

**ESTUDIO DEL APROVECHAMIENTO DEL VAPOR GENERADO EN
CALDERA EN LA PLANTA EXTRACTORA DE ACEITE DE PALMA ORO
ROJO BASADO EN ANÁLISIS EXERGÉTICO**

MICHELLE JOHANNA BELTRÁN MEDINA

**UNIVERSIDAD AUTÓNOMA DE BUCARAMANGA
PROGRAMA DE INGENIERÍA EN ENERGÍA
FACULTAD DE INGENIERÍAS
BUCARAMANGA**

2017

**ESTUDIO DEL APROVECHAMIENTO DEL VAPOR GENERADO EN CALDERA
EN LA PLANTA EXTRACTORA DE ACEITE DE PALMA ORO ROJO BASADO
EN ANÁLISIS EXERGÉTICO**

MICHELLE JOHANNA BELTRÁN MEDINA

**Trabajo de grado presentado como requisito para optar al título de
INGENIERO EN ENERGÍA**

Director: CARLOS ALIRIO DÍAZ GONZÁLEZ M.Sc

Co-Director: MARIO JONATÁN ACERO CABALLERO M.Sc

**UNIVERSIDAD AUTÓNOMA DE BUCARAMANGA
PROGRAMA DE INGENIERÍA EN ENERGÍA
FACULTAD DE INGENIERÍAS
BUCARAMANGA**

2017

Nota de aceptación:

Aprobado por el comité de grado en cumplimiento de los requisitos exigidos por la Universidad Autónoma de Bucaramanga para optar el título de Ingeniera en Energía.

Firma del Director

Firma del Calificador

Bucaramanga, noviembre 20 de 2017

Dedicatoria

AGRADECIMIENTOS

TABLA DE CONTENIDO

INTRODUCCIÓN.....	15
1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	17
2 JUSTIFICACIÓN.....	18
3 OBJETIVOS.....	19
3.1 OBJETIVO GENERAL.....	19
3.2 OBJETIVO ESPECIFICO.....	19
4 METODOLOGÍA EXPERIMENTAL.....	20
4.1 RECOPIACIÓN DE DATOS.....	20
4.2 MODELAMIENTO MATEMÁTICO.....	21
4.3 RESULTADOS Y ANÁLISIS.....	22
5 MARCO TEÓRICO.....	24
5.1 RACIMO DE FRUTO FRESCO.....	24
5.2 PROCESO DE EXTRACCIÓN DE ACEITE DE PALMA.....	25
5.3 CARACTERÍSTICAS DE LA BIOMASA.....	27
5.4 FUNDAMENTOS BÁSICOS DEL ANÁLISIS EXERGÉTICO.....	29
5.5 EXERGONOMÍA.....	32
5.6 PARAMETRIZACIÓN DEL PROCESO.....	33
6 EQUIPOS E INSTALACIONES.....	34
6.1 DESCRIPCIÓN DE LA INSTALACIÓN.....	34
6.2 DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA DE GENERACIÓN DE VAPOR.....	36
6.3 DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA DE GENERACIÓN ELÉCTRICA.....	38
7 ESTADO DEL ARTE.....	40

7.1	ANÁLISIS Y OPTIMIZACIÓN EXERGÉTICA DE UNA PLANTA DE COGENERACIÓN PARA LA INDUSTRIA AZUCARERA	40
7.2	ANÁLISIS EXERGÉTICO DE UN CICLO COMBINADO EN UNA PLANTA INDUSTRIAL	40
7.3	ENERGY AND EXERGY ANALYSIS OF STEAM AND POWER GENERATION PLANT.....	41
7.4	ANÁLISIS EXERGÉTICO DE UNA CENTRAL TERMOELÉCTRICA.....	41
7.5	ANÁLISIS EXERGÉTICO DE LA PLANTA TÉRMICA DE LA ESCUELA DE INGENIERÍA MECÁNICA	42
7.6	CALDERAS DE BAGAZO – PROYECTO, OPERACIÓN Y MANTENIMIENTO	42
8	ANÁLISIS TERMODINÁMICO Y EXERGETICO	44
8.1	SISTEMA DE GENERACIÓN DE VAPOR	44
8.2	SISTEMA DE EXTRACCIÓN DE ACEITE DE PALMA.....	52
9	ANÁLISIS EXERGOECONÓMICO	76
9.1	DEFINICIÓN DEL COMBUSTIBLE-PRODUCTO-RESIDUO	76
9.2	ANÁLISIS ECONÓMICO DE LOS EQUIPOS.....	78
10	RESULTADOS Y ANÁLISIS	82
10.1	PARAMETRIZACION 1.....	82
10.2	PARAMETRIZACION 2.....	88
11	CONCLUSIONES.....	93
12	OBSERVACIONES	94
13	REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS	98
14	ANEXOS	103
14.1	ANEXO 1 – COMBUSTIÓN ADIABÁTICA	103

14.2 ANEXO 3 – BALANCE TERMODINÁMICO DEL SISTEMA DE GENERACION DE VAPOR	109
14.3 ANEXO 4 – BALANCE TERMODINÁMICO DEL SISTEMA DE EXTRACCIÓN DE ACEITE DE PALMA	117
ANEXO 5 - EXERGOECONOMÍA	142
14.4 ANEXO 6 – PROPIEDADES TERMODINÁMICAS DE LA PARAMETRIZACION 1	144
ANEXO 7 – PROPIEDADES TERMODINÁMICAS DE LA PARAMETRIZACION 1	149

LISTA DE ILUSTRACIONES

Ilustración 1 Metodología empleada para el desarrollo del proyecto	23
Ilustración 2 Rendimiento de un racimo de fruto fresco de palma africana	24
Ilustración 3 Diagrama de bloques descriptivo de la Planta extractora Oro Rojo ...	35
Ilustración 4 Esquema general del sistema de generación de vapor	36
Ilustración 5 Diagrama típico de la utilización del vapor en la generación de energía eléctrica.....	38
Ilustración 6 Interacciones de la cámara de combustión	46
Ilustración 7 Interacciones en el proceso de esterilización	55
Ilustración 8 Interacciones en el proceso de desfrutado.....	57
Ilustración 9 Interacciones en el proceso de presas	58
Ilustración 10 Interacciones en las prensas de raquis	60
Ilustración 11 Interacciones en el tanque de agua caliente	60
Ilustración 12 Interacciones en el volumen de control del tanque de disolución – Tamiz circular.....	62
Ilustración 13 Interacciones en el proceso de pre-clarificación	64
Ilustración 14 Interacciones en el proceso de clarificación.....	65
Ilustración 15 Interacciones en el tanque de aceite recuperado	67
Ilustración 16 Interacciones en el volumen de control Sedimentador-Secador	68
Ilustración 17 Interacción en el volumen de control Tanque pulmón de agua lodosas – Tanque de lodos Sección 1 - Tanque de lodos Sección 2	70
Ilustración 18 Interacciones en el tricanter	70
Ilustración 19 Interacciones en la centrifugadora.....	72
Ilustración 20 Interacciones en el proceso de florentinos	74
Ilustración 21 Interacciones en el tanque de recuperados	75
Ilustración 22 Estructura económica del Sistema de generación de vapor	76
Ilustración 23 Estructura económica del Sistema de generación de energía eléctrica	77

Ilustración 24 Estructura económica del Sistema de extracción de aceite de palma	77
Ilustración 25 Exergía destruida en cada etapa del proceso para un flujo de vapor de 14426 [kgh]	85
Ilustración 26 Exergía destruida en cada etapa del proceso despreciando Tanque de Agua Caliente (Flujo de vapor de 14426 [kgh]).....	86
Ilustración 27 Exergía destruida en las etapas relevantes del proceso (Flujo de vapor de 14426 [kgh]).....	87
Ilustración 28 Exergía destruida en los elementos de que conforman el Sistema de generación de vapor (14426 [kg/h] vs. 17311 [kg/h])	90
Ilustración 29 Exergía destruida en cada etapa del proceso para un flujo de vapor de 17311 [kgh].	92
Ilustración 32 Interacciones en el volumen de control Hogar-Calderin	109
Ilustración 33 interacciones en el sobrecalentador	111
Ilustración 34 Interacciones en el desaireador	112
Ilustración 35 Interacciones en el economizador	113
Ilustración 36 Interacciones en el calentador de aire	115

LISTA DE TABLAS

Tabla 1 Composición químicas en base seca y exergía física de la cascarilla y fibra residual del fruto de aceite de palma.....	29
Tabla 2 Generación de biomasa residual en la Planta Extractora de Aceite de Palma Oro Rojo.....	29
Tabla 3 Características de operación de la Planta Oro Rojo.....	34
Tabla 4 Datos técnicos de la turbina de vapor	38
Tabla 5 Datos suministrados para el sistema de generación de vapor	44
Tabla 6 Resultados del cálculo de las fracciones molares de cada componente .	48
Tabla 7 Datos suministrados para el sistema de extracción de aceite de palma ...	52
Tabla 8 Flujo de calor de los elementos que conforman el Sistema de generación de vapor y eficiencia de la caldera (Flujo de vapor de 14426 [kgh]).	83
Tabla 9 Irreversibilidades en los elementos que conforman el Sistema de Generación de Vapor (Flujo de vapor de 14426 [kgh]).	83
Tabla 10 Irreversibilidades en el proceso de extracción de palma (Flujo de vapor de 14426 [kgh]).	84
Tabla 11 Flujo de calor de los elementos que conforman el Sistema de generación de vapor y eficiencia de la caldera (Flujo de vapor de 17311 [kgh]).	89
Tabla 12 Irreversibilidades en los elementos que conforman el Sistema de Generación de Vapor (Flujo de vapor de 17311 [kgh]).	89
Tabla 13 Irreversibilidades en el proceso de extracción de palma (Flujo de vapor de 17311 [kgh]).	91
Tabla 14 Costos de generación de la Planta Extractora de Aceite de Palma Oro Rojo	93
Tabla 15 Propiedades termodinámicas de las corrientes del Sistema de generación de vapor para un flujo de vapor de 17311 [kgh].	149

NOMENCLATURA

ε :	Exergía
ε^q :	Exergía química
ε^c :	Exergía cinética
ε^f :	Exergía física
ε^p :	Exergía potencial
ε^t :	Exergía térmica
I :	Irreversibilidad
ΔG_{F_0} :	Energía libre de Gibbs estándar de formación de la sustancia
N :	Cantidad de moles
y :	Fracción molar
b_i :	La exergía química del elemento del compuesto
\bar{b}_i :	La exergía química del compuesto de la mezcla
R :	La constante ideal de los gases
S_{gen} :	Entropía generada
η :	Eficiencia
\dot{m} :	Flujo másico
T :	Temperatura
P :	Presión
H :	Entalpía
h :	Entalpía específica
s :	Entropía específica
\dot{W} :	Potencia
\dot{Q} :	Flujo de calor
m :	Masa
M :	Masa molar
C_p :	Calor específico a presión constante
\bar{h}_f° :	Entalpia de formación

\bar{h} :	Entalpia en un estado especifico
C :	Carbonos
H_2 :	Hidrogeno
O_2 :	Oxigeno
N_2 :	Nitrógeno
S :	Azufre
Ash :	Cenizas
AC :	Relación aire-combustible
a :	Aire
η :	Eficiencia
PC :	Poder calorifico
w :	Humedad
f_{OM} :	Factor de operación y mantenimiento
f_{RC} :	Factor de recuperación de capital
CE :	Costo del equipo
t :	Tiempo de operación anual
\dot{B} :	Flujo exergético

SUPERINDICE

$^{\circ}$:	Ambiente estable de referencia
--------------	--------------------------------

SUBÍNDICE

i :	Elemento
C :	Corriente que entra o sale de un elemento o proceso
R :	Reactivos
P :	Productos
r :	Real
t :	Teórico

<i>b:</i>	Biomasa
<i>v:</i>	Vapor de agua
<i>RFF:</i>	Racimo de fruto fresco
<i>VD:</i>	Vapor que sale distribuidor de vapor
<i>FE:</i>	Racimo de fruto esterilizado
<i>FS:</i>	Fruto suelto
<i>RV:</i>	Raquis vacío
<i>ARP:</i>	Aceite recuperado de prensa
<i>RP:</i>	Raquis prensado
<i>LP:</i>	Licor de prensa
<i>AD:</i>	Aceite diluido
<i>TD – TC:</i>	Tanque de dilución – Tamiz Circular
<i>LPC:</i>	Lodo Pre-Clarificado
<i>APC:</i>	Aceite Pre-clarificado
<i>ATR:</i>	Aceite tanque de recuperado
<i>ARF:</i>	Aceite recuperado de florentinos
<i>PP:</i>	Promedio ponderado del proceso
<i>VSP:</i>	Vapor que sale del proceso
<i>ASP:</i>	Agua que sale del proceso

INTRODUCCIÓN

Colombia dispone de grandes agroindustrias, especialmente de la caña de azúcar y la de palma de aceite, las cuales tienen oportunidades significativas en el uso de su propia biomasa residual como fuente primaria renovable. Dicha energía, además de ser aprovechable para autoabastecer, tiene el potencial de generar excedentes de energía para terceros. Actualmente la industria de la palma cuenta con alrededor de 500.000 hectáreas sembradas aproximadamente, distribuidas en cuatro zonas de Colombia: Norte, Oriente, Central y Suroccidente, que abarcan 122 municipios en 19 departamentos alrededor del país [2]. Para obtener los siguientes subproductos principales: Aceite crudo de palma, aceite crudo de palmiste y harina de palmiste.

La biomasa residual disponible en esta industria, fibra y cascarilla, se consume directa y mayoritariamente en calderas como combustible para generar el vapor necesario y satisfacer los requerimientos energéticos de los procesos. La base tecnológica del aprovechamiento energético de la biomasa residual es la cogeneración donde se permite la generación simultánea de energías térmica y eléctrica. Permitiendo garantizar practicas sostenibles, negocios viables y preservación del medio ambiente [3, 4, 5].

En la actualidad, los estudios realizados en la industria de la palma de aceite, están enfocados principalmente a balance de masa y energía, las cuales permiten identificar perdidas de materia en cada etapa de la extracción de aceite [1,6]. Sin embargo, no es suficiente, al hacer uso del balance energético a través de la primera ley de la termodinámica, se tiene una limitación, impidiendo cuantificar el aprovechamiento de energía suministrada al proceso, ya que no se tienen en cuenta las irreversibilidades generadas por los equipos.

Por ello, la aplicación del análisis exergético, es una metodología que, permite combinar racionalmente conceptos de la termodinámica y la economía, proporcionando fundamentos teóricos y procedimientos prácticos para el análisis, auditoria, diseño y optimización de los sistemas energéticos, además de ser, una herramienta aplicable a todo tipo de procesos industriales.

Teniendo en cuenta lo anterior y dada la importancia que hoy en día tiene el vapor en una planta extractora de aceite de palma, el presente trabajo de grado, tiene como objetivo estudiar el desempeño de la Planta Extractora de Aceite Oro Rojo con el fin de determinar la influencia de los parámetros de operación y del proceso más influyentes en este desempeño. Dicho estudio comprenderá la realización de un análisis exergético. Con esto se procederá a cuantificar económicamente las pérdidas del sistema, así como los costos necesarios para la producción de vapor. Mediante parametrización este análisis concluirá con la determinación de los puntos críticos, las respectivas sugerencias para mejora del rendimiento y las condiciones óptimas del sistema. De igual manera se pretende realizar el modelamiento del desempeño del proceso ante la posibilidad de implementar un suministro de energía aprovechando el vapor generado en la caldera.

1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

En la actualidad el rendimiento de las plantas extractoras de aceite se miden por la calidad de los derivados que obtienen por medio del sistema de extracción el cual es llevado a cabo teniendo en cuenta una variable realmente significativa, el vapor. La caldera implementada para la generación de vapor en el proceso de extracción de aceite de palma en la Planta Extractora de Aceite Oro Rojo presenta una gran fluctuación en cuanto al flujo másico de vapor, esta situación obedece a la falta de control efectivo sobre las variables que intervienen en la operación de la caldera Ante la complejidad de un sistema en el que la demanda de vapor de los procesos no es constante y fluctúa entre valores muy altos o muy pequeños, se generan en el proceso falta o exceso de vapor en ciertos momentos.

El identificar la ubicación y magnitud de los principales sumideros de exergía (relacionados con mayores pérdidas de energía útil) permitirá controlar la reducción de la eficiencia del proceso y de las tasas de extracción de aceite las cuales podrían dar lugar a discusiones en contra de la planta de beneficio

La implementación de un método de evaluación adecuado de las perdidas en la planta constituiría un elemento de apoyo para la administración.

El propósito de este proyecto es estudiar y analizar el comportamiento durante un período prolongado, de la operación de la planta de beneficio que se tiene disponible, ver cuáles son los problemas que se presentan, proponer soluciones y analizar los resultados que se obtengan.

2 JUSTIFICACIÓN

La posibilidad de satisfacer una creciente demanda energética propia y a terceros, ha motivado el aprovechamiento de fuentes de energía alternativa [1,2] (biomasa y vapor) en la Planta de Extracción de Aceite de Palma Oro Rojo

Para lograrlo, se requiere perfeccionar los procesos de producción y transformación de energía, enfocando los estudios a la aplicación del análisis exergético en cada uno de los procesos de producción para la extracción de aceite de palma, permitiendo así, obtener la información adecuada para su mejora termodinámica, la cual contribuirá significativamente a la eficiencia y optimización de los componentes del proceso. Adicionalmente esto permitirá lograr reducir costos tanto en los sistemas termodinámicos convencionales como en la producción de energía eléctrica. [6]

Con el objetivo de implementar un estudio que permita establecer con claridad criterios para el mejor aprovechamiento de los recursos energéticos disponibles en la Planta de Extracción de Aceite de Palma Oro Rojo, es decir, vapor de agua, se dispone a efectuar un análisis exergético a cada etapa del proceso de extracción aceite y generador de vapor (caldera); En efecto esta metodología, permite combinar racionalmente conceptos de la termodinámica y la economía, proporcionando fundamentos teóricos y procedimientos prácticos para el análisis, auditoria, diseño y optimización de los sistemas energéticos.

A través de este análisis será posible identificar y conocer las causas, la ubicación y magnitud de las pérdidas energéticas en la planta en estudio.

3 OBJETIVOS

3.1 OBJETIVO GENERAL

Determinar la influencia de los parámetros de operación y del proceso mismo en el aprovechamiento energético del vapor generado en la caldera de la Planta Extractora de Aceite de Palma Oro Rojo.

3.2 OBJETIVO ESPECIFICO

- Identificar los diferentes flujos de masa y energía en los procesos que involucran el aprovechamiento del vapor generado en la caldera
- Realizar balances energéticos y exergético de los procesos que involucren el aprovechamiento o uso del vapor
- Parametrizar los resultados obtenidos en los balances energéticos y exergético de acuerdo a variaciones en parámetros del proceso global.

4 METODOLOGÍA EXPERIMENTAL

Para el cumplimiento de los objetivos propuestos se parte de las siguientes etapas: Recopilación de datos, modelamiento matemático, resultados y análisis, y recomendaciones y conclusiones. Así mismo el proceso de extracción de aceite de palma, es un proceso ya estandarizado en Colombia lo cual permite que esta metodología sea aplicable para el desarrollo de algún trabajo similar, destacando que su única variable es la capacidad de procesamiento y la disponibilidad del fruto en dicha planta.

4.1 RECOPIACIÓN DE DATOS

Con el fin de realizar la situación del proceso, se tuvieron en cuenta los siguientes pasos previos:

4.1.1 Composición de la materia prima

Se definen la estequiometría de la materia prima con base en la literatura, se caracterizó el racimo de fruto fresco (RFF) para determinar el porcentaje y composición de fibra y cascarilla (biomasa residual) los cuales serán usados como combustible para el sistema de generación de vapor.

4.1.2 Condiciones de operación de la planta extractora

Se visita la Planta de Extracción de Aceite de Palma Oro Rojo, ubicada en el municipio de Sabana de Torres, Santander, con el fin de recopilar la mayor cantidad de información, es decir, identificación de etapas y flujos de proceso con sus condiciones de operación (Temperatura, presión y flujos máscos) y así poder apreciar que se cumpla con el principio de conservación de masa.

4.2 MODELAMIENTO MATEMÁTICO

Se integran los datos obtenidos durante la visita a la planta extractora con la herramienta EES, este nos permitirá resolver los balances de masa, energía, entropía, exergía y exergoeconomía.

4.2.1 Ingreso de componentes al software

En base a la información recolectada se divide al sistema en volúmenes de control para especificar las condiciones de operación de la mayoría de las corrientes en cada proceso, después se procede a realizar el balance másico, energético y exergético. En caso de no contar con algunas variables, se calcularán estimaciones.

4.2.2 Componentes estimados

Se estimará las propiedades termodinámicas faltantes de cada una de las etapas del proceso basándose en literatura y/o en cálculos con demás datos recopilados.

Habiendo especificada todas las corrientes y sus condiciones de operación, se procedió a simular cada una de las etapas del proceso. Finalizando dicha simulación, se utilizan los datos del balance energético arrojados por el software en el siguiente paso, explicado a continuación:

4.2.3 Balance de entropía

Se aplica la segunda ley de la termodinámica, para calcular la entropía generada por etapa, y seguido de esto se halla la energía destruida en cada una de ellas.

4.2.4 Análisis exergético

Se calcula la exergía física para cada corriente del proceso teniendo en cuenta sus condiciones de operación (Para el ambiente estable de referencia (AER) se tomó 25 y 1 [Bar]). La exergía química específica de la fibra fue encontrada en literatura.

Finalmente se calculará la eficiencia exergético y la exergía destruida en cada proceso.

4.3 RESULTADOS Y ANÁLISIS

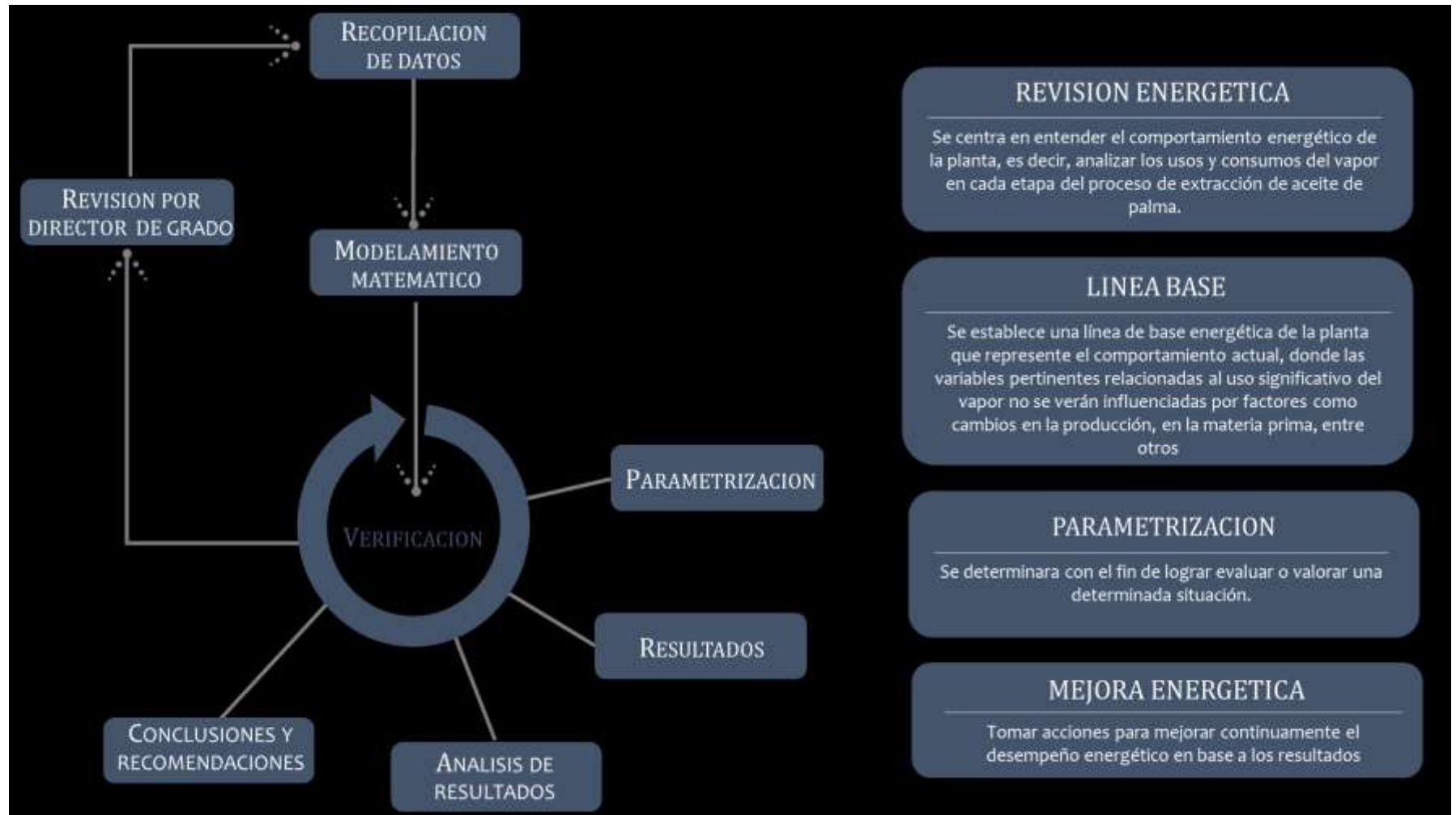
4.3.1 Parametrización del proceso.

