑO	1.649	1.613	1.664	1.755	1.669	1.779	1.608	1.619
N SANTANDER	1.579	1.527	1.551	1.588	1.538	1.535	1.545	1.548
RISARALDA	1.780	1.792	1.792	1.786	1.817	1.799	1.819	1.833
SANTANDER	1.617	1.510	1.583	1.630	1.657	1.623	1.553	1.350
TOLIMA	1.550	1.600	1.550	1.500	1.588	1.575	1.630	1.725
VALLE	1.705	1.705	1.725	1.718	1.725	1.725	1.738	1.767
PROM NACIONAL	1.650	1.640	1.672	1.682	1.669	1.653	1.622	1.595

Selección de pailas.

Calderos Piro tubulares



* Clic en las imagenes para ampliar



Construido totalmente en acero inoxidable para alimentos, Hornilla tipo CIMPA-INCA, sus uniones están perfectamente selladas para garantizar un desempeño óptimo.

Materiales

Características técnicas

► Acero inoxidable para alimentos de alta resistencia al calor.

Proceso de cálculo de Costos.

Calculos de analisis de costos

Planteamiento general para ambos procesos

$$X_{in} = 13 \text{ [Brix]}$$

$$X_{out} = 68 \text{ [Brix]}$$

$$T_{operacion,mes} = 24 \cdot \left| 86400 \cdot \frac{s}{day} \right|$$

$$\eta_{molienda} = 0,61$$

$$Precio_{caña} = 14,25 \text{ [Cop/Kg]}$$

$$Precio_{panela} = 1975 \text{ [Cop/Kg]}$$

$$Kwh_{bomba} = 0,7457 \text{ [kwh]}$$

$$Kwh_{trituradora} = 5,5 \text{ [kwh]}$$

$$Precio_{kwh} = 562 \text{ [Cop/Kwh]}$$

$$Factor_{potencia} = 0,85$$

$$n = 60 \text{ [mes]}$$

$$i = \frac{0,2199}{12}$$

$$iva = 0,16$$

Planteamiento para el proceso tradicional

$$M_{panela,tradicional} = 120000 \text{ [Kg/mes]}$$

$$Numero_{empleado,t} = 15 \text{ [personas]}$$

$$Salario_{empleado,t} = 680000$$

Planteamiento para el proceso mejorado

$$\dot{m}_{\text{mejorado}} = 3288 \cdot \left| 0,000277778 \cdot \frac{H}{s} \right|$$

$$\text{Salario}_{\text{empleado,m}} = 680000 \cdot 2$$

Analisis para el proceso tradicional

Costo operacion

$$\dot{m}_{\text{tradicional}} = \frac{M_{\text{panela,tradicional}} \cdot X_{\text{out}}}{X_{\text{in}} \cdot T_{\text{operacion,mes}}}$$

$$M_{\text{caña,tradicional}} = \dot{m}_{\text{tradicional}} \cdot \frac{T_{\text{operacion,mes}}}{\eta_{\text{molienda}}}$$

$$\text{Costo}_{\text{caña,tradicional}} = \text{Precio}_{\text{caña}} \cdot M_{\text{caña,tradicional}}$$

$$\text{Costo}_{\text{empleado,tradicional}} = \text{Salario}_{\text{empleado,t}} \cdot \text{Numero}_{\text{empleado,t}}$$

$$\text{Costo}_{\text{elec,t,efectiva}} = (\text{Kwh}_{\text{bomba}} + \text{Kwh}_{\text{trituradora}}) \cdot \text{Precio}_{\text{kwh}} \cdot T_{\text{operacion,mes}} \cdot \left| 0,000277778 \cdot \frac{H}{s} \right|$$

$$\text{Costo}_{\text{elec,t,reactiva}} = \text{Costo}_{\text{elec,t,efectiva}} \cdot (1 - \text{Factor}_{\text{potencia}}) \cdot 3$$

$$\text{Costo}_{\text{elec,total,t}} = \text{Costo}_{\text{elec,t,efectiva}} + \text{Costo}_{\text{elec,t,reactiva}}$$

$$\text{Costo}_{\text{mantenimiento,t}} = 3, \times 10^6$$

$$\text{Costo}_{\text{operacion,t}} = \text{Costo}_{\text{caña,tradicional}} + \text{Costo}_{\text{mantenimiento,t}} + \text{Costo}_{\text{elec,total,t}} + \text{Costo}_{\text{empleado,tradicional}}$$

costos equipos

$$\text{Precio}_{\text{pailas}} = 7, \times 10^6$$

$$\text{Numero}_{\text{pailas}} = 6$$

$$\text{Costos}_{\text{pailas,t}} = \text{Precio}_{\text{pailas}} \cdot \text{Numero}_{\text{pailas}}$$

$$\text{Costo}_{\text{horno,t}} = 3, \times 10^7$$

$$\text{Precio}_{\text{prelimpiador,t}} = 5, \times 10^6$$

$$\text{Numero}_{\text{prelimpiador}} = 3$$

$$\text{Costo}_{\text{prelimpiador,t}} = \text{Precio}_{\text{prelimpiador,t}} \cdot \text{Numero}_{\text{prelimpiador}}$$