Se plantea la parametrización de la entrada o salida de alguna corriente representativa del proceso con el fin de determinar e identificar su influencia en la magnitud de flujos energéticos desperdiciados.

4.3.2 Evaluación termoeconómico

Se procederá a realizar en todo el sistema que conforma el proceso de extracción de aceite de palma, sistema de generación de vapor y sistema de generación eléctrica con el fin de obtener los costos reales del vapor y así determinar las mejoras de optimización de esta planta.

Ilustración 1 Metodología empleada para el desarrollo del proyecto



Fuente: Autor

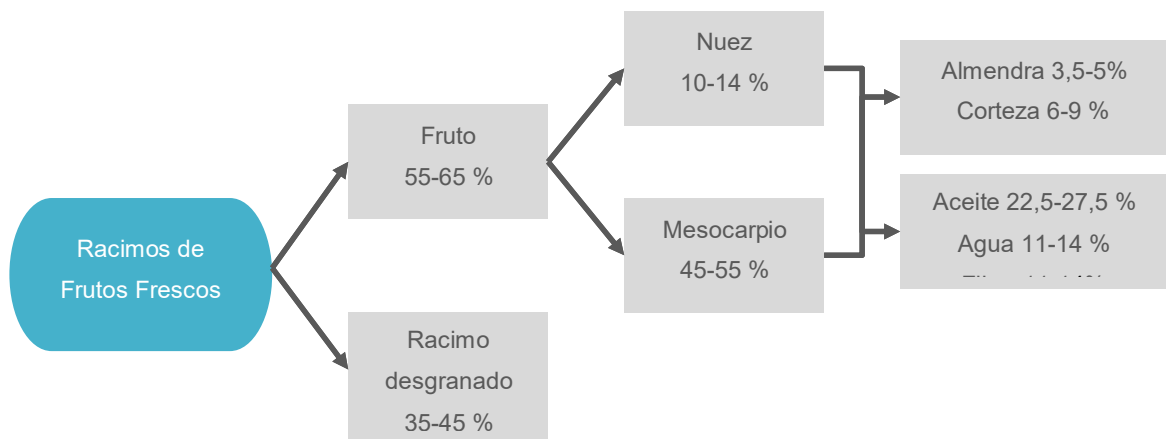
5 MARCO TEÓRICO

Se empezará por considerar los conceptos teóricos básicos para el desarrollo de este proyecto. En primer lugar, se presentarán las generalidades del racimo de fruto fresco y se describirá el proceso de extracción de aceite de palma. Después, se presentará la caracterización de la biomasa residual y finalmente, el marco teórico para la realización del balance exergético y exergoeconómico.

5.1 RACIMO DE FRUTO FRESCO

La clasificación de la palma de aceite en variedades se basa principalmente en la forma, color, composición del fruto y en la forma de la hoja, pero los tipos más relevantes se establecen de acuerdo al grosor del cuesco o endocarpio del fruto característica directamente ligada con la producción de aceite. [7]

Ilustración 2 Rendimiento de un racimo de fruto fresco de palma africana



Fuente: Corporación para el desarrollo industrial de la biotecnología y producción limpia [7]

5.2 PROCESO DE EXTRACCIÓN DE ACEITE DE PALMA

A continuación, se describen los principales procesos que se llevan a cabo para el proceso de extracción de aceite de palma [8]:

5.2.1 Acidificación del aceite

Una vez que los racimos alcanzan su estado óptimo de madurez, se inicia un proceso bioquímico de descomposición del aceite por acción de la enzima llamada lipasa formando ácidos grasos y glicerol. Esta se activa con mayor rapidez cuando la estructura celular del fruto es alterada. Por esto, a partir del momento en que el racimo es cortado, el proceso de acidificación se acelera considerablemente, influyendo también el manejo, el almacenamiento y el tiempo transcurrido hasta ser esterilizado. Así mismo, el daño sufrido por los frutos durante la cosecha, el transporte y la manipulación hasta las canastas de esterilización (vagonetas) y la presencia de agua y suciedad son causas del aumento de la acidez.

5.2.2 Proceso de esterilización

Consiste en someter al fruto a la acción del vapor para cumplir con los siguientes objetivos:

- Inactivar la lipasa
- Facilitar el desprendimiento de los frutos del raquis
- Ablandar los tejidos de la pulpa
- Calentar y deshidratar parcialmente las almendras contenidas en las nueces para su posterior recuperación
- Coagular proteínas
- Hidrolisis y descomposición del material mucilaginoso

5.2.3 Proceso de desfrutación

Tiene como objetivo la separación de los racimos de esterilizados en frutos sueltos y raquis. Los frutos separados pasan a la siguiente etapa del proceso, mientras que los racimos vacíos o raquis son conducidos a través de una banda y transportados en camiones para ser aplicados como fertilizante orgánico.

5.2.4 Proceso de digestión

Después de que los racimos han sido desfrutados, los frutos son recalentados y la pulpa es desprendida de las nueces por un proceso de maceración con ingreso de vapor, preparándose para la extracción de prensado. Esto se efectúa en recipientes cilíndricos verticales provistos de un eje central con brazos de agitación a bajas revoluciones boquillas para el ingreso del vapor.

5.2.5 Proceso de prensado

En esta etapa se busca extraer la fracción líquida de la masa de frutos que sale del digestor y que está compuesta por aceite de pulpa de palma, por agua y por una cierta cantidad de sólidos que quedan en suspensión en el agua. La masa desaceitada que resulta del proceso (torta) la cual está compuesta de fibra y nueces, para luego al proceso de desfibración.

5.2.6 Proceso de clarificación

Proceso mediante el cual se separa y purifica el aceite de la mezcla líquida extraída en las prensas, la cual contiene aceite, agua, lodos livianos (compuestos por pectinas y gomas) y lodos pesados (compuestos por tierra, arena y otras impurezas). Para lograr dicha separación se aprovecha la característica de invisibilidad entre el agua y el aceite. El proceso de clarificación se divide en dos partes:

- Clarificación estática (Por decantación): en esta etapa se logra separar el 90% del aceite aproximadamente.
- Clarificación dinámica (por centrifugación): en esta etapa se requiere movimiento por fuerza centrífuga para obtener la separación, con una recuperación de alrededor el 10% de aceite.

5.2.7 Proceso de secado

En la cual se debe reducir la humedad del aceite como mínimo entre 0.1 y 0.2%; para esto se utiliza un secador de vacío. El aceite de palma se bombea de esta etapa como producto final su respectivo almacenamiento.

5.2.8 Proceso de extracción de aceite

Esta etapa realiza la recuperación y acondicionamiento de la almendra, contenido en la torta después del prensado, para esto se realizan etapas de separación neumática, secado, clasificación y trituración para lograr la ruptura de nueces. Se obtiene aceite de almendra y torta de palmaste.

5.3 CARACTERÍSTICAS DE LA BIOMASA

La biomasa residual implementada como combustible en la caldera de la Planta Extractora de Aceite Oro Rojo es una combinación de cascarilla y fibra las cuales representan el 30 y 70% respectivamente del total del combustible [15].

5.3.1 Propiedades físicas

En relación a las propiedades físicas de la biomasa están pueden ser consideradas bajo el punto de vista de propiedades relativas a las cuestiones térmicas, es decir, a su uso y comportamiento como combustible. Donde la humedad se encuentra entre las propiedades más importantes, pues afecta directamente el poder calorífico de la cascarilla y la fibra, y por ende a todo el proceso de combustión.

Se estima el porcentaje de humedad de la fibra y la cascarilla en 40 y 12 % respectivamente, datos estimados y suministrados por la Planta Extractora de Aceite Oro Rojo [15].

5.3.2 Propiedades químicas

La composición química de la cascarilla y fibra como biomasa residual del fruto de aceite de palma fue estudiada y reportada en la literatura técnica y representa la más importante propiedad, ya que esta define sus características como combustible como se mencionó anteriormente [18].

Estos análisis se conocen como:

- **Análisis aproximado (Proximate analysis):** sirve para determinar el contenido de humedad, cenizas y materia volátil y por cálculo el contenido de carbono fijo. Esto permite conocer la relación entre el contenido combustible y no combustible.
- **Análisis definitivo (Ultimate analysis):** sirve para determinar la composición en peso del combustible por determinación de carbono, hidrogeno, nitrógeno, oxígeno, sulfuros y cloruros.
- **Poder calorífico bruto superior (Gross calorific value o Higher Heating Value):** sirve para determinar en forma directa por medio de bomba calorimétrica el poder calorífico superior y por cálculo el poder calorífico inferior del combustible.

En la siguiente tabla se muestra valores de la composición del residuo, obtenido en la extracción de aceite de palma según la fuente citada [18], los cuales serán tomados para fines de cálculos térmicos, siendo estos los datos esenciales para el balance de masas de la combustión.

Tabla 1 Composición químicas en base seca y exergía física de la cascarilla y fibra residual del fruto de aceite de palma.

Grupo de biomasa, subgrupo y variedad	Análisis próximo (wt %)				Análisis último (wt %)					Poder calorífico superior [kJ/kg]	Exergía química específica [kJ/kg]
	W	MV	CF	Ash	H	C	N	O	S		
Fibra – Cascarilla de Palma	-	72.8	18.9	8.3	6.05	47.2	1.4	36.8	0.28	18911	19815

Fuente: Estimating Specific Chemical Exergy of Biomass from Basic Analysis Data – Industrial & Engineering Chemistry Research [18]

Asumiendo la capacidad de procesamiento y porcentajes otorgados por la planta [15], la cantidad de biomasa disponible para la utilización como combustible para la generación de vapor serán la siguiente:

Tabla 2 Generación de biomasa residual en la Planta Extractora de Aceite de Palma Oro Rojo

Capacidad de la planta [Ton/h]	Promedio de generación de biomasa [%]	Biomasa Utilizada [%]	Biomasa Excedente [%]
30	18,5	15,03	3,47

Fuente: Planta Extractora de Aceite Oro Rojo [15]

5.4 FUNDAMENTOS BÁSICOS DEL ANÁLISIS EXERGÉTICO

Cuando dos sistemas en diferentes estados entran en contacto, existe una oportunidad de generar trabajo al pasar desde sus respectivos estados iniciales a

un estado de equilibrio mutuo. Si el proceso ocurre de manera reversible, entonces el trabajo generado tiene un valor máximo. Cuando hay irreversibilidades presentes en el proceso, entonces parte del potencial de generar trabajo que existía originalmente es disipado. [9]

Cuando uno de los sistemas es el ambiente y el otro es el sistema de interés, entonces, se conoce como exergía el trabajo máximo que en teoría pueda obtenerse al pasar el sistema de su estado inicial al estado de equilibrio con el ambiente. [9]

El balance exergético en estado estacionario de manera general se puede escribir como la exergía que entra al sistema igualándola a la suma de las exergía que salen, se destruyen y se pierden del sistema respectivamente (1) [6]:

$$\varepsilon_{Entra} = \varepsilon_{Sale} + \varepsilon_{Pierde} + \varepsilon_{Destruye} \quad (1)$$

En ausencia de efectos nucleares, magnéticos, eléctricos y de tensión superficial, la exergía total de un sistema puede dividirse en cuatro componentes: exergía física, cinética, potencial y química (2) [6, 8,10]:

$$\varepsilon = \varepsilon^f + \varepsilon^p + \varepsilon^c + \varepsilon^q \quad (2)$$

En el presente trabajo no se tuvo en cuenta las energías ni las exergía cinética y potencial respectivamente ya que se consideraban despreciables, de manera que la exergía específica total de un flujo de materia, también llamada exergía térmica se define por medio de dos componentes: la exergía química y la exergía física (3) [6,11]:

$$\varepsilon^t = \varepsilon^f + \varepsilon^q \quad (3)$$

La exergía física es el trabajo que se puede obtener sometiendo a la sustancia a procesos físicos reversibles desde la temperatura y presión iniciales, hasta el estado

determinado por la temperatura y presión del entorno. La exergía física del sistema se obtiene mediante la siguiente ecuación (4) [6,8]:

$$\varepsilon^f = (H - H_0) - T_0(S - S_0) \quad (4)$$

La exergía química del sistema es el trabajo que se puede obtener de una sustancia que se encuentra a una presión y temperatura del entorno, si alcanza un estado de equilibrio químico termodinámico mediante reacciones químicas [8].

La exergía estándar de un compuesto puede ser encontrada en literatura, sin embargo, cuando este dato no está disponible, es posible calcularlo por medio de la aproximación expresada a continuación (5) [6]:

$$b^q = \Delta G_{F_0} + \sum N_i b_i \quad (5)$$

La exergía química de una mezcla es definida como la suma de la exergía química de las sustancias que lo componen, más la contribución energética debido a la mezcla de las sustancias en condiciones ideales, usada por Pellegrini L., y otros autores en sus trabajos (6) [6,12].

$$b_{Mezcla}^q = \sum y_i \bar{b}_i + RT_0 \sum y_i \ln(y_i) \quad (6)$$

Para las fuentes de energía se definen los coeficientes de conversión de exergía. En el caso de los combustibles (carbón, petróleo, gas natural, el contenido exergético es estimado multiplicando el poder calorífico neto por un coeficiente apropiado. Este coeficiente puede ser usado para estimar la exergía química de cualquier combustible a partir de su poder calorífico o entalpia [6].

La exergía asociada a la transferencia de energía en forma de calor depende de la temperatura a la que se produce en relación con la del ambiente (7) [6].

$$\varepsilon_{Calor} = \sum \left(1 - \frac{T_0}{T}\right) * Q \quad (7)$$

La exergía destruida representa el potencial de trabajo perdido, también denominado irreversibilidad. Irreversibilidades como la fricción, la mezcla, las reacciones químicas, la transferencia de calor, la expansión, etc. Siempre genera entropía, es decir, destrucción de la energía y es por ello que la exergía destruida es proporcional a la entropía generada (8) [6,9]

$$I = T_0 S_{gen} \geq 0 \quad (8)$$

Se define la eficiencia exegética como la sumatoria de los flujos de exergía de salida entre la sumatoria de los flujos de entrada, este cálculo propuesto por Grassman es uno de los más conocidos e implementados: (9) [6,9,11]

$$\eta = \frac{\sum \varepsilon^{Sale}}{\sum \varepsilon^{Entra}} \quad (9)$$

En las siguientes secciones se evidenciará la aplicación de los conceptos teóricos presentados anteriormente y se identificará la importancia de los mismos en el desarrollo del proyecto.

5.5 EXERGOECONOMÍA

También llamada termoeconomía, termino propuesto por Tribus y Evans [13] en 1962, es la disciplina que, combinando racionalmente conceptos de la termodinámica y de la económica, proporcionan fundamentos teóricos y procedimientos prácticos para el análisis, auditoria, diseño y optimización de los sistemas energéticos.

Las metodologías desarrolladas hasta ahora [14] se pueden clarificar en dos grandes grupos, según su objetivo primordial sea la optimización del diseño y/o de la operación del sistema energético analizado, o la asignación de costes a sus flujos internos y productos. Sin embargo, todas ellas parten del reconocimiento de que es

la exergía, y no la energía, la propiedad que expresa la utilidad termodinámica de los productos funcionales de índole energética y de que, por tanto, la asignación de costes deber basarse en esta realidad.

5.6 PARAMETRIZACIÓN DEL PROCESO

Usando el código implementado en el programa EES y modificándolo (Anexos 1, 2, 3) se ha estudiado el comportamiento del sistema de generación de vapor, sistema de generación eléctrica y sistema de extracción de aceite de palma permitiendo así la parametrización del flujo másico de vapor. El cual variara entre dos valores para un mismo flujo de *RFF*, 17311 y 14426 [*kg/h*], estos datos fueron tomados en base a uno de los escenarios planteados para la generación de vapor en la Planta Extractora de Aceite Oro Rojo [15].

6 EQUIPOS E INSTALACIONES

6.1 DESCRIPCIÓN DE LA INSTALACIÓN

La Planta de Extractora de Aceite de Palma Oro Rojo la cual hace parte del grupo empresarial IDUPALMA se encuentra en fase de operación desde julio del 2012 aproximadamente, y consta principalmente de una caldera a base de biomasa del que se obtiene vapor de agua para los procesos térmicos de extracción de aceite, y de un sistema de generación eléctrica con una turbina de vapor de dos etapas a contrapresión.

En la siguiente ilustración (Ilustración 3.) está representado un diagrama de bloques descriptivo donde se muestran los límites escogidos para el estudio del sistema, donde se incluye el sistema de generación de vapor, el sistema de generación de energía eléctrica y el sistema de procesamiento de extracción de aceite de palma junto con las interacciones principales entre los componentes y de los componentes con el exterior.

También se presentará en la Tabla 1. las principales características de operación de la instalación.

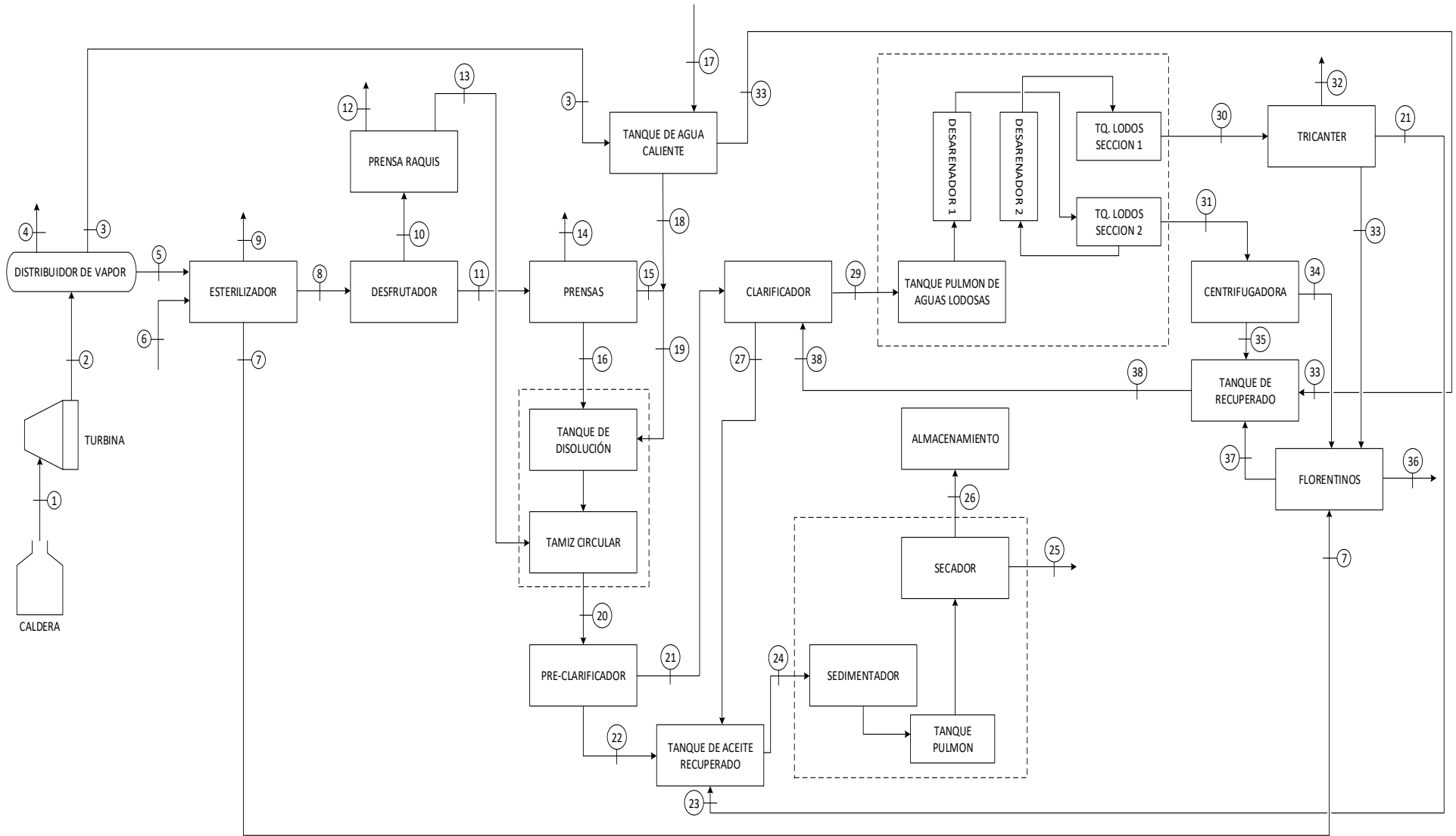
Tabla 3 Características de operación de la Planta Oro Rojo

Características	Valores
Capacidad de procesamiento*	30000 [kg/h]
Sistema de cogeneración*	Si
Horas de funcionamiento	5840 [h/año]

*Cantidad sujeta a disponibilidad de materia prima

Fuente: Planta Extractora de Aceite de Palma Oro Rojo [15]

Ilustración 3 Diagrama de bloques descriptivo de la Planta extractora Oro Rojo



Fuente: Autor

En los subapartados posteriores al diagrama descriptivo, se explicarán, calcularán y definirán las corrientes de entrada y salida en cada uno de los procesos que componen la instalación.

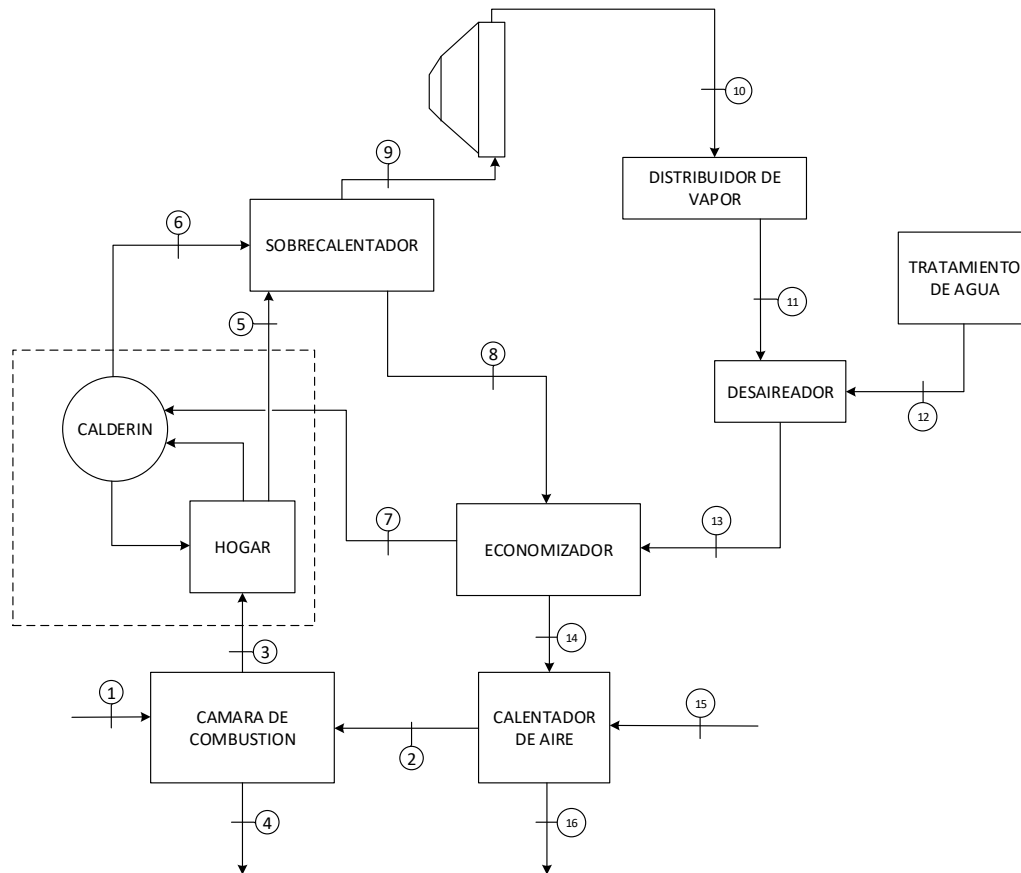
6.2 DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA DE GENERACIÓN DE VAPOR

Aunque en el diagrama descriptivo de la Ilustración 3, el sistema de generación de vapor aparece como un solo bloque, este proceso es realmente mucho más complejo.

Debido a que en el proceso de extracción de aceite de palma se necesita una cantidad importante de vapor, especialmente para la esterilización y el calentamiento en las demás etapas de este sistema; el vapor requerido para estos procesos se debe encontrar a baja presión (3 Bar). Sin embargo, para la producción de la fuerza motriz, las turbinas requieren vapor de mayor presión (30 bar), usualmente recalentado [8,15].

La caldera Vyncke es la utilizada en la Planta Extractora de Aceite de Palma Oro Rojo, es de tipo acuotubular donde el fluido de trabajo es una mezcla entre agua y vapor. El combustible utilizado para asegurar este flujo de vapor es la biomasa residual (Fibra y cascarilla) la cual como se menciona anteriormente, debe cumplir con una serie de condiciones en cuanto a sus características [15]. Se podrá apreciar en la Ilustración 4 los diferentes módulos que lo componen.

Ilustración 4 Esquema general del sistema de generación de vapor



Fuente: Autor

6.2.1 Principio de funcionamiento

Posee un economizador y sobrecalentador, los cuales aprovechan la energía de los gases de combustión para aumentar la temperatura del aire necesario para la combustión, además de llevar al vapor en estado de saturación a sobrecalentado, condición necesaria para la generación de energía eléctrica en la turbina (30 Bar y 300 °C).

Posteriormente, el agua de alimentación entra aun desaireador que calienta el agua de alimentación de una temperatura de 25 °C hasta 105 °C, mediante contacto directo entre el agua y el vapor de baja presión (3 Bar) proveniente del distribuidor de vapor.

A continuación, el economizador recibe el agua del desaireador a una temperatura de 105 °C y alcanza una temperatura de 145 °C, mientras que los gases de combustión entran a una temperatura promedio de 260 °C.

Y finalmente, los gases de combustión entran al calentador de aire donde aire se calienta de 25 °C a 100 °C.

6.3 DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA DE GENERACIÓN ELÉCTRICA

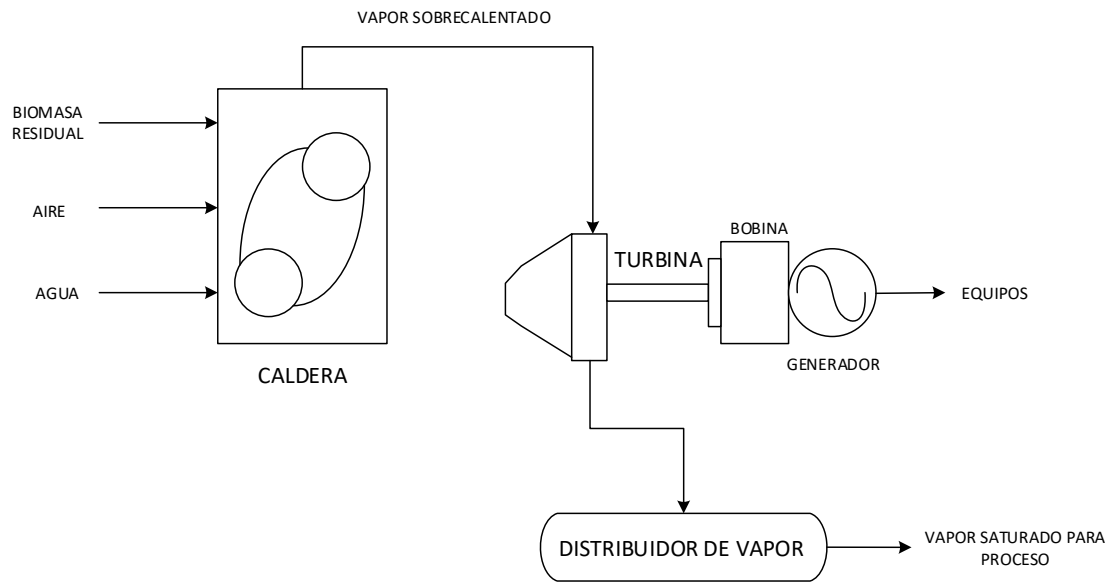
El vapor que se produce en las calderas para el proceso de esterilización y para fines de calentamiento en los procesos, es aprovechado también para la autogeneración de energía eléctrica mediante turbinas de vapor de alta presión [8]. A continuación, algunos de los datos técnicos más relevantes de la turbina de la Planta Extractora de Aceite Oro Rojo [13]:

Tabla 4 Datos técnicos de la turbina de vapor

Condiciones de entrada	Valores
Presión	30 [Bar]
Temperatura	300 [°C]
Condiciones de salida	Valores
Presión	3 [Bar]
Temperatura	150 [°C]

Fuente: Planta Extractora de Aceite Oro Rojo [15]

Ilustración 5 Diagrama típico de la utilización del vapor en la generación de energía eléctrica.



Fuente: Autor

7 ESTADO DEL ARTE

Diversos autores han abordado el concepto de análisis energético para aplicarlos en los procesos de conversión de energía, en diferentes tipos de industria. A continuación, se destacan trabajos que aportaran al desarrollo de este proyecto en diferentes grados.

7.1 ANÁLISIS Y OPTIMIZACIÓN EXERGÉTICA DE UNA PLANTA DE COGENERACIÓN PARA LA INDUSTRIA AZUCARERA

Autor: Daniel Sanz Amaya [15]

Palabras clave: Diseño esquemas de cogeneración, Análisis exergético, Optimización, Industria azucarera

Conceptos abordados:

Detalla brevemente el sistema de cogeneración actual de la industria azucarera con sus principales variables como son la presión y temperatura de generación de vapor, consumo de combustibles, generación de electricidad, etc., seguidamente, plantea esquemas de cogeneración a los cuales les realiza análisis y evaluación exergética, con el fin de calcular la eficiencia exergético que servirá como punto de comparación entre los diferentes esquemas, con el fin de intentar maximizar la producción de energía eléctrica y la eficiencia exergético del sistema de cogeneración, y así satisfacer su consumo eléctrico interno y poner a la venta posibles excedentes.

7.2 ANÁLISIS EXERGÉTICO DE UN CICLO COMBINADO EN UNA PLANTA INDUSTRIAL

Autor: Rafael Arturo Murillo Púa, Mauricio de Jesús Montalvo Mosquera [9]

Palabras clave: Ciclo combinado, Análisis exergético, Valoración económica

Conceptos abordados:

Evalúa el aprovechamiento de la energía en el proceso de producción de la empresa Abonos Colombianos S.A. ABOCOL, enfocándose principalmente en la zona de servicios industriales, donde se cuenta con un ciclo combinado (Tubogas-Turbovapor), calculando la eficiencia de este en la producción de vapor y electricidad por medio de un análisis exergético, define parámetros para la identificación de los puntos críticos que se tienen que controlar para que se dé la máxima producción de trabajo y cuantifica los gastos que estas pérdidas de exergía representan a la empresa.

7.3 ENERGY AND EXERGY ANALYSIS OF STEAM AND POWER GENERATION PLANT

Autor: Krishnakumar Dipak Pilankar, Dr Rajesh Kale [18]

Palabras clave: Energy, Exergy, Exergy destruction, Efficiency, Analysis

Conceptos abordados:

En este estudio los datos de operación de la planta de generación de vapor en la industria química y de fertilizantes es usada. Esta planta cuenta con un sistema de cogeneración (donde el vapor es utilizado separadamente en procesos dentro de la planta y en la generación de electricidad). Se realiza un análisis energético y exergético, determinando la principal pérdida de energía y destrucción de exergía, durante el tiempo del análisis la planta se encontrará en operación bajo las siguientes condiciones: carga total de vapor 500 [Ton/h] y una generación de energía de 23,8 MW.

7.4 ANÁLISIS EXERGÉTICO DE UNA CENTRAL TERMOELÉCTRICA

Autor: R. Lugo, M. Salazar, J.M. Zamora, A. Torres, M. Toledo. [19]

Palabras clave: Exergía, Central termoelectrica, Eficiencia exergética, Irreversibilidad

Conceptos abordados:

Se hace un análisis exergético a la Central Termoeléctrica de Ciudad Lerdo. Se obtienen modelos exergético de los procesos termodinámicos que se efectúan allí y en base en eso se realiza un análisis paramétrico considerando las condiciones de operación reales para evaluar las perdidas debidas a irreversibilidades y la eficiencia energética en función del PCI del combustible, es decir, se consideran las pérdidas de exergía del proceso de combustión.

7.5 ANÁLISIS EXERGÉTICO DE LA PLANTA TÉRMICA DE LA ESCUELA DE INGENIERÍA MECÁNICA

Autor: Luis Alberto González Pérez, Pablo Julián Cantillo Castillo [20]

Palabras clave: Análisis exergético, Coste exergético, exergoeconomía

Conceptos abordados:

En este proyecto de grado se estudian y analizan los parámetros que identificaran las causas y ubicación de las irreversibilidades en el sistema, así como la magnitud real de los recursos energéticos y económicos desperdiciados, entre los parámetros se destacan la diferencia relativa de costes, irreversibilidades, el factor termoeconómico, el costo de las irreversibilidades y el coeficiente de incidencia.

7.6 CALDERAS DE BAGAZO – PROYECTO, OPERACIÓN Y MANTENIMIENTO

Autor: Carlos O. Alderetes [21]

Palabras clave: Generadores de vapor, Balance termo energético, cogeneración

Conceptos abordados:

Este libro practico está destinado exclusivamente a calderas que operan con bagazo, desarrollando en diversos capítulos, ejemplos de cálculos térmicos, hidráulicos y mecánicos basados en estándares de ingeniería, para ejemplificar los conceptos y brindar las herramientas que posibiliten un mejor análisis de los problemas

8 ANÁLISIS TERMODINÁMICO Y EXERGETICO

El análisis termodinámico de la instalación tiene como objetivo la caracterización termodinámica de todas las corrientes que juegan un papel decisivo en el funcionamiento de la planta de Extracción de Aceite de Palma Oro Rojo este análisis, junto con el análisis económico que se realizará posteriormente, conforma el punto de partida del análisis exergoeconómico. Por este motivo, es muy importante la exactitud en los cálculos, ya que errores en los datos de partida se pueden ver amplificados afectando negativamente la solución exergoeconómico.

8.1 SISTEMA DE GENERACIÓN DE VAPOR

8.1.1 Hipótesis generales

A continuación, se explicarán los procedimientos necesarios para la obtención de información termodinámica, esta se realizará a través de algunas hipótesis sobre el comportamiento de las sustancias implicadas, además de la implementación de las ecuaciones de la Primera y Segunda Ley de la Termodinámica; se realizará el cálculo de las irreversibilidades en cada elemento que conforma el sistema de generación de vapor.

Mediante la información suministrada por la planta [15] respecto a algunas corrientes (Tabla 5) se determinarán algunas suposiciones.

Tabla 5 Datos suministrados para el sistema de generación de vapor

Corriente	Origen	Destino	\dot{m} [$\frac{kg}{h}$]	T [$^{\circ}C$]	P [Bar]
Combustible	Ambiente	Camara de combustion	4590	25	1
Agua	Desaireador	Economizador	-	105	30
Agua	Economizador	Calderin	-	145	1

Vapor	Sobrecalentador	Turbina	-	300	30
Vapor	Turbina	Distribuidor de vapor	-	150	3

Fuente: Extractora de Aceite de Palma Oro Rojo [15]

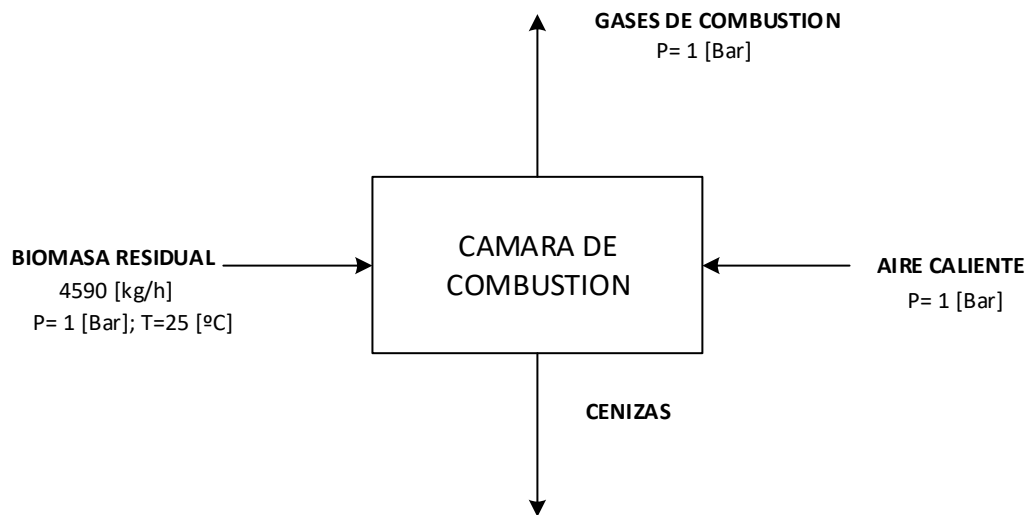
- La primera hipótesis que se hace sobre el funcionamiento del sistema, es que cada componente se comporta como un sistema abierto y estacionario, y se aplicarán las ecuaciones correspondientes a este tipo de sistemas.
- Se estimará la temperatura del aire caliente que entra a la cámara de combustión en 100 °C con un exceso de aire de 1.5, esta estimación fue estudiada y reportada en la literatura [21]
- Se promedia el porcentaje de humedad de la biomasa residual, tomando los datos otorgados por la empresa (fibra 40% y la cascarilla 12%) para estimar la humedad que se usara en la combustión (31,6%) [15]
- Todos los reactivos están en estado de referencia estándar
- Por medio de la revisión de literatura se toma la capacidad calorífica específica de la ceniza de cascarilla y fibra como 0,956 [kJ/kg*K]. [22]

8.1.2 Cámara de combustión

La cámara de combustión es el elemento que requiere el análisis más complejo. Para definir los estados de este elemento (Ilustración 5), se debe determinar la temperatura de los gases o producto de combustión, conocida como la temperatura de flama adiabática. Por lo tanto, se determinará la temperatura de flama mediante un análisis de Primera Ley, que permitirá definir los estados termodinámicos en la zona de Combustión adiabática.

8.1.2.1 Análisis termodinámico

Ilustración 6 Interacciones de la cámara de combustión



Fuente: Autor

Planteando un balance de masas global tendremos:

$$\dot{m}_{Biomasa} + \dot{m}_{Aire\ Caliente} = \dot{m}_{Gases} + \dot{m}_{Cenizas} \quad (10)$$

Como se muestra en la Ilustración 5. Debemos determinar los datos faltantes de masa y temperatura, para esto se requiere de un análisis químico del combustible usado en la Caldera (Tabla 2).

Ahora se realiza el cálculo de la composición húmeda, si la humedad de biomasa residual es de $w=31,6\%$, su composición húmeda será entonces:

$$X_i = X_{(wt\ \%)} * (1 - w) \quad (11)$$

$$C = 0,3228$$

$$H_2 = 0,04138$$

$$O_2 = 0,04138$$

$$N_2 = 0,009576$$

$$S = 0,001915$$

$$Ahs = 0,05677$$

$$w = 0,316$$

Partiendo de esto se puede calcular la masa de cenizas tomando el porcentaje de Ash hallado anteriormente y multiplicándolo con el flujo de Biomasa Residual:

$$\dot{m}_{Cenizas} = \dot{m}_{Biomasa} * Ahs \quad (12)$$

$$\dot{m}_{Cenizas} = 260,6 \left[\frac{kg}{hora} \right]$$

A continuación, se deben determinar las fracciones molares de los gases producto, para esto primero es necesario determinar el porcentaje de masa utilizable, es decir, sin cenizas ya que la ceniza consiste en el material no combustible en la biomasa residual.

Por lo tanto, la masa del contenido de ceniza que entra a la cámara de combustión es igual al contenido másico que sale. Haciendo caso omiso, por simplicidad, de este componente no reactivo, el cálculo de la masa de combustión se puede escribir como:

$$m_{Combustible} = C + H_2 + O_2 + N_2 + S + w \quad (13)$$

$$m_{Utilizable} = \frac{(i*100)}{m_{Combustible}} \quad (14)$$

Y refiriéndolos a la unidad de masa del combustible, esto es, a 1 [kg de biomasa residual] se procede a determinar el número de moles de cada componente:

$$N_i = \frac{m_i}{M_i} \quad (15) \qquad N_b = \sum_{i=1}^k N_i \quad (16) \qquad y_i = \frac{N_i}{N_b} \quad (17)$$

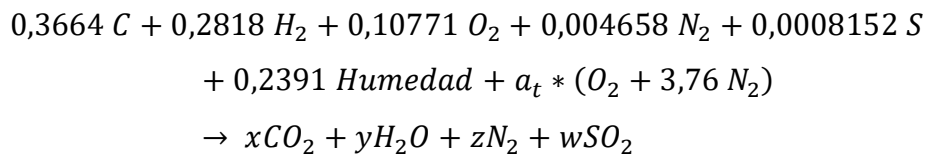
Tabla 6 Resultados del cálculo de las fracciones molares de cada componente

Componente	N_i [kmol]	N_b [kmol]	y_i
C	2,852	7,782	0,3664
H₂	2,193		0,2818
O₂	0,8338		0,1071
N₂	0,03625		0,004658
S	0,006344		0,0008152
w	1,861		0,2391

Fuente: Autor

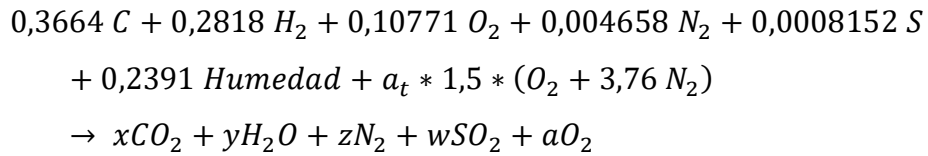
Con esto se procede se realizará los balances estequiométrico teórico y real que nos permitirán conocer la cantidad de aire que ingresa en la cámara de combustión con el fin de aumentar las oportunidades de combustión completa [28].

- **Balance estequiométrico teórico**



"Balance de Carbones" $x = 0,3664$
 "Balance de Hidrogeno" $y = 0,5209$
 "Balance de Oxigeno" $a_t = 4,284$
 "Balance de Nitrógeno" $z = 1,513$
 "Balance de Azufre" $w = 0,0008152$

- **Balance estequiométrico real**



"Aire Real" $a_r = 6,426$

"Balance de Oxígeno" $a = 0,2005$

"Balance de Nitrógeno" $z = 2,264$

La relación aire-combustible se determina por definición como:

$$AC_r = \frac{(a_r * 4,76) * 28,84}{M_b} \quad (18)$$

$$M_b = \sum_{i=1}^k y_i * M_i \quad (19)$$

$$AC_r = 6,426 \left[\frac{kg \text{ aire}}{kg \text{ combustible}} \right]$$

Y calculando finalmente, la masa de aire que entra en la cámara de combustión es:

$$\dot{m}_{Aire \text{ Caliente}} = AC_r * \dot{m}_{Biomasa} \quad (20)$$

$$\dot{m}_{Aire \text{ Caliente}} = 29497 \left[\frac{kg}{hora} \right]$$

Ahora para determinar la masa de los gases se despeja la variable de la Ecuación 10.

$$\dot{m}_{Gases} = \dot{m}_{Cenizas} + \dot{m}_{Biomasa} + \dot{m}_{Aire \text{ Caliente}} \quad (21)$$

Se planteará el balance de energía global estimándolo como un sistema adiabático para así poder determinar la temperatura de los gases de combustión que salen de la cámara.

$$(\dot{m}_{Biomasa} * h_{Biomasa}) + (\dot{m}_{Aire Caliente} * h_{Aire Caliente}) = (\dot{m}_{Gases} * h_{Gases}) + (\dot{m}_{Cenizas} * h_{Cenizas}) \quad (22)$$

Para determinar la entalpia de los gases el cual nos permitirá despejar nuestra incógnita es necesario recurrir al cálculo de la temperatura de llama adiabática donde:

$$H_{Reactivos} = H_{Productos} \quad (23)$$

$$\sum N_R * (\bar{h}^{\circ}_f + \bar{h} - \bar{h}^{\circ})_R = \sum N_P * (\bar{h}^{\circ}_f + \bar{h} - \bar{h}^{\circ})_P \quad (24)$$

Procedemos a determinar la entalpia de los reactivos teniendo en cuenta la hipótesis planteada anteriormente.

$$H_{Reactivos} = N_R * (\bar{h}^{\circ}_f)_R \quad (25)$$

$$H_{Reactivos} = -67901 \left[\frac{kJ}{kmol} \right]$$

Entonces la entalpia de los productos será:

$$H_{Productos} = (x * (\text{CO}_2, T = T_{gases}) * 44) + (y * \text{enthalpy}(H_2O, T = T_{gases}) * 18) + (a * \text{enthalpy}(O_2, T = T_{gases}) * 32) + (w * \text{enthalpy}(SO_2, T = T_{gases}) * 64) + (z * \text{enthalpy}(N_2, T = T_{gases}) * 28) \quad (26)$$

Despejando nuestra incógnita T_{gases} por medio del software EES se determina finalmente la temperatura de llama como 1668 [°C].

8.1.2.2 Análisis exergético

Ahora se planteará el balance de Irreversibilidades global, así:

$$I_{Camara Combustion} = (\dot{m}_{Biomasa} * \dot{\epsilon}_{Biomasa}) + (\dot{m}_{Aire Caliente} * \dot{\epsilon}_{Aire Caliente}) - (\dot{m}_{Gases} * \dot{\epsilon}_{Gases}) + (\dot{m}_{Cenizas} * \dot{\epsilon}_{Cenizas}) \quad (27)$$

Para determinar el flujo exergético primero es necesario aplicar la segunda ley de la termodinámica, es decir, determinar la entropía generada en cada corriente, para ello se usan las T, P y C_p hallados anteriormente o supuestos.