$$\text{Costo}_{\text{bomba,t}} = 500000$$

$$\text{Costo}_{\text{trituradora}} = 2,5 \times 10^7$$

$$\text{Costo}_{\text{ventilador,t}} = 1,2 \times 10^7$$

$$\text{Costo}_{\text{equipo,t}} = \text{Costos}_{\text{pailas,t}} + \text{Costo}_{\text{horno,t}} + \text{Costo}_{\text{prelimpiador,t}} + \text{Costo}_{\text{trituradora}} + \text{Costo}_{\text{ventilador,t}}$$

$$\text{Costo}_{\text{equipo,mes,t}} = \frac{\text{Costo}_{\text{equipo,t}} \cdot i \cdot (1 + \text{iva})}{1 - (1 + i \cdot (\text{iva} + 1))^{-n}}$$

$$\text{Costo}_{\text{mensual,t}} = \text{Costo}_{\text{equipo,mes,t}} + \text{Costo}_{\text{operacion,t}}$$

$$\text{Costo}_{\text{unitario,t,prestamo}} = \frac{\text{Costo}_{\text{mensual,t}}}{M_{\text{panela,tradicional}}}$$

$$\text{Costo}_{\text{unitario,t;sprestamo}} = \frac{\text{Costo}_{\text{operacion,t}}}{M_{\text{panela,tradicional}}}$$

Analisis para el proceso mejorado

Costo operacion

$$\dot{m}_{\text{mejorado}} = \frac{M_{\text{panela,mejorado}} \cdot X_{\text{out}}}{X_{\text{in}} \cdot T_{\text{operacion;mes}}}$$

$$M_{\text{caña,mejorado}} = \dot{m}_{\text{mejorado}} \cdot \frac{T_{\text{operacion;mes}}}{\eta_{\text{molienda}}}$$

$$\text{Costo}_{\text{caña,mejorado}} = \text{Precio}_{\text{caña}} \cdot M_{\text{caña,mejorado}}$$

$$\text{Numero}_{\text{empleado;m}} = 5$$

$$\text{Costo}_{\text{empleado,mejorado}} = \text{Salario}_{\text{empleado;m}} \cdot \text{Numero}_{\text{empleado;m}}$$

$$\text{Costo}_{\text{elec;m;efectiva}} = (\text{Kwh}_{\text{bomba}} + \text{Kwh}_{\text{trituradora}}) \cdot \text{Precio}_{\text{kwh}} \cdot T_{\text{operacion;mes}} \cdot \left| 0,000277778 \cdot \frac{H}{s} \right|$$

$$\text{Costo}_{\text{elec;m;reactiva}} = \text{Costo}_{\text{elec;m;efectiva}} \cdot (1 - \text{Factor}_{\text{potencia}}) \cdot 3$$

$$\text{Costo}_{\text{elec,total;m}} = \text{Costo}_{\text{elec;m;efectiva}} + \text{Costo}_{\text{elec;m;reactiva}}$$

$$\text{Costo}_{\text{mantenimiento;m}} = 7, \times 10^6$$

$$\text{Costo}_{\text{operacion;m}} = \text{Costo}_{\text{caña,mejorado}} + \text{Costo}_{\text{mantenimiento;m}} + \text{Costo}_{\text{elec,total;m}} + \text{Costo}_{\text{empleado,mejorado}}$$

costos equipos

costos equipos

$$\text{Costo}_{\text{evaporador;m}} = 1,5 \times 10^8$$

$$\text{Costo}_{\text{caldera;m}} = 3, \times 10^8$$

$$\text{Costo}_{\text{filtracion;m}} = 5, \times 10^6$$

$$\text{Costo}_{\text{tanques;m}} = 3,6 \times 10^7$$

$$\text{Costo}_{\text{bomba;m}} = 2, \times 10^6$$

$$\text{Costo}_{\text{equipo;m}} = \text{Costo}_{\text{evaporador;m}} + \text{Costo}_{\text{caldera;m}} + \text{Costo}_{\text{filtracion;m}} + \text{Costo}_{\text{tanques;m}} + \text{Costo}_{\text{bomba;m}} + \text{Costo}_{\text{trituradora}}$$

$$\text{Costo}_{\text{equipo;mes;m}} = \frac{\text{Costo}_{\text{equipo;m}} \cdot i \cdot (1 + \text{iva})}{1 - (1 + i \cdot (\text{iva} + 1))^{-n}}$$

$$\text{Costo}_{\text{mensual;m}} = \text{Costo}_{\text{equipo;mes;m}} + \text{Costo}_{\text{operacion;m}}$$

$$\text{Costo}_{\text{unitario;m;prestamo}} = \frac{\text{Costo}_{\text{mensual;m}}}{M_{\text{panela,mejorado}}}$$

$$\text{Costo}_{\text{unitario;m;sprestamo}} = \frac{\text{Costo}_{\text{operacion;m}}}{M_{\text{panela,mejorado}}}$$