Donde la entropía para el caso de las cenizas y la biomasa residual se calcula de la siguiente manera:

$$s = C_p * LN \left(\frac{T}{T_o} \right) \quad (28)$$

Y la exergía de cada corriente así:

$$\varepsilon_c = (h_c - h_c^\circ) - T^\circ (s_c - s_c^\circ) \quad (29)$$

Los resultados obtenidos de las irreversibilidades de cada elemento que conforma el Sistema de Generación de Vapor, servirán para corroborar en magnitudes las irreversibilidades que se tendrán en los procesos de extracción de aceite de palma en el siguiente apartado.

8.1.2.3 Eficiencia de la caldera

La caldera es el componente principal de la generación de vapor, su eficiencia puede obtenerse de diferentes maneras, pero en una industria, un criterio principal es la conversión de combustible a vapor. La eficiencia energética de la caldera se calcula como:

$$\eta_{Caldera} = \frac{\text{Energía ganada por el vapor}}{\text{Energía sedida por el combustible}} = \frac{\sum \dot{Q}_t}{\dot{Q}_b} \quad (30)$$

Donde para calcular la energía del combustible se usará la ecuación (31) y la energía transmitida al vapor en cada elemento que conforma la caldera, ecuación (32).

$$\dot{Q}_b = \dot{m}_b * PC \quad (31)$$

$$\dot{Q}_i = m_{vapor} * (h_2 - h_1) \quad (32)$$

8.2 SISTEMA DE EXTRACCIÓN DE ACEITE DE PALMA

8.2.1 Hipótesis generales

Algo semejante ocurre en esta sección al igual que en el apartado anterior “Sistema de Generación de vapor”, primero se explicará los procedimientos necesarios para la obtención de información termodinámica, esta se realizará a través de algunas hipótesis sobre el comportamiento de las sustancias implicadas las cuales serán validadas por la revisión de literatura, además de la implementación de las ecuaciones de la Primera y Segunda Ley de la Termodinámica. Mediante la información suministrada por la planta respecto a algunas corrientes (Tabla 9) se determinarán algunas suposiciones.

Tabla 7 Datos suministrados para el sistema de extracción de aceite de palma

Etapas del proceso	Estado	Corriente	Origen	Destino	Propiedades termodinámicas			
					\dot{m} [kg/h]	T [°C]	P [Bar]	Aceite [kg/h]
Esterilización	6	RFF	Recepción	Esterilizador	3000	25	1	7050
	5	Vapor	Distribuidor	Esterilizador	6600	150	3	0
	8	RFE	Esterilizador	Desfrutado	27000	-	1	6980,46
	9	Vapor	Esterilizador	Atmosfera	2700	25	3	0
	7	Condensado	Esterilizador	Florentinos	6900	-	3	69,54
Desfrutado	10	Raquis vacío	Desfrutado	Prensa de raquis	7050	-	1	212,91
	11	Fruto Suelto	Desfrutado	Prensas	19950	-	1	6767,55
Prensa raquis	12	Raquis prensado	Prensa raquis	Atmosfera	4935	-	1	67,87
	13	Recuperado	Prensa raquis	Tamiz circular	2115	-	1	145,04
Prensas	14	Torta	Prensas	Atmosfera	6224,4	-	1	150

	16	Licor de prensa	Prensas	Tanque de disolución	9336,6	-	1	6617,55
	15	Agua	Prensas	Tanque de disolución	-	-	1	-
Taque de agua caliente	17	Agua	Acueducto	Tanque de agua caliente	-	25	1	0
	18	Agua	Tanque de agua caliente	Tanque de disolución	5340	95	1	0
	19	Vapor	Distribuidor de vapor	Tanque de agua caliente	-	150	3	0
	33	Agua	Tanque de agua caliente	Tanque de recuperado	-	95	1	0
Tanque de disolución – Tamiz circular	20	Aceite	Tanque de disolución	Pre clarificador	16792	-	1	6763
Pre clarificador	22	Aceite	Pre clarificador	Tanque de aceite recuperado	5072	-	1	5072
	21	Lodo	Pre clarificador	Clarificador	11720	-	1	1691
Clarificador	29	Lodo	Clarificador	Tanque pulmón de aguas lodosas	21090	90	1	-
	27	Aceite	Clarificador	Tanque de aceite recuperado	1339	90	1	1339
Tanque aceite de recuperado	24	Aceite	Tanque aceite de recuperado	Sedimentador	6887	-	1	6887
Sedimentador - Secador	26	Aceite	Secador	Almacenamiento	6996	72,1	0,93	6996
	25	Agua	Secador	-	279,8	72,1	0,93	0
Tanque pulmón de aguas lodosas	30	Lodo	Tanque lodos Sección 1	Tricanter	11845,440	-	1	645
	31	Lodo	Tanque lodos Sección 2	Centrifugadora	9244	-	1	-
Tricanter	32	Masa	Tricanter	-	600	90	1	18
	23	Aceite	Tricanter	Tanque de aceite recuperado	585	90	1	585
	33	Efluente	Tricanter	Florentinos	10660,746	90	1	108
Centrifugadora	35	Aceite	Centrifugadora	Tanque de recuperado	1109	-	1	-
	34	Efluente	Centrifugadora	Florentinos	8135	-	1	-
Florentino	37	Aceite	Florentino	Tanque de recuperado	1064	-	1	-
	36	POME	Florentino	-	19425	-	1	27,9208
Tanque de recuperado	38	Aceite	Tanque de recuperado	Clarificador	10600	-	1	-

Fuente: Extractora de Aceite de Palma Oro Rojo [15]

- Del mismo modo que en la sección “Sistema de Generación de vapor” la primera hipótesis que se hace sobre el funcionamiento del sistema, es que cada componente se comporta como un sistema abierto y estacionario, y se aplicarán las ecuaciones correspondientes a este tipo de sistemas.
- El estado ambiente de referencia que se maneja en base a la información otorgada [15], es decir, la ubicación de la planta (Sabana de Torres, Santander); a temperatura de 25 [°C], presión de 1 [Bar] y un porcentaje de humedad de 85%.
- Por medio de la revisión de literatura se toma la capacidad calorífica específica de los residuos sólidos (cascarilla y fibra) como 1,98 [kJ/kg * K] [23].
- La capacidad calorífica específica del aceite se tomó como 1.955 [J/g °C] un promedio tomando del siguiente rango de datos 1,76-2,15 [J/g °C] la cual fue encontrada en literatura para aceites de palma extraídos en Colombia [25] .
- Las condiciones de temperatura de todas las corrientes de efluentes de agua que salen de los procesos con dirección al tratamiento de agua, Florentinos, se encuentran en un intervalo de 53-80 [°C] [26, 27, 28, 29].
- Se determina que la mayoría de las corrientes están conformadas por tres componentes: Agua, Aceite y Solido [27], entonces tomando los datos obtenidos por la planta extractora de aceite de palma en relación al flujo másico que entra de RFF y la parte que es aceite, se determina un porcentaje de aceite en 23,5 [%]; observando la Tabla 3. se determina un

porcentaje de sólidos en 18,5 [%] y mediante cálculo matemático se obtiene que el porcentaje de agua es del 58 [%].

Con esto se calcula una relación Agua-Sólido para aquellas corrientes de las cuales no se indique el porcentaje de alguno de estos tres componentes:

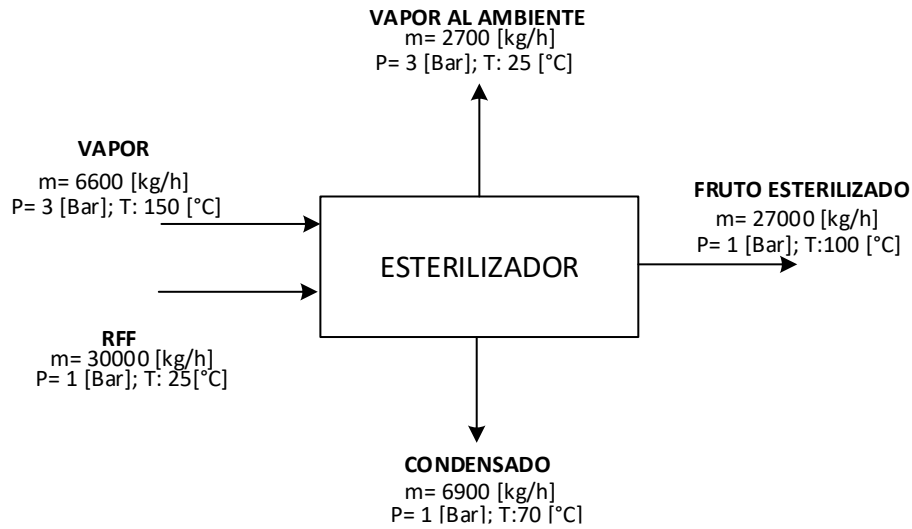
$$AS = \frac{\% \text{ Sólido}}{\% \text{ Agua}} = \frac{0,185}{0,58} = 0,318$$

8.2.2 Esterilizador

Como se podrá observar en la Tabla 9. En el proceso de esterilización no fue definido la temperatura de la corriente de condensados y *FE*, para determinar estos se realiza revisión de la literatura donde:

- Para las condiciones de una operación de esterilización satisfactoria la temperatura alcanzada en el centro del racimo debe ser de al menos 100 [°C], dependiendo del peso de los racimos individuales [8, 25].
- Como se menciona anteriormente en la sección de “Hipótesis generales” acerca del rango de temperatura de los efluentes que se dirigen a tratamiento de aguas, se determinara la temperatura de condensados para este caso en 70 [°C].

Ilustración 7 Interacciones en el proceso de esterilización



Fuente: Autor

Planteando un balance de masas global tendremos:

$$\dot{m}_{Vapor} + \dot{m}_{RFF} = \dot{m}_{Condensado} + \dot{m}_{FrutoEsterilizado} + \dot{m}_{Vapor\ al\ ambiente} \quad (33)$$

Planteando un balance de energía global tendremos:

$$\dot{Q}_{Esterilizador} = (\dot{m}_{Condensado} * h_{Condensado}) + (\dot{m}_{FE} * h_{FE}) + (\dot{m}_{Vapor\ al\ ambiente} * h_{Vapor\ al\ ambiente}) - (\dot{m}_{Vapor} * h_{Vapor}) - (\dot{m}_{RFF} * h_{RFF}) \quad (34)$$

Irreversibilidad

$$I_{Esterilizador} = (\dot{m}_{Condensado} * \varepsilon_{Condensado}) + (\dot{m}_{FE} * \varepsilon_{FE}) + (\dot{m}_{Vapor\ al\ ambiente} * \varepsilon_{Vapor\ al\ ambiente}) - (\dot{m}_{Vapor} * \varepsilon_{Vapor}) - (\dot{m}_{RFF} * \varepsilon_{RFF}) - (\dot{Q}_{Esterilizador} * \left(1 - \frac{T_{Esterilizador}}{T_{Ambiente}}\right)) \quad (35)$$

Como se ha dicho anteriormente algunas corrientes como RFF y FE están conformadas por aceite, agua y sólidos, esto se hace con el fin de lograr un mejor

calculo en las propiedades termodinámicas (h, s, ε) y posteriormente en el cálculo de las irreversibilidad del proceso.

- La composición de *RFF* se calculó en el apartado anterior “Hipótesis Generales” además de tomarse como línea base dado el caso en alguna otra corriente.
- La composición de *FE* se calculó de la siguiente manera sabiendo la cantidad de aceite que tiene esa corriente (Tabla 9).

$$\dot{m}_{\text{Agua-Solido}} = \dot{m}_{\text{Total}} - \dot{m}_{\text{Aceite}} \quad (36)$$

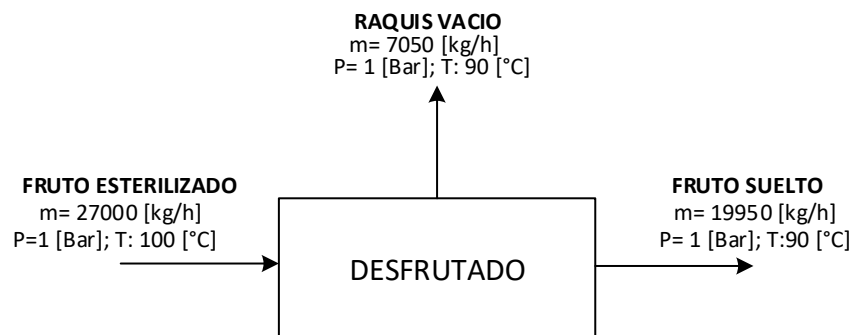
$$\dot{m}_{\text{Agua-Solido}} = AS * \dot{m}_{\text{Agua}} \quad (37)$$

$$\dot{m}_{\text{Solido}} = \dot{m}_{\text{Agua}} * AS \quad (38)$$

8.2.3 Desfrutador

Por medio de literatura se determina que la temperatura del fruto en esta atapa disminuye aproximadamente 10 a 15 [°C] [6], entonces para las corrientes que salen de esta etapa (Raquis vacío y Fruto suelto) se tomara una temperatura de 90 [°C].

Ilustración 8 Interacciones en el proceso de desfrutado



Fuente: Autor

Planteando un balance de masas global tendremos:

$$\dot{m}_{FE} = \dot{m}_{RV} + \dot{m}_{FS} \quad (39)$$

Planteando un balance de energía global tendremos:

$$\dot{Q}_{Desfrutado} = ((\dot{m}_{RV} * h_{RV}) + (\dot{m}_{FS} * h_{FS})) - (\dot{m}_{FE} * h_{FE}) \quad (40)$$

Irreversibilidad

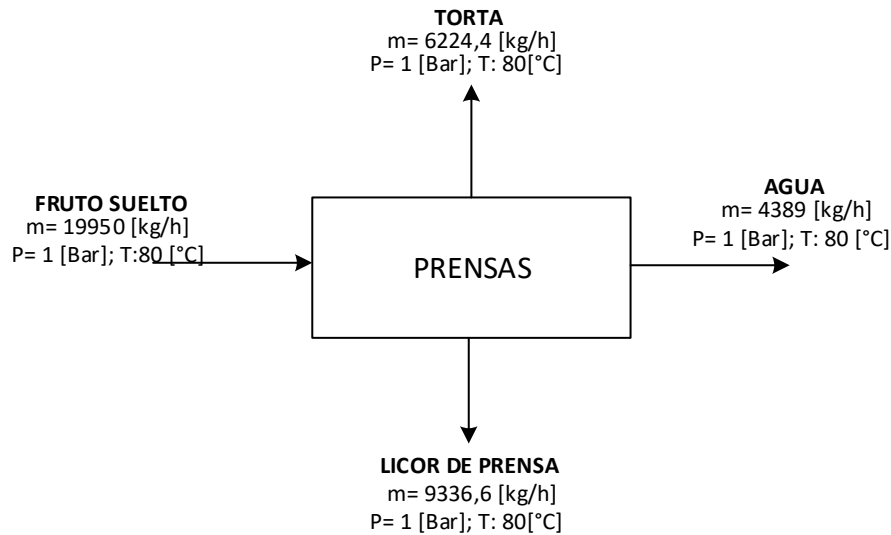
$$I_{Desfrutado} = (\dot{m}_{FE} * \varepsilon_{FE}) - ((\dot{m}_{RV} * \varepsilon_{RV}) + (\dot{m}_{FS} * \varepsilon_{FS})) - \left(\dot{Q}_{Desfrutador} * \left(1 - \frac{T_{Desfrutador}}{T_{Ambiente}} \right) \right) \quad (41)$$

Para la determinación de los tres componentes en las corrientes *FS* y *RV* se emplean las ecuaciones (36), (37) y (38), ya que se tiene el dato de flujo másico de aceite que tiene cada una de esas corrientes (Tabla 9.)

8.2.4 Prensas

Por medio de literatura se estimó que la temperatura que debe tener este componente se encuentra en un rango de 80 - 90 °[C] [30] o de 90 – 95 [°C] [6, 8, 25] partiendo de esto y con el conocimiento de que la corriente de fruto suelto se expone a una temperatura ambiente (transporte por bandas transportadoras), se determina tomar que la temperatura para este proceso será de 80 [°C]

Ilustración 9 Interacciones en el proceso de presas



Fuente: Autor

Planteando un balance de masas global tendremos:

$$\dot{m}_{FS} = \dot{m}_{Torta} + \dot{m}_{Agua} + \dot{m}_{LP} \quad (42)$$

Planteando un balance de energía global tendremos:

$$\dot{Q}_{Prensas} = \left((\dot{m}_{Torta} * h_{Torta}) + (\dot{m}_{Agua} * h_{Agua}) + (\dot{m}_{LP} * h_{LP}) \right) - (\dot{m}_{FS} * h_{FS}) \quad (43)$$

Irreversibilidad

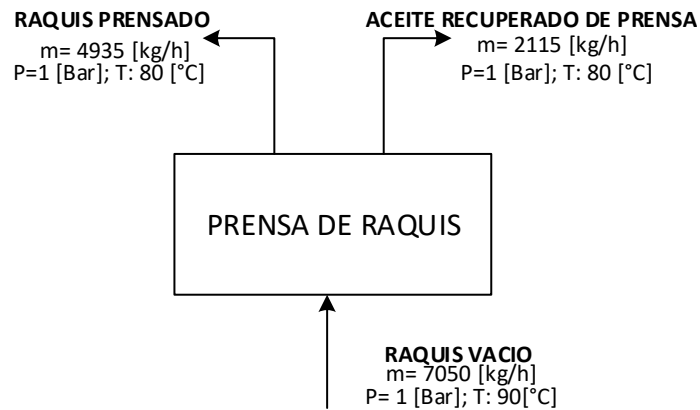
$$I_{Prensas} = (\dot{m}_{FS} * \varepsilon_{FS}) - \left((\dot{m}_{Torta} * \varepsilon_{Torta}) + (\dot{m}_{Agua} * \varepsilon_{Agua}) + (\dot{m}_{LP} * \varepsilon_{LP}) \right) - \left(\dot{Q}_{Prensas} * \left(1 - \frac{T_{Prensas}}{T_{Ambiente}} \right) \right) \quad (44)$$

8.2.5 Prensa de raquis

Se han tomado las mismas consideraciones que en la etapa de “Prensas” debido a su similitud en cuanto a la exposición al medio ambiente y al tipo de proceso, y en

el cálculo de los componentes en cada corriente debido a que se sabe el flujo másico del aceite (Tabla 7.)

Ilustración 10 Interacciones en las prensas de raquis



Fuente: Autor

Planteando un balance de masas global tendremos:

$$\dot{m}_{RV} = \dot{m}_{ARP} + \dot{m}_{RP} \quad (45)$$

Planteando un balance de energía global tendremos:

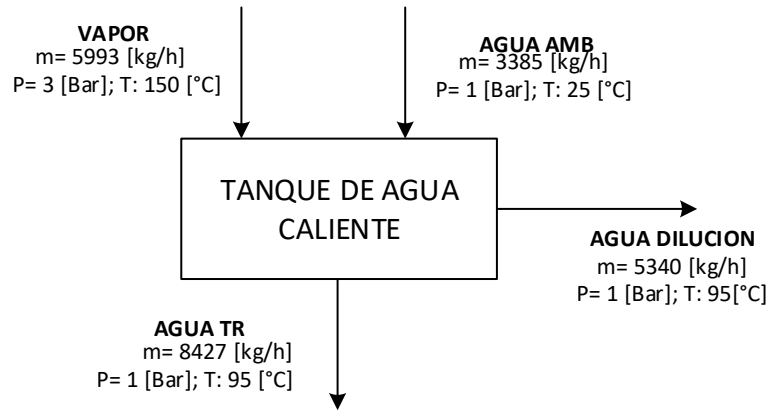
$$\dot{Q}_{Prensa Raquis} = ((\dot{m}_{ARP} * h_{ARP}) + (\dot{m}_{RP} * h_{RP})) - (\dot{m}_{RV} * h_{RV}) \quad (46)$$

Irreversibilidades

$$I_{Prensa Raquis} = (\dot{m}_{RV} * \varepsilon_{RV}) - ((\dot{m}_{ARP} * \varepsilon_{ARP}) + (\dot{m}_{RV} * \varepsilon_{RV})) - \left(\dot{Q}_{Prensa Raquis} * \left(1 - \frac{T_{Prensa Raquis}}{T_{Ambiente}} \right) \right) \quad (47)$$

8.2.6 Tanque de agua caliente

Ilustración 11 Interacciones en el tanque de agua caliente



Fuente: Autor

Planteando un balance de masas global tendremos:

$$\dot{m}_{VD} + \dot{m}_{AguaAmb} = \dot{m}_{AguaDilucion} + \dot{m}_{AguaTanqueRecuperados} \quad (48)$$

En vista de que no se tienen datos acerca del \dot{m}_{VD} y $\dot{m}_{AguaAmb}$ se proceden a calcularse de la siguiente manera:

$$\dot{m}_{TotalVapor} = \dot{m}_{Vapor} + \dot{m}_{Vapor3} + \dot{m}_{VD} \quad (49)$$

Donde toda la masa sobrante después de extraerse la necesaria para el proceso de esterilización y calentamiento del agua que entra a la caldera, ingresara al tanque de calentamiento de agua en su totalidad, cabe resaltar la hipótesis “cada componente se comporta como un sistema abierto y estacionario”, es decir, no se tomara en cuenta posible perdidas de vapor durante su paso por la turbina y el distribuidor de vapor.

Ahora planteando un balance de energía global tendremos:

$$\dot{Q}_{TanqueAguaCaliente} = \left((\dot{m}_{AguaTanqueRecuperados} * h_{AguaTanqueRecuperados}) + (\dot{m}_{AguaDilucion} * h_{AguaDilucion}) \right) - \left((\dot{m}_{VD} * h_{VD}) + (\dot{m}_{AguaAmb} * h_{AguaAmb}) \right) \quad (50)$$

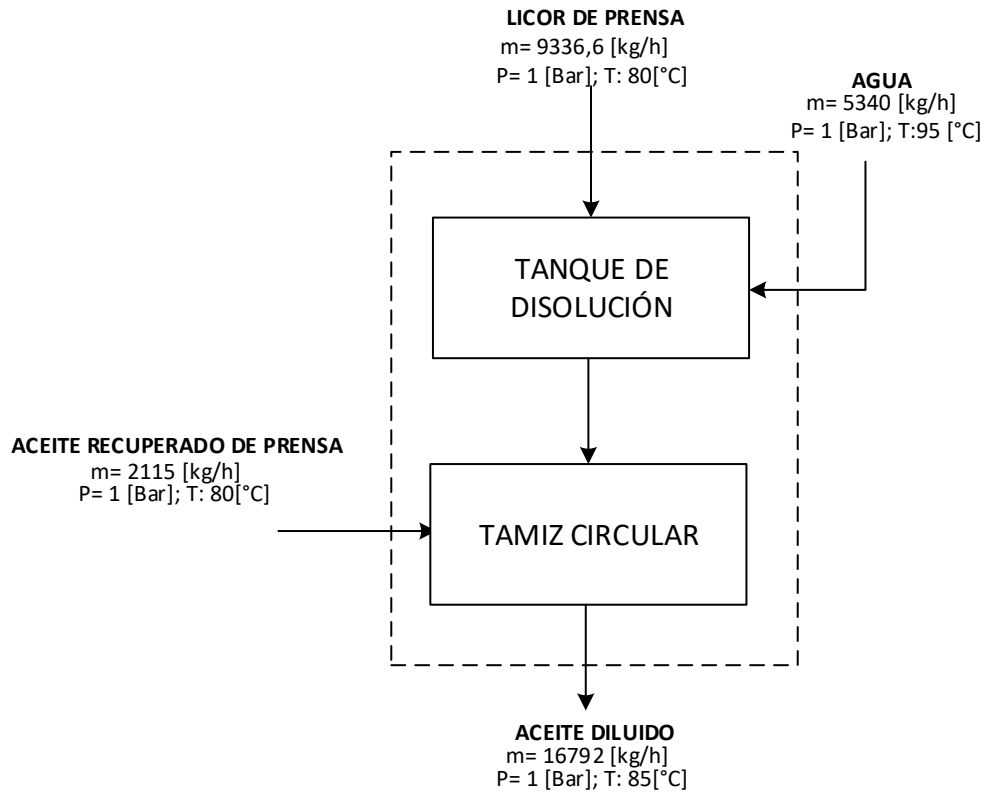
Y para el cálculo de la Irreversibilidad

$$I_{TanqueAguaCaliente} = \left((\dot{m}_{VD} * \varepsilon_{VD}) + (\dot{m}_{AguaAmb} * \varepsilon_{AguaAmb}) \right) - \left((\dot{m}_{AguaTanqueRecuperados} * \varepsilon_{AguaTanqueRecuperados}) + (\dot{m}_{AguaDilucion} * \varepsilon_{AguaDilucion}) \right) - \left(\dot{Q}_{TanqueAguaCaliente} * \left(1 - \frac{T_{TanqueAguaCaliente}}{T_{Ambiente}} \right) \right) \quad (51)$$

8.2.7 Tanque de disolución y tamiz circular

- La masa de agua que entra al tanque de disolución para este trabajo será la suma del agua que sale del proceso de Prensas y Tanque de agua caliente. La temperatura de esta corriente debe ser 95 [°C] (Tabla 9.).
- Se calcula los componente sólido y agua utilizando las ecuaciones (36), (37) y (38).
- Se pondera las temperaturas de los flujos entrante obteniendo para el aceite diluido una temperatura de 85 [°C], la cual cabe resaltar cumple con lo encontrado en literatura acerca de la temperatura en la que trabaja el proceso de Pre-Clarificación [25]

Ilustración 12 Interacciones en el volumen de control del tanque de disolución – Tamiz circular



Fuente: Autor

Planteando un balance de masas global tendremos:

$$\dot{m}_{LP} + \dot{m}_{AguaDilucion} + \dot{m}_{ARP} = \dot{m}_{AD} \quad (52)$$

Planteando un balance de energía global tendremos:

$$\dot{Q}_{TD-TC} = (\dot{m}_{AD} * h_{AD}) - ((\dot{m}_{AguaDilucion} * h_{AguaDilucion}) + (\dot{m}_{LP} * h_{LP}) + (\dot{m}_{ARP} * h_{ARP})) \quad (53)$$

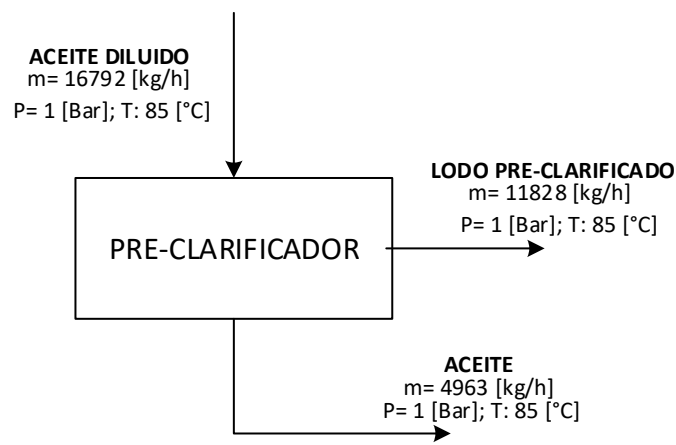
Irreversibilidad

$$I_{TD-TC} = ((\dot{m}_{AguaDilucion} * \varepsilon_{AguaDilucion}) + (\dot{m}_{LP} * \varepsilon_{LP}) + (\dot{m}_{ARP} * \varepsilon_{ARP})) - (\dot{m}_{AD} * \varepsilon_{AD}) - \left(\dot{Q}_{TD-TC} * \left(1 - \frac{T_{TD-TC}}{T_{Ambiente}} \right) \right) \quad (54)$$

8.2.8 Pre-clarificador

- La salida del aceite y lodos pre-clarificados va de un rango de 80 – 85 [°C] [25], para el modelamiento matemático planteado se tomará una temperatura de 85 [°C].
- Para el cálculo de los componentes en la corriente de lodo Pre-Clarificado se utilizan las ecuaciones (36), (37) y (38).
- En la corriente de Aceite Pre-Clarificado solo existe ese componente (Tabla 7.)

Ilustración 13 Interacciones en el proceso de pre-clarificación



Fuente: Autor

Planteando un balance de masas global tendremos:

$$\dot{m}_{AD} + \dot{m}_{LPC} + \dot{m}_{APC} = \dot{m}_{AD} \quad (55)$$

Planteando un balance de energía global tendremos:

$$\dot{Q}_{TD-TC} = (\dot{m}_{AD} * h_{AD}) - \left((\dot{m}_{AguaDilucion} * h_{AguaDilucion}) + (\dot{m}_{LP} * h_{LP}) + (\dot{m}_{ARP} * h_{ARP}) \right) \quad (56)$$

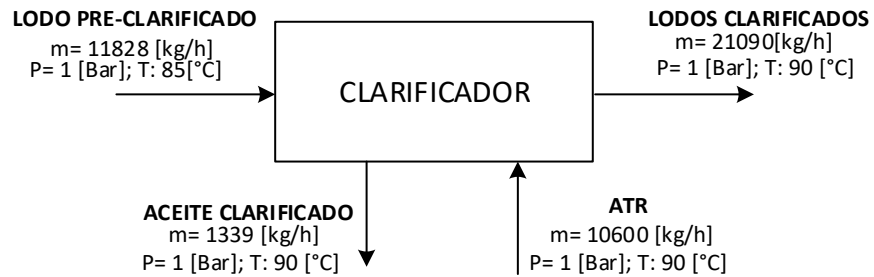
Irreversibilidad

$$I_{TD-TC} = \left((\dot{m}_{\text{AguaDilucion}} * \varepsilon_{\text{AguaDilucion}}) + (\dot{m}_{LP} * \varepsilon_{LP}) + (\dot{m}_{ARP} * \varepsilon_{ARP}) \right) - (\dot{m}_{AD} * \varepsilon_{AD}) - \left(\dot{Q}_{TD-TC} * \left(1 - \frac{T_{TD-TC}}{T_{\text{Ambiente}}} \right) \right) \quad (57)$$

8.2.9 Clarificador

La temperatura dentro del clarificador debe ser lo suficientemente alta para que la viscosidad sea baja. Durante la separación estática esta temperatura no deberá ser inferior a 90 [°C], pero tampoco tan alta que se llegue al punto de ebullición de la mezcla [8, 25, 26, 30, 31].

Ilustración 14 Interacciones en el proceso de clarificación



Fuente: Autor

Planteando un balance de masas global tendremos:

$$\dot{m}_{LPC} + \dot{m}_{ATR} = \dot{m}_{\text{Lodo Pre-clarificado}} + \dot{m}_{\text{Aceite Clarificado}} \quad (58)$$

Para el cálculo de los componentes:

- Aceite tanque de recuperados, se utilizan los porcentajes estimados como línea base (Apartado “Hipótesis Generales”), teniendo en cuenta que esta corriente solo está compuesta por agua y aceite [15].

$$\dot{m}_{Aceite} = \dot{m}_{ATR} * 23,5\% \quad (59)$$

$$\dot{m}_{Agua} = \dot{m}_{ATR} * 58\% \quad (60)$$

- Lodos clarificados, esta corriente está compuesta por agua (89,1%), aceite (8%), solido (2%) y arenas (1%) [15]. Haciendo caso omiso, por simplicidad, del componente, se desprecia el porcentaje de Arenas.

$$\dot{m}_{Agua} = \dot{m}_{LodoClarificado} * 89,1\% \quad (61)$$

$$\dot{m}_{Aceite} = \dot{m}_{LodoClarificado} * 8\% \quad (62)$$

$$\dot{m}_{Solidos} = \dot{m}_{LodoClarificado} * 2\% \quad (63)$$

- Aceite clarificado, esta corriente está compuesta por agua y aceite [15] y se calculara de la siguiente manera:

$$\dot{m}_{Agua} = \dot{m}_{AceiteClarificado} * 0,145 \quad (64)$$

$$\dot{m}_{Aceite} = \dot{m}_{AceiteClarificado} - \dot{m}_{Agua} \quad (65)$$

Planteando un balance de energía global tendremos:

$$\dot{Q}_{Clarificado} = ((\dot{m}_{Lodo\ Pre-clarificado} * h_{Lodo\ Pre-clarificado}) + (\dot{m}_{Aceite\ Clarificado} * h_{Lodo\ Pre-clarificado})) - ((\dot{m}_{LPC} * h_{LPC}) + (\dot{m}_{ATR} * h_{ATR})) \quad (66)$$

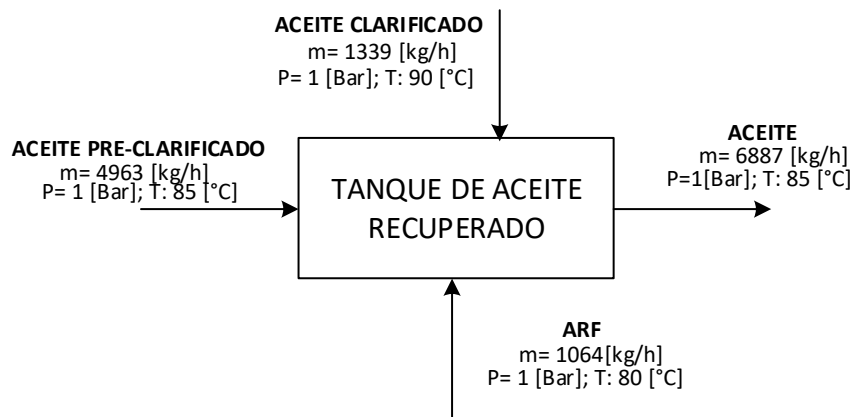
Irreversibilidad

$$I_{Clarificado} = ((\dot{m}_{LPC} * \varepsilon_{LPC}) + (\dot{m}_{ATR} * \varepsilon_{ATR})) - ((\dot{m}_{Lodo\ Pre-clarificado} * \varepsilon_{Lodo\ Pre-clarificado}) + (\dot{m}_{Aceite\ Clarificado} * \varepsilon_{Lodo\ Pre-clarificado})) - \left(\dot{Q}_{Clarificado} * \left(1 - \frac{T_{Clarificado}}{T_{Ambiente}} \right) \right) \quad (67)$$

8.2.10 Tanque de aceite recuperado

- El cálculo de la temperatura para el aceite que sale del tanque de recuperados y se dirige a la etapa de Secado y Sedimentación se realizó promediando las temperaturas de los aceites de entrada obteniendo así una temperatura de 85 [°C].
- Esta corriente “Aceite” tiene 0,04 de agua y el restante de aceite [15]

Ilustración 15 Interacciones en el tanque de aceite recuperado



Fuente: Autor

Planteando un balance de masas global tendremos:

$$\dot{m}_{ARF} + \dot{m}_{APC} = \dot{m}_{Aceite} + \dot{m}_{Aceite\ Clarificado} \quad (68)$$

Planteando un balance de energía global tendremos:

$$\dot{Q}_{TanqueAceiteRecuperado} = ((\dot{m}_{Aceite} * h_{Aceite}) + (\dot{m}_{Aceite Clarificado} * h_{Lodo Pre-clarificado})) - ((\dot{m}_{ARF} * h_{ARF}) + (\dot{m}_{APC} * h_{APC})) \quad (69)$$

Irreversibilidades

$$I_{TanqueAceiteRecuperado} = ((\dot{m}_{ARF} * \varepsilon_{ARF}) + (\dot{m}_{APC} * \varepsilon_{APC})) - ((\dot{m}_{Aceite} * \varepsilon_{Aceite}) + (\dot{m}_{Aceite Clarificado} * \varepsilon_{Lodo Pre-clarificado})) - \left(\dot{Q}_{TanqueAceiteRecuperado} * \left(1 - \frac{T_{TanqueAceiteRecuperado}}{T_{Ambiente}} \right) \right) \quad (70)$$

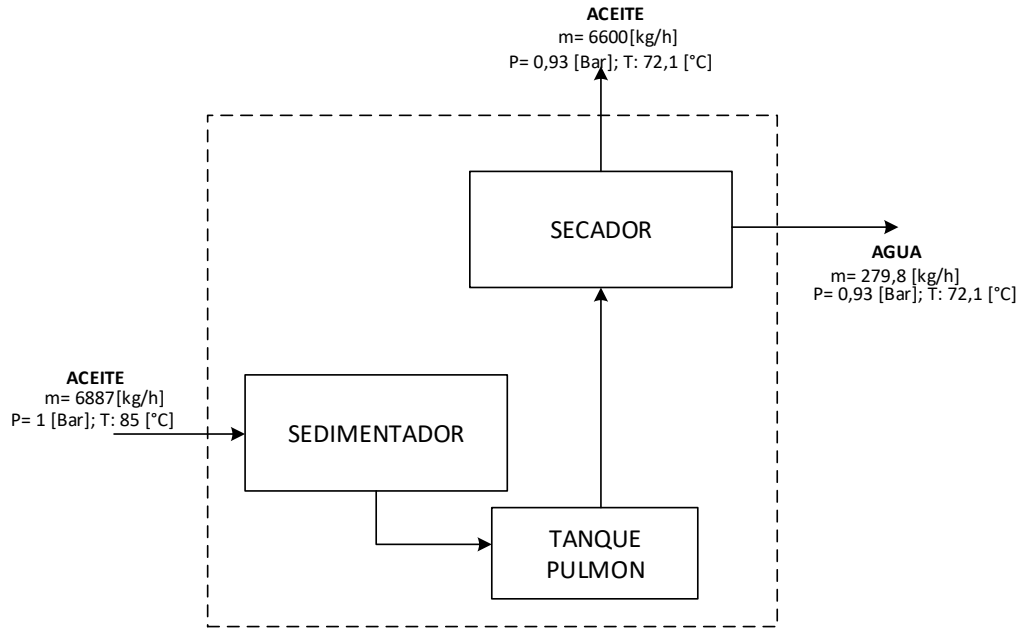
8.2.11 Sedimentador y secador

El aceite que sale del tanque de aceite recuperado pasa primero por los tanques de sedimentación en donde por reposo las partículas pesadas (solidos) se van decantando y de allí se bombea al aceite a los secadores de vacío [8,15].

- El rango de temperatura en el que opera el Secador esta entre 70 y 80 [°C] a una presión de 0, 93 [Bar] [8, 15].
- La temperatura en la cual opera el tanque Sedimentador de la empresa está en 72,1 [°C] [15].

En base a lo anterior y por cuestiones de simplicidad se realiza el siguiente volumen de control (Ilustración 16) abarcando el proceso de sedimentación y secador, y tomando las siguientes condiciones: 72,1 [°C] y 0,93 [Bar] como condiciones para las corrientes que salen (Aceite a almacenamiento y Agua).

Ilustración 16 Interacciones en el volumen de control Sedimentador-Secador



Fuente: Autor

Planteando un balance de masas global tendremos:

$$\dot{m}_{Aceite} = \dot{m}_{Agua} + \dot{m}_{Aceite \text{ Almacenado}} \quad (71)$$

Planteando un balance de energía global tendremos:

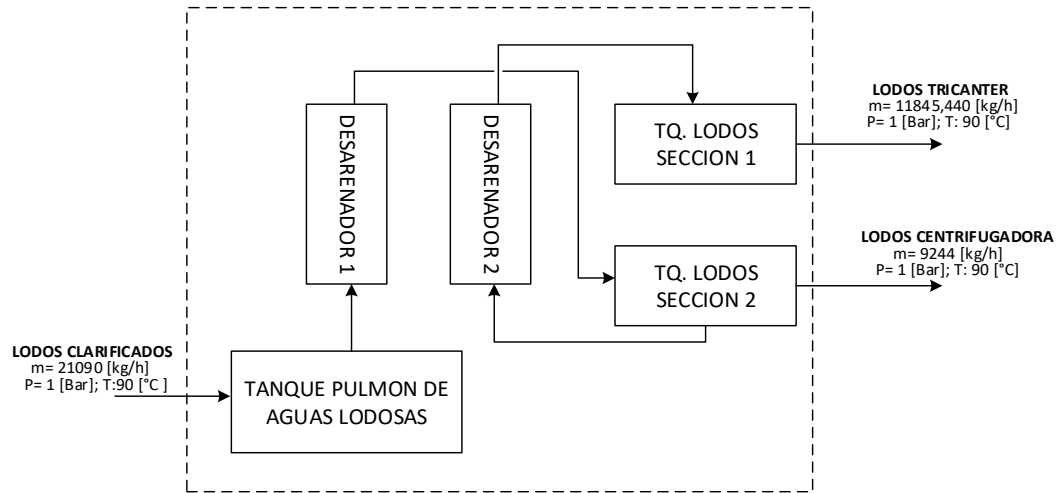
$$\dot{Q}_{Sedimentador-Secador} = ((\dot{m}_{Agua} * h_{Agua}) + (\dot{m}_{Aceite \text{ Almacenado}} * h_{Aceite \text{ Almacenado}})) - (\dot{m}_{Aceite}(\dot{m}_{Agua} * h_{Agua})) \quad (72)$$

Irreversibilidad

$$I_{TanqueAceiteRecuperado} = ((\dot{m}_{Aceite \text{ Almacenado}} * \varepsilon_{Aceite \text{ Almacenado}}) + (\dot{m}_{Agua} * \varepsilon_{Agua})) - (\dot{m}_{Aceite} * \varepsilon_{Aceite}) - \left(\dot{Q}_{Sedimentador-Secador} * \left(1 - \frac{T_{Sedimentador-Secador}}{T_{Ambiente}} \right) \right) \quad (73)$$

8.2.12 Tanque pulmón de agua lodosas

Ilustración 17 Interacción en el volumen de control Tanque pulmón de agua lodosas – Tanque de lodos Sección 1 - Tanque de lodos Sección 2



Fuente: Autor

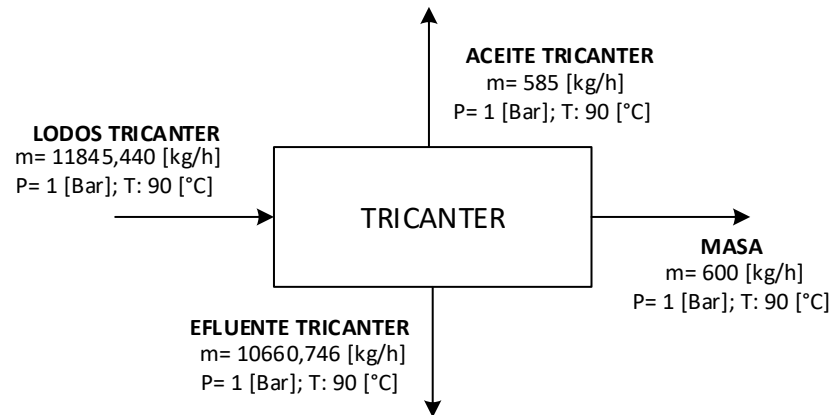
8.2.13 Tricanter

Como se mencionó anteriormente, el proceso de clarificación consta de dos partes importantes en las cuales se están llevando dos corrientes en el proceso de clarificación que se conocen con el nombre de clarificación tradicional utilizando decantación en tanques para la separación de aceite y centrifugas deslodadoras, la otra corriente se conoce con el nombre de clarificación dinámica utilizando tricanter [8, 15, 25], de ahí que se estime la temperatura dentro de estos procesos a 90 [°C], al igual que en la etapa de llamada “Clarificación”.

Planteando un balance de masas global tendremos:

$$\dot{m}_{LodosTricanter} = \dot{m}_{Masa} + \dot{m}_{EfluenteTricanter} + \dot{m}_{AceiteTricanter} \quad (74)$$

Ilustración 18 Interacciones en el tricanter



Fuente: Autor

Para el cálculo de los componentes agua, sólido y aceite en los siguientes elementos:

- Para los lodos que entran al tricanter desde la Sección 1 del tanque de lodos se determinan de la siguiente manera:

$$\dot{m}_{Agua} = \frac{\dot{m}_{EfluenteTricanter}}{\dot{m}_{Lodos\ tricanter}} \quad (75)$$

$$\dot{m}_{Aceite} = \frac{\dot{m}_{AceiteTricanter}}{\dot{m}_{Lodos\ tricanter}} \quad (76)$$

$$\dot{m}_{Sólido} = \frac{\dot{m}_{Masa}}{\dot{m}_{Lodos\ tricanter}} \quad (77)$$

- Para las corrientes “Efluentes tricanter” y “Masa” se determina con las ecuaciones (36), (37) y (38).
- Para el Aceite recuperado del tricanter está conformada con 14,5% de agua y el restante es aceite.

Planteando un balance de energía global tendremos:

$$\dot{Q}_{Tricanter} = \left((\dot{m}_{Masa} * h_{Masa}) + (\dot{m}_{EfluenteTricanter} * h_{EfluenteTricanter}) + (\dot{m}_{AceiteTricanter} * h_{AceiteTricanter}) \right) - (\dot{m}_{LodosTricanter} * h_{LodosTricanter}) \quad (78)$$

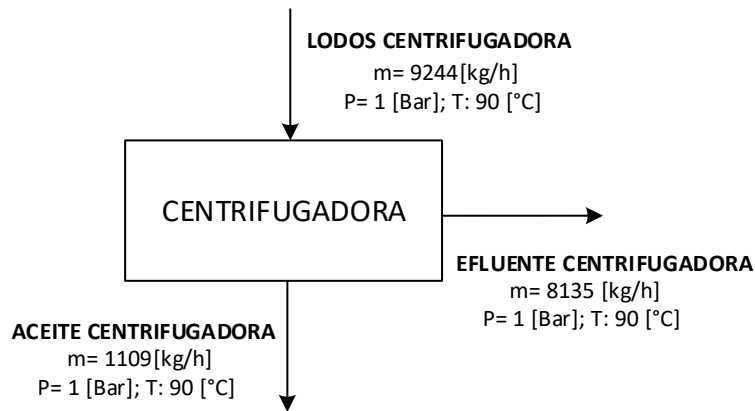
Irreversibilidades

$$I_{Tricanter} = (\dot{m}_{LodosTricanter} * \varepsilon_{LodosTricanter}) - \left((\dot{m}_{Masa} * \varepsilon_{Masa}) + (\dot{m}_{EfluenteTricanter} * \varepsilon_{EfluenteTricanter}) + (\dot{m}_{AceiteTricanter} * \varepsilon_{AceiteTricanter}) \right) - \left(\dot{Q}_{Tricanter} * \left(1 - \frac{T_{Tricanter}}{T_{Ambiente}} \right) \right) \quad (79)$$

8.2.14 Centrifugadora

La temperatura en este de este proceso se ha justificado en el apartado anterior (Tricanter) en 90 [°C].

Ilustración 19 Interacciones en la centrifugadora



Fuente: Autor

Planteando un balance de masas global tendremos:

$$\dot{m}_{LodosCentrifugadora} = \dot{m}_{EfluenteCentrifugadora} + \dot{m}_{AceiteCentrifugadora} \quad (80)$$

Para el cálculo de los componentes:

- Lodos de centrifugadora, se determina por las corrientes de salida del proceso que esta corriente está compuesta por agua y aceite y son calculadas de la siguiente manera.

$$\dot{m}_{\text{Agua}} = \frac{\dot{m}_{\text{EfluenteCentrifugadora}}}{\dot{m}_{\text{LodosCentrifugadora}}} \quad (81)$$

$$\dot{m}_{\text{Aceite}} = \frac{\dot{m}_{\text{AceiteCentrifugadora}}}{\dot{m}_{\text{LodosCentrifugadora}}} \quad (82)$$

- Aceite de centrifugadora, según los datos suministrados por la Planta Extractora de Aceite Oro Rojo (Tabla 7.) esa corriente en su totalidad es aceite.
- Efluente de centrifugadora, al igual que en la corriente de “Aceite de Centrifugadora” se observando en la Tabla 7. Que dicha corriente en su totalidad es agua.

Planteando un balance de energía global tendremos:

$$\begin{aligned} \dot{Q}_{\text{Centrifugadora}} = & \left((\dot{m}_{\text{EfluenteCentrifugadora}} * h_{\text{EfluenteCentrifugadora}}) + \right. \\ & \left. (\dot{m}_{\text{AceiteCentrifugadora}} * h_{\text{AceiteCentrifugadora}}) \right) - \left(\dot{m}_{\text{LodosCentrifugadora}} * \right. \\ & \left. h_{\text{LodosCentrifugadora}} \right) \quad (83) \end{aligned}$$

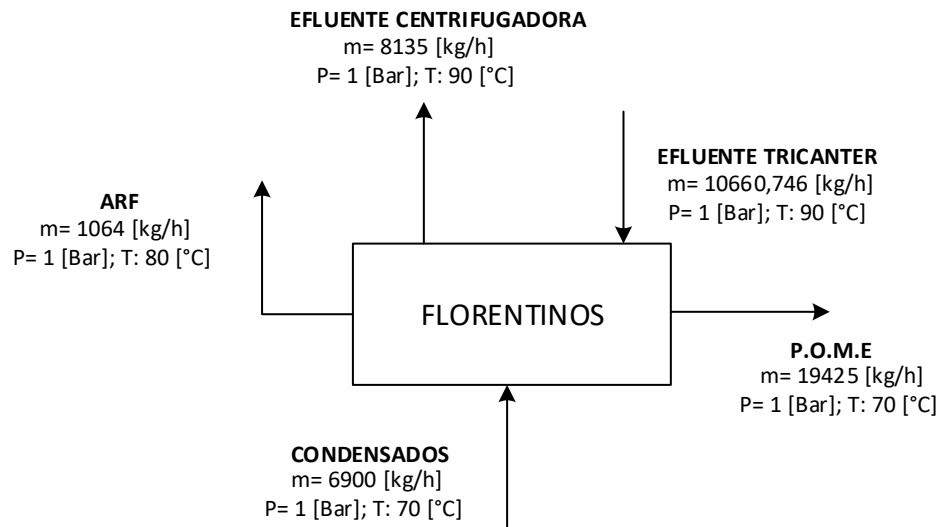
Irreversibilidades

$$\begin{aligned} I_{\text{Centrifugadora}} = & \left(\dot{m}_{\text{LodosCentrifugadora}} * \varepsilon_{\text{LodosCentrifugadora}} \right) - \\ & \left((\dot{m}_{\text{EfluenteCentrifugadora}} * \varepsilon_{\text{EfluenteCentrifugadora}}) + (\dot{m}_{\text{AceiteCentrifugadora}} * \right. \\ & \left. \varepsilon_{\text{AceiteCentrifugadora}}) \right) - \left(\dot{Q}_{\text{Centrifugadora}} * \left(1 - \frac{T_{\text{Centrifugadora}}}{T_{\text{Ambiente}}} \right) \right) \quad (84) \end{aligned}$$

8.2.15 Florentinos

- Como se menciona anteriormente en la sección de “Hipótesis generales” acerca del rango de temperatura de los efluentes que se dirigen a tratamiento de aguas, se determinara la temperatura de P.O.M.E para este caso en 70 [°C] [26].
- Se estima una temperatura de 80 [°C] a la corriente *ARF* realizando una un promedio entre las corrientes que entran, además de que se tiene el conocimiento de que dicha corriente solo pasa por la primera etapa del proceso de tratamiento de agua [26].

Ilustración 20 Interacciones en el proceso de florentinos

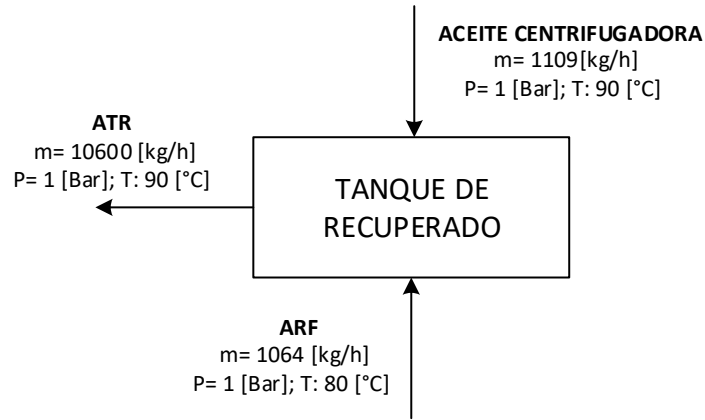


Fuente: Autor

8.2.16 Tanque de recuperados

- La temperatura en la corriente *ATR* fue supuesta en base a la temperatura en la que debe entrar y mantenerse dentro del proceso de Clarificación.
- La composición de la corriente *ATR*

Ilustración 21 Interacciones en el tanque de recuperados



Fuente: Autor

Planteando un balance de masas global tendremos:

$$\dot{m}_{ATR} = \dot{m}_{ARF} + \dot{m}_{AceiteCentrifugadora} \quad (85)$$

Planteando un balance de energía global tendremos:

$$\dot{Q}_{TanqueRecuperado} = \left((\dot{m}_{AceiteCentrifugadora} * h_{AceiteCentrifugadora}) + (\dot{m}_{ARF} * h_{ARF}) \right) - (\dot{m}_{ATR} * h_{ATR}) \quad (86)$$

Irreversibilidad

$$I_{TanqueRecuperado} = \left((\dot{m}_{ATR} * \varepsilon_{ATR}) + (\dot{m}_{ATR} * \varepsilon_{ATR}) \right) - \left(\dot{m}_{AceiteCentrifugadora} * \varepsilon_{AceiteCentrifugadora} \right) - \left(\dot{Q}_{TanqueRecuperado} * \left(1 - \frac{T_{TanqueRecuperado}}{T_{Ambiente}} \right) \right) \quad (87)$$

9 ANÁLISIS EXERGEOCONÓMICO

Para la evaluación termoeconómica de la planta, se aumenta el nivel de agregación hasta que la planta está formada por 3 equipos:

- Turbina de contrapresión
- Caldera de vapor
- Extractora de aceite de palma

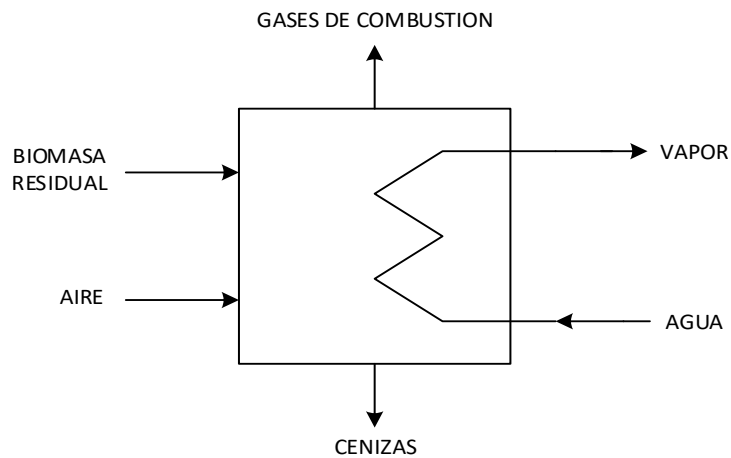
9.1 DEFINICIÓN DEL COMBUSTIBLE-PRODUCTO-RESIDUO

De acuerdo con la estructura económica o productiva del sistema, las corrientes entrantes o salientes en cada uno de los equipos que lo componen se pueden clasificar en recursos, productos y residuos [35].

En el Sistema de Generación de Vapor:

- Producto: Vapor
- Recursos: Biomasa residual, agua y aire
- Residuo: Gases de combustión y cenizas

Ilustración 22 Estructura económica del Sistema de generación de vapor

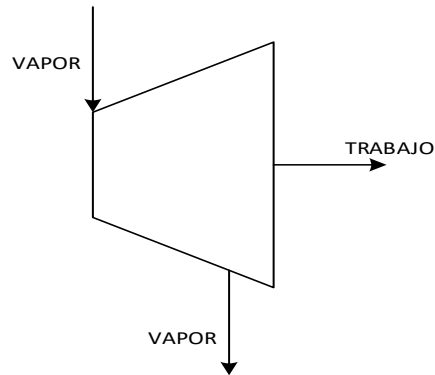


Fuente: Autor

Para el Sistema de Generación de Energía Eléctrica (Turbina):

- Producto: Trabajo y vapor
- Recurso: Vapor

Ilustración 23 Estructura económica del Sistema de generación de energía eléctrica

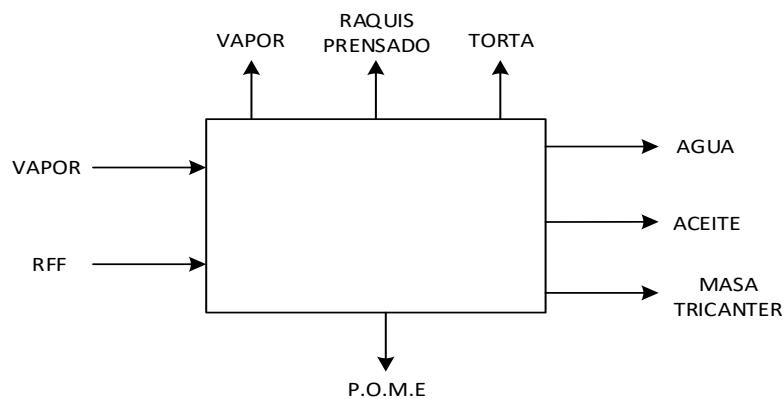


Fuente: Autor

Y en el Sistema de extracción de aceite de palma:

- Producto: Aceite
- Recurso: Vapor y RFF
- Residuo: Vapor, raquis prensado, torta, agua, masa del tricanter y P.O.M.E

Ilustración 24 Estructura económica del Sistema de extracción de aceite de palma



Fuente: Autor

9.2 ANÁLISIS ECONÓMICO DE LOS EQUIPOS

Esta etapa hace referencia a la obtención de los costos de adquisición, operación y mantenimiento de los diversos equipos existentes en el sistema, además de los costos relacionados con el combustible. Así las principales variables de esta etapa son: Costos y tiempo asociados a la adquisición, instalación, operación y mantenimiento de cada componente del sistema; tasa de inflación; tasa de escalonamiento de la inversión; fuentes de financiamiento y tasas de retorno de cada fuente; Tasa de interés; y los ingresos debido a la venta de los sub-productos [33].

9.2.1 Coste exergético

Este coste es atribuido a cada flujo material o energético del sistema en estudio y este valor representa el costo total necesario para la obtención de dicho flujo [33]. Considerando las Ilustraciones 22, 23 y 24 se pueden escribir los siguientes balances de costos:

- Sistema de Generación de Vapor

$$(C_b * \dot{B}_{Biomasa}) + (C_{agua} * \dot{B}_{Agua}) + (C_{Aire} * \dot{B}_{Aire}) + \dot{Z}_{Caldera} = (C_{Vapor} * \dot{B}_{Vapor}) + (C_{Cenizas} * \dot{B}_{Cenizas}) + (C_{Gases} * \dot{B}_{Gases}) \quad (88)$$

Referente a los costos tomados para el cálculo del costo del vapor fueron los siguientes: el costo de la biomasa fue 25.000 [\$/COP/Ton] [15], el costo del agua se estimó en 2380,9 [\$/COP/m³] para usos industriales en el área metropolitana de Bucaramanga y finalmente los costos del aire y gases de combustión se desprecian ya que no representan ninguna ganancia o pérdida económica.

- Sistema de Generación de Energía Eléctrica

$$(C_{Vapor} * \dot{B}_{Vapor}) + \dot{Z}_{Turbina} = (C_{VaporBaja} * \dot{B}_{VaporBaja}) + (C_{Trabajo} * \dot{W}_{Turbina}) \quad (89)$$

Para calcular el costo del trabajo generado en la turbina se tomó el costo del vapor hallado anteriormente en la Ecuación 85. Y se usó el método de igualación para determinar que el costo del vapor a baja presión que sale de la turbina y el trabajo generado tienen el mismo costo.

- Sistema de extracción de aceite de palma

$$\begin{aligned} & (C_{VaporBaja} * \dot{B}_{VaporBaja}) + (C_{RFF} * \dot{B}_{RFF}) + \dot{Z}_{Planta} = (C_{VSP} * \dot{B}_{VSP}) + \\ & (C_{Aceite} * \dot{B}_{Aceite}) + (C_{RaquisPrensado} * \dot{B}_{RaquisPrensado}) + (C_{Torta} * \dot{B}_{Torta}) + \\ & (C_{ASP} * \dot{B}_{ASP}) + (C_{MasaTricanter} * \dot{B}_{MasaTricanter}) + (C_{P.O.M.E} * \dot{B}_{P.O.M.E}) + \\ & \left(C_{Calor} * Q_{Proceso} * \left(\frac{T^\circ}{T_{PP}} \right) \right) \quad (90) \end{aligned}$$

Donde: \dot{B} es el flujo de exergía en cada corriente, $Q_{Proceso}$ es la suma de los calores que salen o entran de cada proceso de extracción de aceite de palma y T_{PP} es la temperatura calculado por medio del promedio ponderado de cada corriente que sale o entra del Sistema de extracción de aceite de palma (Ilustración 23)

Como se puede apreciar en el sistema de ecuaciones formado, las incógnitas son los costos de cada flujo. Sin embargo, el número de ecuaciones es menor que el número de incógnitas, en el caso del Sistema de extracción de aceite de palma, debido a que este equipo presenta más de un flujo de salida. Por lo tanto, es necesaria la introducción de ecuaciones auxiliares para la determinación de las incógnitas. [37]

- **Método de subproducto**, se define como un costo para cada uno de los productos, para los siguientes flujos:
 - Costo del vapor será el determinado en la Ecuación 89 (Vapor a baja presión).

- Costo del *RFF*, Con respecto a este costo se estimaron un promedio de 244.996 [*COP/Ton RFF*] para cultivos *E. guineensis* y 226.346 [*COP/Ton RFF*] para *OxG* [37], debido a que no tiene el tipo de cultivo que llega a la planta se procede a promediar y se obtiene para estos cálculos un costo de 235.671 [*COP/Ton RFF*].
 - Costo del aceite se estimaron en 1'292.793 [*COP/Ton APC*] para *E. guineensis* y 1'194.917 [*COP/Ton APC*] para *OxG* [37], como se mencionó anteriormente no se tiene el tipo de cultivo implementado en la planta, se promedia y obtiene el siguiente costo 1'243.855 [*COP/Ton APC*].
 - Costo de sub-productos: 120 [*COP/Ton*] [38]
- **Método de igualación**, dos o más productos tienen el mismo costo, donde:

$$C_{POME} = C_{MasaTricanter} = C_{Torta} = C_{RaquisPrensado} = C_{Sub-Productos} \quad (91)$$

$$C_{VaporBaja} = C_{VaporSalidaProceso} \quad (92)$$

$$C_{AguaEntradaCaldera} = C_{AguaSalidaProceso} \quad (93)$$

9.2.2 Costos fijos

Este flujo de coste, que no varía con el nivel de producción, se debe al capital invertido y los costes de operación y mantenimiento, entre otros.

$$\dot{Z} = \frac{CE * f_{RC} * f_{OM}}{t} \quad (94)$$

El flujo de coste fijo de una instalación completa puede descomponerse de la siguiente manera:

- Costo del equipo (CE), para la caldera se tomó un precio unitario de 1'126.640 [\$US] y para la turbina, 200.000 [\$US] datos obtenidos por la planta [15] y en cuanto al costo de inversión de montaje y puesta en marcha del Sistema de extracción de aceite de palma se tomó 10'956.708 [\$US] datos obtenidos por revisión de literatura [36].
- Factor de operación y mantenimiento (f_{OM}), este refiere el coste anual de operación y mantenimiento a la unidad de capital invertido, el cual para nuestro caso estudio equivaldría a 0,5 dato obtenido por medio de literatura [32].
- Factor de recuperación de capital (f_{RC}), el cual se calcula de la siguiente manera:

$$f_{RC} = \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \quad (95)$$

Para la determinación de este se utilizarán los siguientes datos tomados por medio de revisión bibliográfica: donde i es la tasa de oportunidad inversionista la cual será tomada como 12% [34] y n es la vida prevista de la instalación en años el cual será de 20 años [32] para este caso en particular.

- Tiempo de operación anual (t_{OA}), este tiempo fue estimado basados en las horas laborales que cumple la Extractora de Planta Oro Rojo, 5840 [h/año] [15].

10 RESULTADOS Y ANÁLISIS

La evaluación exergética y exergoeconómico provee una alternativa de mejoramiento al proceso de extracción de aceite de palma, la cual puede ser utilizada como una herramienta para identificar pérdidas de materia y energía, detectar áreas que necesiten mejoras, entre otros. En este capítulo se presentan los resultados obtenidos en cada uno de los pasos nombrados en el capítulo “Metodología” junto con sus respectivos análisis.

En el Anexo 1 se podrá encontrar el código implementado en el software EES para el cálculo de la llama adiabática.

En el Anexo 2 se podrá encontrar más detalladamente la aplicación del balance de masas, la primera y segunda ley de la termodinámica y el cálculo de las irreversibilidades en los elementos restantes del Sistema de Generación de Vapor.

En el Anexo 3 se podrá encontrar más detalladamente la aplicación del balance de masas, la primera y segunda ley de la termodinámica y el cálculo de las irreversibilidades en los elementos restantes del Sistema de extracción de aceite de palma.

10.1 PARAMETRIZACION 1

Para esta parametrización se tomó el flujo de vapor en 14426 [kg/h]. Los resultados obtenidos en el software EES, tales como entalpías y entropías a condiciones de operación (Anexo 6.) sirvieron como base para calcular las exergía asociadas a flujos de materia de cada etapa del proceso (Sistema de generación de vapor y sistema de extracción de aceite de palma).

Como resultado del cálculo de todas las variables en los diferentes elementos de la caldera, se procede a determinar su eficiencia utilizando la Ecuación (30), dichos

resultados se pueden observar en la Tabla 8. y para las irreversibilidades generadas y su porcentaje estimado para cada uno de los elementos se aprecian en la Tabla 9.

Tabla 8 Flujo de calor de los elementos que conforman el Sistema de generación de vapor y eficiencia de la caldera (Flujo de vapor de 14426 [kg/h]).

No	Elemento	\dot{Q} [kJ]	Eficiencia
1	Combustible	8,680 x10 ⁷	0,4495
2	Hogar-Calderin	3,161 x10 ⁷	
3	Sobrecalentador	2,731 x10 ⁶	
4	Economizador	2,454 x10 ⁶	
5	Calentador de aire	2.228 x10 ⁶	
TOTAL		1,26 x10 ⁸	

Fuente: Autor

Tabla 9 Irreversibilidades en los elementos que conforman el Sistema de Generación de Vapor (Flujo de vapor de 14426 [kg/h]).

No	Elemento	Exergía destruida	
		[kW]	[%]
1	Cámara de combustión	10213	50
2	Hogar-Calderin	3613	18
3	Sobrecalentador	6406	31
4	Economizador	110,4	1
5	Calentador de aire	150,9	1
TOTAL		20493,3	100

Fuente: Autor

En el balance exergoeconómico planteado en la Ecuación (88), se obtuvo el costo del vapor para este caso en particular en 0,00007502 [\$/kJ] y el costo del trabajo producido generado por la turbina usando la Ecuación (89), en 0,00008903 [\$/kJ].

A través del análisis exergético es posible determinar las irreversibilidades o exergía destruida de cada una de las etapas del proceso y estimar un porcentaje de cada una sobre la exergía total destruida, además se realiza el cálculo estimado de las pérdidas de calor en el sistema de extracción de aceite de palma (Tabla 10.)

Tabla 10 Irreversibilidades en el proceso de extracción de palma (Flujo de vapor de 14426 [kg/h]).

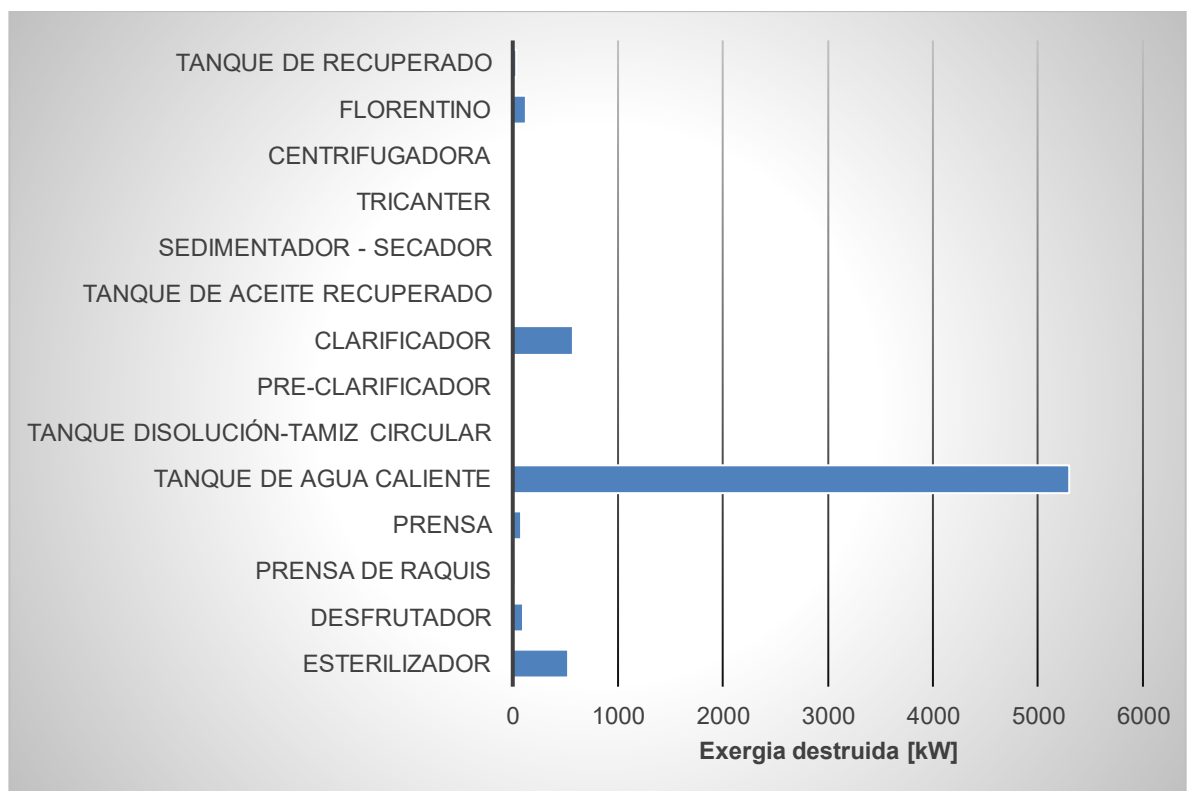
No	Proceso	\dot{Q} [kJ]	Exergía destruida	
			[kW]	[%]
1	Esterilizador	2,763 x10 ⁶	526,4	8
2	Desfrutador	871535	98,8	1
3	Prensa de raquis	254618	24,89	0
4	Prensa	1,003 x10 ⁶	77,07	1
5	Tanque de agua caliente	1,356 x10 ⁷	5296	78
6	Tanque disolución-Tamiz circular	72508	8,39	0
7	Pre-clarificador	7671	0,7945	0
8	Clarificador	7,804 x10 ⁶	574,1	8
9	Tanque de aceite recuperado	1437	0,8128	0
10	Sedimentador - Secador	14947	3,496	0
11	Tricanter	162576	8,453	0
12	Centrifugadora	93,24	0,004569	0
13	Florentino	207976	127,5	2
14	Tanque de recuperado	435486	32,25	0
TOTAL		822515,24	6779	100

Fuente: Autor

La ilustración 25 muestra como la exergía destruida varía significativamente en cada una de las etapas, observándose visiblemente y en comparación que el Tanque de agua caliente representa la mayor exergía destruida en todo el proceso de extracción de aceite de palma, aproximadamente del 78% , esto debido al método de cálculo que se implementó, donde se ha supuesto que del flujo de vapor generado en la caldera, en este caso de 14426 [kg/h] se le restará el valor necesario para el funcionamiento de la etapa de esterilización (6600 [kg/h]) y el

vapor para calentamiento de agua que entra a la caldera (1833 [kg/h]) dando como resultado 5993 [kg/h] de vapor que entrarían en totalidad para el calentamiento del agua que se implementara en los demás procesos de extracción de aceite de palma, esto quiere decir que está consumiendo alrededor del 42% del total generado por la caldera.

Ilustración 25 Exergía destruida en cada etapa del proceso para un flujo de vapor de 14426 [kg/h]

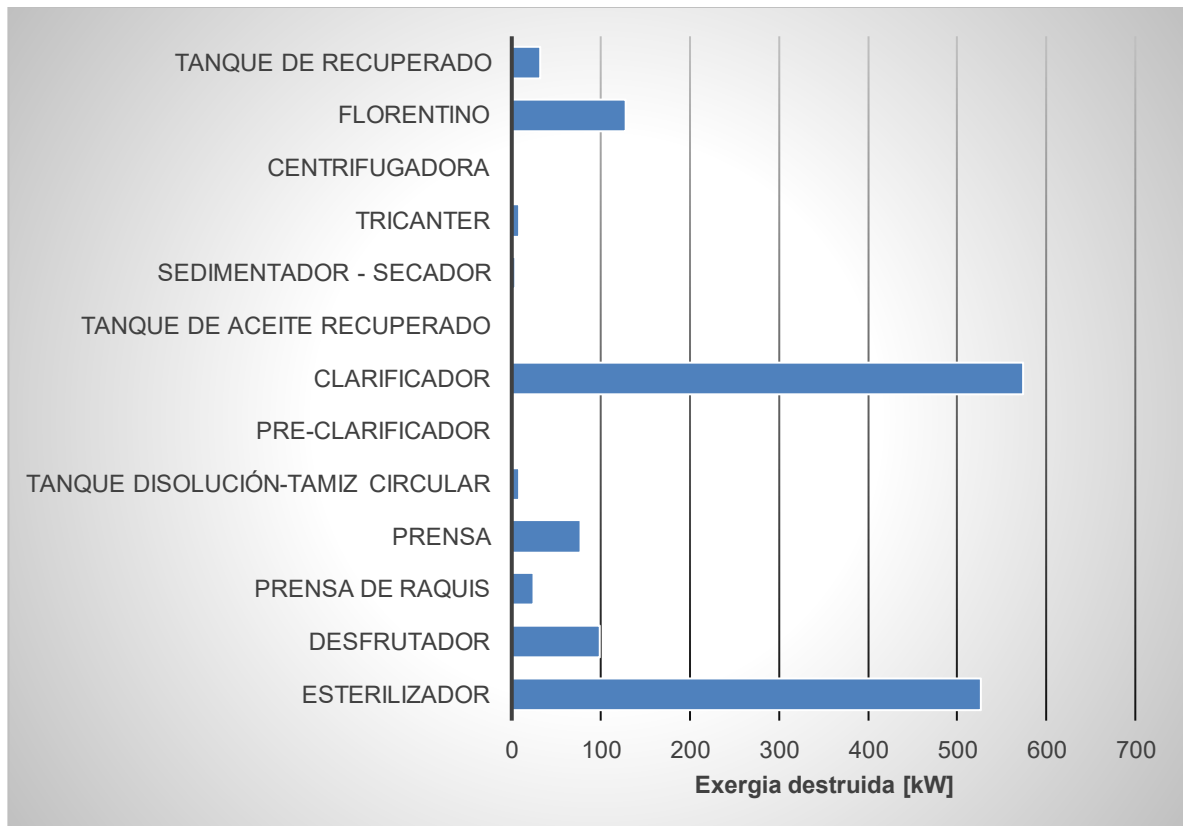


Fuente: Autor

Con el fin de realizar un análisis más detallado de los demás procesos de extracción no se incluirá el “Tanque de agua caliente”. Observar Ilustración 26 e Ilustración 27 que:

- En las etapas de Centrifugadora, Tricanter, Sedimentador-Secador, Tanque de aceite recuperado, Pre-clarificador y Tanque disolución-Tamiz circular tienen una eficiencia exergética de casi el 100%, esto indica que en comparación con las demás etapas y a grosso modo se cumplen de manera aceptable los objetivos de dichas etapas, a pesar de que exista un desperdicio de energía útil. (Ilustración 26)

Ilustración 26 Exergía destruida en cada etapa del proceso despreciando Tanque de Agua Caliente (Flujo de vapor de 14426 [kg/h]).



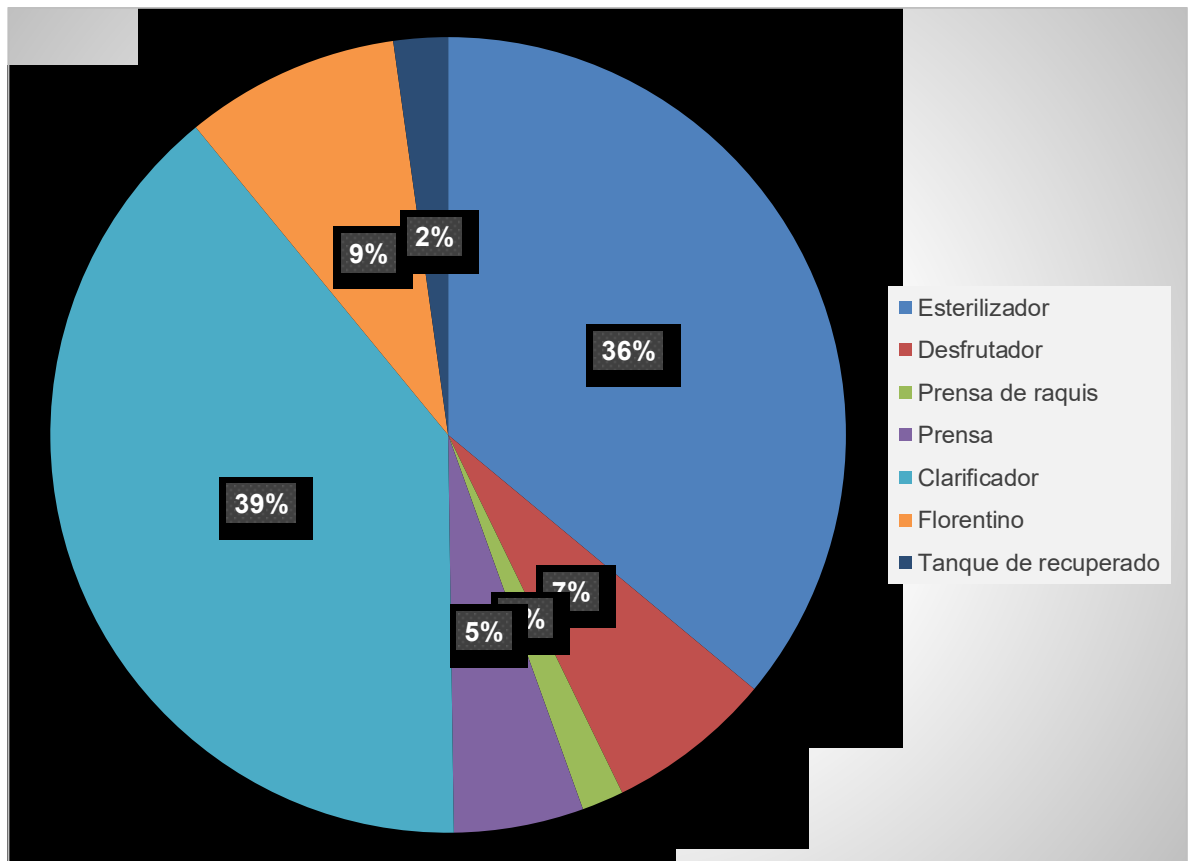
Fuente: Autor

- En la etapa de esterilización por el contrario se evidencia (Ilustración 27) que destruye el 36% de la exergía durante el proceso por lo tanto es importante darles algún uso alternativo a las corrientes de descarga de vapor residual y condensados para así minimizar las pérdidas de energía hacia los

alrededores. La mejora de esta situación podría aportar una reducción del consumo de vapor, ya que esta etapa está demandando el 46% del total de vapor que genera la caldera.

- En el clarificador junto con la etapa de esterilización, presentan el porcentaje más grande de exergía destruida alrededor del 39 [%] para esta etapa, esto se debe a las pérdidas por transferencia de calor entre los flujos que entran a esta etapa y el alto porcentaje de lodos y agua que llevan dichos flujos.
- En el desfrutador presenta un porcentaje de exergía destruida de alrededor del 7 [%], esta debido a las pérdidas por transferencia del calor hacia el exterior cuando el fruto es impactado contra las paredes del tambor rotatorio.
- En cuanto a la etapa de Prensas y Prensa de raquis la cuales representan el 5 y 2 [%] de exergía destruida en el proceso respectivamente, ocurre debido a pérdidas por transferencia de calor con el ambiente, ya que estos no son equipos aislados y el fruto debe ser transportados hacia ellos por medio bandas transportadoras (en contacto con el ambiente).
- En la etapa de florentinos, la cual extrae el aceite que viene en los efluentes del centrifugador y tricanter presenta un 9 [%] de exergía destruida debido también a pérdidas por transferencia de calor con el ambiente, el aceite que es recuperado entra a la etapa de "Tanque de recuperado" la cual tiene un porcentaje de destrucción del 2 [%] es baja debido al calentamiento que se le hace al aceite por medio de agua.

Ilustración 27 Exergía destruida en las etapas relevantes del proceso (Flujo de vapor de 14426 [kg/h]).



Fuente: Autor

Una parte importante del análisis exergoeconómico es poder cuantificar el precio del calor que se desperdicia en el proceso, utilizando la Ecuación (90) se determina el precio en $0,000028$ [$\$/US/kJ$].

10.2 PARAMETRIZACION 2

En esta parametrización se varió el flujo de vapor a 17311 [kg/h]. Los resultados obtenidos en el software EES, tales como entalpías y entropías a condiciones de operación (Anexo 7) sirvieron como base para calcular las exergía asociadas a flujos de materia de cada etapa del proceso (Sistema de generación de vapor y sistema de extracción de aceite de palma).

Del mismo modo que en el apartado anterior “Parametrización 1” después de obtener los resultados del cálculo de todas las variables en los diferentes elementos de la caldera, se procede a determinar la eficiencia de está utilizando la Ecuación (30), los resultados pueden apreciarse en la Tabla 11. Para las irreversibilidades generadas y la estimación de su porcentaje en cada uno de los elementos, observar Tabla 12.

Tabla 11 Flujo de calor de los elementos que conforman el Sistema de generación de vapor y eficiencia de la caldera (Flujo de vapor de 17311 [kg/h]).

No	Elemento	\dot{Q} [kJ]	Eficiencia
1	Combustible	8,680 x10 ⁷	0,5343
2	Hogar-Calderin	3,793 x10 ⁷	
3	Sobrecalentador	3,277 x10 ⁶	
4	Economizador	2,944 x10 ⁶	
5	Calentador de aire	2,228 x10 ⁶	
TOTAL		1,33179 x10 ⁸	

Fuente: Autor

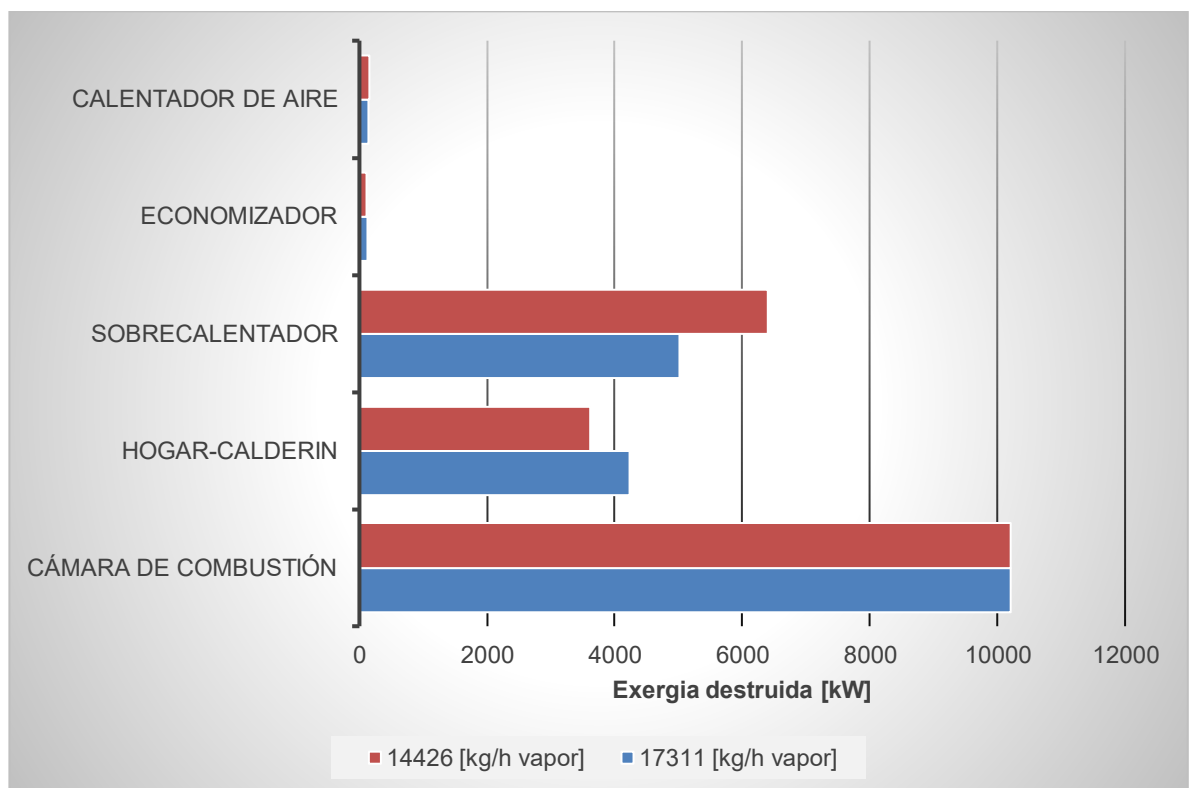
Tabla 12 Irreversibilidades en los elementos que conforman el Sistema de Generación de Vapor (Flujo de vapor de 17311 [kg/h]).

No	Elemento	Exergía destruida	
		[kW]	[%]
1	Cámara de combustión	10213	52
2	Hogar-Calderin	4238	21
3	Sobrecalentador	5009	25
4	Economizador	127,5	1
5	Calentador de aire	141,9	1
TOTAL		19729,4	100

Fuente: Autor

Como era de esperarse al aumentar el flujo de vapor un 20 [%] se esperan un aumento tanto de las pérdidas de exergía como de calor en cada uno de los elementos del sistema de generación de vapor, este aumento fue del 4 [%] en exergía destruida y 6 [%] en calor generado en la caldera. Donde la mayor variación se presenta en el Sobrecalentador el cual disminuyo en un 17 [%] y Hogar-Calderin aumento en un 22 [%].

Ilustración 28 Exergía destruida en los elementos de que conforman el Sistema de generación de vapor (14426 [kg/h] vs. 17311 [kg/h])



Fuente: Autor

Tomando para el balance exergoeconómico la Ecuación (88), se calculó el costo del vapor en 0,0000743 [$\$/US/kJ$] y el costo del trabajo producido en la turbina usando la Ecuación (89), en 0,00008811 [$\$/US/kJ$].

Ahora mediante el análisis exergético es posible determinar las irreversibilidades o exergía destruida de cada una de las etapas del proceso y estimar un porcentaje de exergía destruida además de realizar un cálculo estimado de las pérdidas de calor en el sistema de extracción de aceite de palma, observar Tabla 13.

Tabla 13 Irreversibilidades en el proceso de extracción de palma (Flujo de vapor de 17311 [kg/h]).

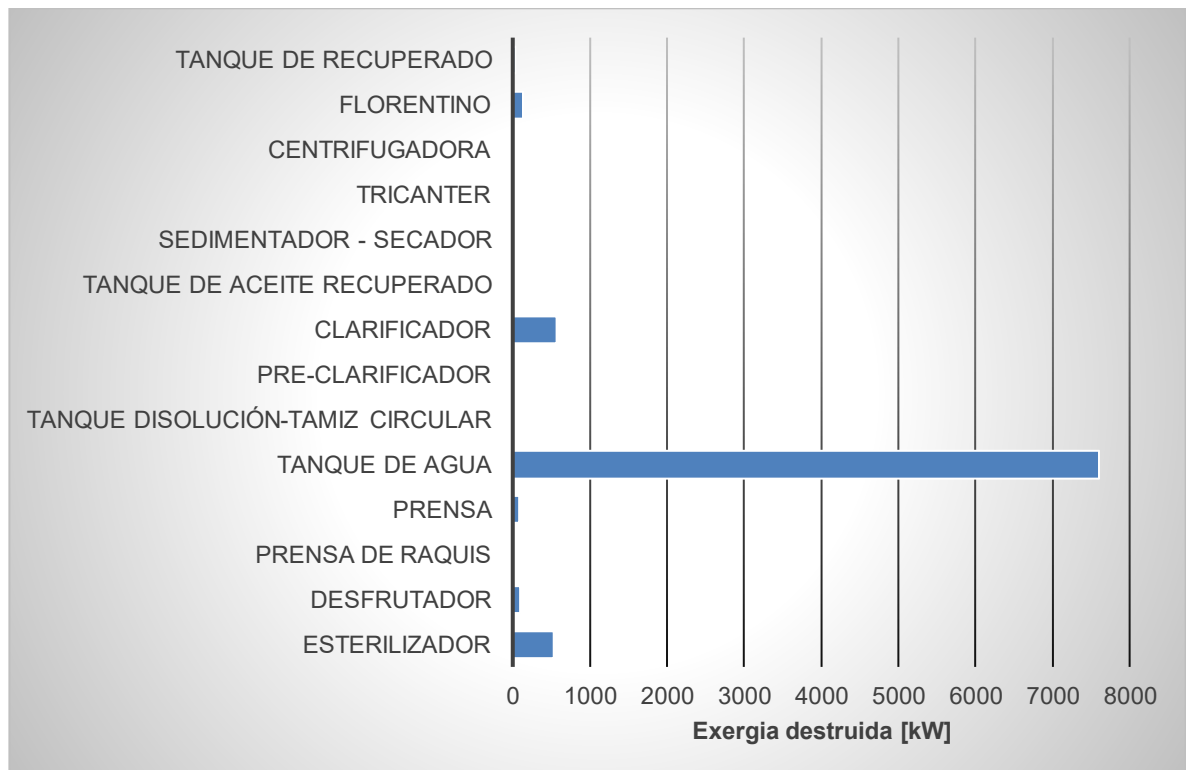
No	Proceso	\dot{Q} [kJ]	Exergía destruida	
			[kW]	[%]
1	Esterilizador	2,763 x10 ⁶	526,4	6
2	Desfrutador	871535	98,8	1
3	Prensa de raquis	254618	24,89	0
4	Prensa	1,003 x10 ⁶	77,07	1
5	Tanque de agua caliente	2,025 x10 ⁷	7601	84
6	Tanque disolución-Tamiz circular	72508	8,39	0
7	Pre-clarificador	7671	0,7945	0
8	Clarificador	7,804 x10 ⁶	574,1	6
9	Tanque de aceite recuperado	1437	0,8128	0
10	Sedimentador - Secador	14947	3,496	0
11	Tricanter	162576	8,453	0
12	Centrifugadora	93,24	0,004569	0
13	Florentino	207976	127,5	1
14	Tanque de recuperado	435486	32,25	0
TOTAL		2,047 x10 ⁷	9083,96087	100

Fuente: Autor

Como se podrá observar el Tanque de agua caliente sigue representando la mayor pérdida de exergía de todo el proceso de extracción de aceite de palma, calculado en un 84 [%] aproximadamente, esto fue un aumento del 44 [%] en comparación del resultado obtenido en la Parametrización 1. Cabe resaltar que los demás procesos de extracción de aceite de palma no sufren ningún cambio en cuanto a la cantidad de exergía destruida (Observar Tabla 13), pero si disminuye en porcentaje (Ilustración 29) debido al considerable aumento en el tanque de agua caliente; ello

se debe a que dichos procesos siguen trabajando bajo condiciones o parámetros determinados anteriormente.

Ilustración 29 Exergía destruida en cada etapa del proceso para un flujo de vapor de 17311 [kg/h].



Fuente: Autor

Se recalcula al igual que el costo de vapor y del trabajo, el precio del calor que se desperdicia en el proceso cuando se inyecta un 42 [%] más de vapor en el tanque de agua caliente, utilizando la Ecuación (90) se determina el precio en 0,00006494 [US\$/kJ].

11 CONCLUSIONES

Se realizó un análisis exergético a la Planta Extractora de Aceite Oro Rojo para la cual se estimó las irreversibilidades del Sistema de extracción de aceite de palma con una capacidad de procesamiento de 30.000 [kg/h RFF], y parametrizando el flujo de vapor generado por la caldera; para el primer caso, un flujo de vapor de 14426 [kg/h vapor] las irreversibilidades se calcularon en 822515,24 [kW] y en el segundo caso con un flujo de vapor de 17311 [kg/h vapor] las irreversibilidades fueron de 9083,96087 [kW].

A partir del análisis exergético se identificó la localización y magnitud de las principales etapas en las cuales se destruye la exergía, siendo el Tanque de agua caliente el que presenta mayores pérdidas, para el flujo de vapor de 14426 [kg/h vapor] represento el 78 [%] y para el flujo de vapor de 17311 [kg/h vapor] fue del 84 [%] seguida del esterilizador y clarificador con un 8 [%] en la Parametrización 1 y 6 [%] en la Parametrización 2.

Con el análisis de primera ley se calculó la eficiencia de la caldera de vapor implementada en la Planta Extractora de Aceite Oro Rojo con una capacidad de biomasa residual del 15,03 [%] de la capacidad de procesamiento de la planta extractora (4509 [kg/h biomasa residual]), para un flujo de vapor de 14426 [kg/h vapor] la eficiencia se estimó en 44,95 [%] y en el segundo caso con un flujo de vapor de 17311 [kg/h vapor] a eficiencia fue de 53,43 [%].

Mediante el análisis exergoeconómico a la Planta Extractora de Aceite de Palma Oro Rojo se calculó el costo de vapor generado en la caldera, el trabajo generado por la turbina y calor perdido en el proceso de extracción de aceite de palma con capacidad de procesamiento de 30000 [kg/h RFF], observar Tabla 14.

Tabla 14 Costos de generación de la Planta Extractora de Aceite de Palma Oro Rojo

Flujo de vapor [kg/h]	Costo del vapor [\$US/kJ]	Costo del trabajo [\$US/kJ]	Costo del calor [\$US/kJ]
14426	0,00007502	0,00008903	0,00005055
17311	0,0000743	0,00008811	0.00006494

Fuente: Autor

12 OBSERVACIONES

- Se ha supuesto el siguiente método de cálculo para el flujo de vapor que entra a la etapa “Tanque de agua caliente”: al vapor generado en la caldera, se le restara el valor necesario para el funcionamiento en la etapa de esterilización (6600 [kg/h]) y el calentamiento de agua que entra a la caldera, el resultado obtenido entraría en su totalidad para el calentamiento del agua que se implementara en los demás procesos de extracción de aceite de palma.
- Para la mayoría de corrientes en el Sistema de extracción de aceite de palma se asumen estar conformadas por: Agua, Aceite y Solido, la estimación de cada una de ellas dependerá de la etapa en la que se encuentre y el nivel de información obtenido.
- La estimación de costos para el aceite de palma, sub-productos del aceite, agua, y biomasa, costos de equipos e instalación fueron revisados en literatura para un periodo de tiempo de no más de 2 años o suministrados por la Planta Extractora de Aceite de Palma Oro Rojo como datos actualizados del presente año.

- De la información obtenida para el balance de masas suministrado por la Planta Extractora de Aceite de Palma Oro Rojo, se han debido rectificar y suponer mediante cálculos dicha información además de realizar una revisión de literatura para cumplir con dicho balance.
- Para el balance de energía y entropía se han debido buscar mediante revisión de literatura: las temperaturas a las cuales trabajan los procesos de extracción de aceite de palma y estimar en dado caso de no encontrarse las temperaturas de las corrientes de cada etapa y el C_p de las cenizas, biomasa, aceite de palma y residuos sólidos de palma.
- Se realizó revisión de artículos científicos que permitieran determinar la composición química, poder calorífico y exergía de la biomasa residual (cascarilla y fibra) obtenida como desecho en el Sistema de extracción de aceite de palma e implementado como combustible para la caldera de vapor.

13 REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

- [1] Vargas, D., Yáñez, E., García, J. (2011). Cogeneración con biomasa de palma de aceite en el sistema eléctrico colombiano: barreras, perspectivas y oportunidades. *PALMAS*, 32, pp. 49-6.
- [2] Jaimes, W., Rocha, S., Vesga, J., Kafarov, V. (2012). Análisis termodinámico del proceso real de extracción de aceite de palma africana. *Prospect*, (10), pp. 61-70.
- [3] Garcia J., Cardenas M., Yañez E. (2010). Generación y uso de biomasa en plantas de beneficio de palma de aceite en Colombia. *PALMAS*, (31), pp. 41-48.
- [4] García, J.; Cárdenas, M.; Yáñez, E. 2008. Uso potencial de la biomasa residual generada en la agroindustria de la palma de aceite. Documento interno. Cenipalma, Programa Procesos y Usos.
- [5] García, J.; Cárdenas, M.; Yáñez, E. 2008. Uso potencial de la biomasa residual generada en la agroindustria de la palma de aceite. Documento interno. Cenipalma, Programa Procesos y Usos.
- [6] Rocha, S. Vesga, J. (2011). *Evaluación exergético del proceso de extracción de aceite de palma africana*. (Trabajo de grado). Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Bucaramanga
- [7] Corporación para el desarrollo industrial de la biotecnología y producción limpia. Evaluación de las variedades más promisorias para la producción de aceite vegetal y su potencial implementación en Colombia. Colombia, Bogotá.
- [8] Bernal, G.A. (2005) Apendice 2. En G.A. Bernal, *Sinopsis del proceso de palma de aceite*. (FEDEPALMA, pp. 2 – 68). Bogotá.

- [9] Murillo, R., Montalvo, M.(2012) *Análisis exergético de un ciclo combinado en una planta industrial.*(Trabajo de grado). Universidad de Cartagena. Facultad de Ingenierías. Cartagena.
- [10] Dincer, I., Cengel, A. (2001) Energy, *Entropy and Exergy Concepts and Their Roles in Thermal Engineering.*Entropy. (3), pp. 116-149.
- [11] Modesto, M., Nebra, S.A. (2009) Exergoeconomic analysis of the power generation system using blast furnace and coke oven gas in a Brazilian steel mill. *Applied Thermal Engineering*, (29), pp. 2127–2136.
- [12] Pellegrini, L., Oliveira, S. (2007) Exergy analysis of sugarcane bagasse gasification. *Energy*. (32), pp. 314–327
- [13] Tribus, N., Evans, R.B. (1962) “Thermoeconomics”. UCLA. *Department of Engineering Report*, pp. 52-63.
- [14] Gaggioli, R.A., El-Sayed, Y.M. (1987) A Critical Review of Second Law Costing Methods. *Second Law Analysis of Thermal Systems*, pp. 59-73. ASME, Nueva York.
- [15] *Planta Extractora de Aceite de Palma Oro Rojo.* Grupo empresarial de INDUPALMA. Sabana de Torres, Santander, Colombia.
- [16] Song, C., Shen L., Xiao J. (2011). Estimating Specific Chemical Exergy of Biomass from Basic Analysis Data. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, (50), pp. 9758–9766.
- [17] Sanz, D. (2014) *Análisis y optimización de una planta de cogeneración para la industria azucarera.* (Trabajo de grado). Universidad Tecnológica de Pereira. Facultad de Ingeniería Mecánica. Pereira

- [18] Dipak, K., Kile, R.(2016) Energy and Exergy Analysis of Steam and Power Generation Plant. *International Journal of Engineering Research & Technology*, (5), pp.344-350.
- [19] Lugo, R., Salazar, M., Zamora, J.M., Torres, A., Toledo, M. (2009). Analisis exergético de una central termoeléctrica. *Científica*, (13), pp. 17-25.
- [20] Gonzalez, L., Cantillo, P. (2009) *Análisis exergético de la planta terminal de la escuela de ingeniería mecánica*. (Trabajo de grado). Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingeniería Mecánica. Bucaramanga.
- [21] Alderetes, C. (2016). Calderas a Bagazo – Proyecto, operación y mantenimiento, Argentina: [s.n].
- [22] Cabrera, G., Madriñan, S., Muñoz, M. (2013). Evaluación de índices de conversión energética en la producción de gas combustible a partir de biomasa. *Biotecnología en el Sector Agropecuario y Agroindustrial*, (2), pp. 118-125.
- [23] Fono-Tamo, R.S., Koya O.A. (2013). Characterisation of Pulverised Palm Kernel Shell for Sustainable Waste Diversification. *International Journal of Scientific & Engineering Research*, (4), No 4, pp. 1-10.
- [24] Rincon, S., Martinez, S. (2009) Análisis de las propiedades del aceite de palma en el desarrollo de su industria. *PALMAS*, (30), No 2, pp. 11-24.
- [25] Alvarado, M.O. (2010) *Evaluación del proceso de clarificación en la planta de beneficio Palmagro S.A.* (Tesis de pregrado) Universidad Nacional de Colombia, Bogotá, Colombia.
- [26] Garcia, J.A. (1996) Manejo de efluentes de plantas extractoras. *CENIPALMA*, No 10, pp. 9-40

[27] Duarte, S.R. (2006) *Influencia de las diferentes fases (aceite-agua-lodos) en el comportamiento de la clarificación*, Tesis de pregrado, Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga, Colombia

[28] Narváez, E.E. (2015) *Estudio sobre la recirculación de agua de producción utilizada para la extracción de aceite crudo de palma*. (Tesis de pregrado Universidad San Francisco de Quito. Quito, Ecuador.

[29] Althausen, M. (2016). Tratamiento de Efluentes de la Planta de Beneficio-Convertir un residuo en un recurso. *Palmas*, 37(Especial Tomo II), pp. 31-37.

[30] Ortiz, R.B., Fernández, O. (2000) En R.B. Ortiz, O. Fernández, *Cultivo de palma aceitera*. (Universidad Estatal a Distancia, pp 136 - 169. Costa Rica

[31] Departamento de sostenibilidad. Plan de manejo ambiental: Planta extractora de aceite de palma Aracataca, Magdalena.

Exergoeconomica

[32] Y. Huang , Y.D. Wang , S. Rezvani, D.R. McIlveen-Wright, M. Anderson, J. Mondol, A. Zacharopolous, N.J. Hewitt. (2013) A techno-economic assessment of biomass fuelled trigeneration system integrated with organic Rankine cycle. *Applied Thermal Engineering*, No 53, pp 325-33.

[33] Pellegrini, L., Pacheco, R., Oliveira, S. (2005) A Atribuição de Custos em Sistemas Energéticos: A Termoeconomia como base de cálculo. *ENEGERP*, pp 1976- 1983.

[34] Briceño, I., Valencia, J. y Posso, M. (2015). Potencial de generación de energía de la agroindustria de la palma de aceite en Colombia. *Palmas*, 36(3), pp 43-53.

[35] Montes, J.M., García, J., Querol, E. (2009) *Termoeconomía y optimización energética*. Fundación Gómez Pardo. Madrid, España.

[36] Vidliana, S. (2010) *Optimal palm oil processing plant size in south sumatera*, Tesis de pregrado, California Polytechnic State university, Faculty of the Agribusiness Department.

[37] Mosquera, M., Valderrama, M., Ruíz, E., López, D., Castro, L., Fontanilla, C., & González, M. A. (2017). Costos de producción para el fruto de palma de aceite y el aceite de palma en 2015: estimación en un grupo de productores colombianos. *Palmas*, 38(2), 11-27.

[38] Van Dam, J. (2016). Subproductos de la palma de aceite como materias primas de biomasa. *Palmas*, 37(Especial Tomo II), pp. 149-156.

14 ANEXOS

14.1 ANEXO 1 – COMBUSTIÓN ADIABÁTICA

" CAMARA DE COMBUSTION "

"Estado - Biomasa que entra a la caldera "

m_biomasa=4590 "kg/h"

T=25+273,15 " °C "

P_biomasa= 100 "kPa"

e_biomasa= 19815 "kJ/kg"

PC_biomasa=18911 "kJ/kg"

"Estado - Agua condiciones ambiente "

h_0=Enthalpy(Water;T=25;P=100)

s_0=Entropy(Water;T=25;P=100)

"Estado - Aire condiciones ambiente "

h_0_aire=Enthalpy(Air;T=25)

s_0_aire=Entropy(Air;T=25;P=100)

"Estado - Gases condiciones ambiente "

h_0_gases=CP_gases*(273,15)

"Análisis último de la biomasa %Peso"

"Carbones" C=0,472

"Hidrogeno" H=0,0605

"Oxigeno" O=0,368

"Nitrogeno" N=0,014

"Azufre" S=0,0028

"Análisis proximo de la biomasa %Peso"

"Material volatil" MV=72,8

"Carbono fijo" CF=18,9

"Cenizas" Ash=0,083

$$\text{Total_BS} = \text{C} + \text{H} + \text{O} + \text{N} + \text{S} + \text{ASH}$$

"Si la humedad del bagazo es de $W=31,6\%$ (Fibra = 40% y cascarilla=12%) Su composicion humeda sera entonces:"

$$\text{C}_w = \text{C} * (1 - 0,316)$$

$$\text{H}_w = \text{H} * (1 - 0,316)$$

$$\text{O}_w = \text{O} * (1 - 0,316)$$

$$\text{N}_w = \text{N} * (1 - 0,316)$$

$$\text{S}_w = \text{S} * (1 - 0,316)$$

$$\text{Ash}_w = \text{Ash} * (1 - 0,316)$$

$$\text{humedad}_w = 0,316$$

"Estado - Cenizas"

$$\text{m_cenizas} = \text{m_biomasa} * \text{Ash}_w \text{ "kg de ceniza /h"}$$

$$\{\text{CP_cenizas} =$$

$$\text{delta_s_cenizas} = \text{CP_cenizas} * \text{LN}(\text{T_cenizas}/\text{T})$$

$$\text{e_cenizas} = (\text{h_cenizas} - \text{h}_0\text{_cenizas}) - \text{T} * (\text{delta_s_cenizas})\}$$

"Tomando como referencia 1 kg de biomasa- sin cenizas .El 1kg de bimasa tendria"

$$\text{m_combustible} = \text{C}_w + \text{H}_w + \text{O}_w + \text{N}_w + \text{S}_w + \text{humedad}_w$$

"Calculo del porcentaje de masa utilizable - ($\text{Compuesto} * 100 / \text{m_combustible}$)"

$$\text{C}_u = (\text{C}_w * 100) / \text{m_combustible}$$

$$\text{H}_u = (\text{H}_w * 100) / \text{m_combustible}$$

$$\text{O}_u = (\text{O}_w * 100) / \text{m_combustible}$$

$$\text{N}_u = (\text{N}_w * 100) / \text{m_combustible}$$

$$\text{S}_u = (\text{S}_w * 100) / \text{m_combustible}$$

$$\text{humedad}_u = (\text{humedad}_w * 100) / \text{m_combustible}$$

"En la m_combustible se encuentra - ($\text{m_combustible} * \text{Fraccion masica} / \text{Mm}$)"

$$\text{N}_C = \text{C}_u / 12 \text{ "kmol"}$$

$$\text{N}_H = \text{H}_u / 2$$

$$\text{N}_O = \text{O}_u / 32$$

$$N_N = N_u / 28$$

$$N_S = S_u / 32$$

$$N_{\text{humedad}} = \text{humedad}_u / 18$$

$$\text{kmol}_{\text{biomasa}} = N_C + N_H + N_O + N_N + N_S + N_{\text{humedad}}$$

"Se pasan los componentes a fracción molar"

$$y_C = N_C / \text{kmol}_{\text{biomasa}}$$

$$y_H = N_H / \text{kmol}_{\text{biomasa}}$$

$$y_O = N_O / \text{kmol}_{\text{biomasa}}$$

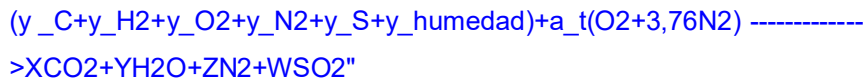
$$y_N = N_N / \text{kmol}_{\text{biomasa}}$$

$$y_S = N_S / \text{kmol}_{\text{biomasa}}$$

$$y_{\text{humedad}} = N_{\text{humedad}} / \text{kmol}_{\text{biomasa}}$$

$$y_{\text{total}} = y_C + y_H + y_O + y_N + y_S + y_{\text{humedad}}$$

"Balance teorico



"Balance de Carbones" $X = y_C$

"Balance de Hidrogeno" $2*Y = (y_H * 2) + (y_{\text{humedad}} * 2)$

"Balance de Oxigeno" $(2*X) + Y + (2*W) = (y_O * 2) + y_{\text{humedad}} + (a_t * 2)$

"Balance de Nitrogeno" $2*Z_t = (y_N * 2) + (a_t * 2 * 3,76)$

"Balance de Azufre" $W = y_S$

"Cantidad de aire en la reaccion"

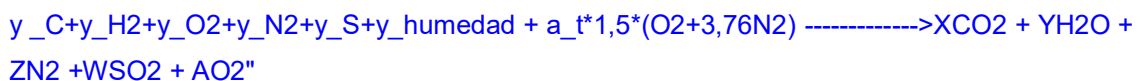
$$C_a = a_t * (1 + 3,76)$$

"Relacion Aire-Combustible"

$$AC_t = ((a_t * 4,76) * 28,84) / Mm_{\text{combustible}} \text{ "kg aire/kg combustible"}$$

$$Mm_{\text{combustible}} = (1 * ((y_C * 12) + (y_H * 2) + (y_O * 32) + (y_N * 28) + (y_S * 32) + (y_{\text{humedad}} * 18)))$$

"Balance real



"Exceso de aire supuesto" $E_a=1,5$

"Aire real" $a_r=E_a*a_t$

"Balance de Oxigeno" $(2*X)+Y+(2*W)+(A*2)=(2*y_O)+y_{humedad}+(a_r*2)$

"Balance de Nitrogeno" $2*Z=y_N+(a_r*2*3,76)$

"Relacion Aire-Combustible"

$AC_r=((a_r*4,76)*28,84)/Mm_{combustible}$ "kg aire/kg combustible"

"Masa del aire"

$m_{aire_caliente}=AC_r*m_{biomasa}$ "kg aire/h"

"Temperatura de llama adiabatica"

$H=Entalpia\ de\ formacion\ (h_f) + Entalpia\ (h) - Entalpia\ Estandar\ (^h@25^{\circ}C)$

"Reactivos - Puesto que los reactivos estan en el estado de referencia estandar"

"Entalpia de formacion (h_f)"

$h_{f_C}=0$ "kJ/kmol"

$h_{f_H2}=0$

$h_{f_O2}=0$

$h_{f_N2}=0$

$h_{f_S}=278805$

$h_{f_H2O}=-285830$

$h_{f_CO2}=-393520$

$h_{f_SO2}=-296900$

$H_{reactivos}=$

$y_C*(h_{f_C})+y_H*(h_{f_H2})+y_O*(h_{f_O2})+y_N*(h_{f_N2})+y_S*(h_{f_S})+y_{humedad}*(h_{f_H2O})+(a_t*1,5*enthalpy(O2;T=T_{aire})+3,76*a_t*1,5*enthalpy(N2;T=T_{aire}))$ "kJ/kmol de combustible"

$T_{aire}=100$

"Productos"

"Entalpia de estandar (h_est) - 25 °C"

h_est_O2= 8682 "kJ/kmol"

h_est_N2=8669

h_est_H2O= 9904

h_est_CO2= 9364

h_est_SO2=enthalpy(SO2;T=25)

H_productos= (X*enthalpy(CO2;T=T_gases)*44) + (Y*enthalpy(H2O;T=T_gases)*18) +
(A*enthalpy(O2;T=T_gases)*32) + (W*enthalpy(SO2;T=T_gases)*64)+
(Z*enthalpy(N2;T=T_gases)*28)

"Temperatura de llama adiabatica"

H_reactivos=H_Productos

{T_gases=1666}

h_CO2=enthalpy(CO2;T=T_gases)

h_H2O=enthalpy(H2O;T=T_gases)

h_O2=enthalpy(O2;T=T_gases)

h_SO2=enthalpy(SO2;T=T_gases)

h_N2=enthalpy(N2;T=T_gases)

"Balance de masas"

m_biomasa+m_aire_caliente=m_gases+m_cenizas

"Balance de energia"

{{(m_gases*h_gases)+(m_cenizas*h_cenizas)}=((m_biomasa*(-
H_reactivos)))+(m_aire_caliente*h_aire_caliente))}}

h_cenizas=CP_cenizas*T_gases

CP_cenizas=0,956

h_0_cenizas=CP_cenizas*273,15

delta_s_cenizas=CP_cenizas*LN((T_gases+273,15)/T)

e_cenizas=(h_cenizas-h_0_cenizas)-T*(delta_s_cenizas)

"Irreversibilidades"

$$I_{\text{CamaraCombustion}} = ((m_{\text{biomasa}} * e_{\text{biomasa}}) + (m_{\text{aire_caliente}} * e_{\text{aire_caliente}})) - ((m_{\text{gases}} * e_{\text{gases}}) + (m_{\text{cenizas}} * e_{\text{cenizas}}))$$

"EFICIENCIA EN LA CALDERA"

"Calor liberado en el proceso"

$$Q_{\text{caldera}} = m_{\text{vapor}} * (h_{\text{vapor1}} - h_{\text{agua1}})$$

$$\eta_{\text{caldera2}} = (Q_{\text{HogarCalderin}} + Q_{\text{Sobrecalentador}} + Q_{\text{Economizador}} + Q_{\text{CalentadorAire}}) / Q_{\text{fuel}}$$

$$Q_{\text{HogarCalderin}} = m_{\text{vapor}} * (h_{\text{vapor}} - h_{\text{agua2}})$$

$$Q_{\text{Sobrecalentador}} = m_{\text{vapor}} * (h_{\text{vapor1}} - h_{\text{vapor}})$$

$$Q_{\text{Economizador}} = m_{\text{vapor}} * (h_{\text{agua2}} - h_{\text{agua1}})$$

$$Q_{\text{CalentadorAire}} = m_{\text{aire_amb}} * (h_{\text{aire_caliente}} - h_{\text{aire_amb}})$$

"Calor liberado en el combustible"

$$Q_{\text{fuel}} = m_{\text{biomasa}} * PC_{\text{biomasa}}$$

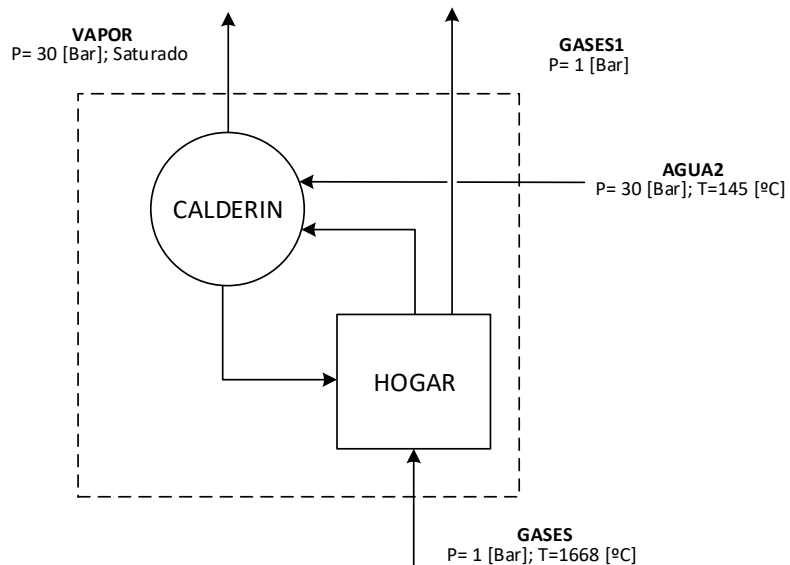
14.2 ANEXO 3 – BALANCE TERMODINÁMICO DEL SISTEMA DE GENERACION DE VAPOR

Hipótesis generales

- La masa de agua que sale del desaireador y pasa por el economizador y el volumen de control Hogar-Calderin será igual a la masa de vapor que genera la caldera, es decir, 14426 [kg/h].
- Se establece que el desaireador tiene como entrada una parte de agua a condiciones ambiente y otra de vapor a condiciones de 3 [Bar] y 150 [°C] (vapor que sale del distribuidor de vapor).

Hogar-Calderin

Ilustración 30 Interacciones en el volumen de control Hogar-Calderin



Fuente: Autor

"HOGAR - CALDERIN"

"Balance de masas"

$m_{\text{gases}}=m_{\text{gases1}}$

$m_{\text{agua2}}=m_{\text{vapor}}$

$m_{\text{vapor}}=14426 \text{ ó } 17311 \text{ "kg/h"}$

"Balance de energia"

$((m_{\text{vapor}}*h_{\text{vapor}})+(m_{\text{gases1}}*h_{\text{gases1}}))=((m_{\text{gases}}*(h_{\text{gases}}))+(m_{\text{agua2}}*h_{\text{agua2}}))$

$Mm_{\text{productos}}=((X*44) + (Y*18) + (A*32) + (W*64)+ (Z*28))/(X+Y+Z+A+W)$

"Cp de los gases- kJ/kg*K"

$CP_{\text{gases_mol}}=((X*Cp(\text{CO}_2;T=T_{\text{gases}})*44) + (Y*Cp(\text{H}_2\text{O};T=T_{\text{gases}})*18) +$

$(A*Cp(\text{O}_2;T=T_{\text{gases}})*32) + (W*Cp(\text{SO}_2;T=T_{\text{gases}})*64)+$

$(Z*Cp(\text{N}_2;T=T_{\text{gases}})*28))/(X+Y+Z+A+W)$

$CP_{\text{gases}}=CP_{\text{gases_mol}}/Mm_{\text{productos}}$

$h_{\text{gases}}=CP_{\text{gases}}*(T_{\text{gases}}+273,15)$

"Estado Gases"

$\text{delta_s_gases}=CP_{\text{gases}}*\text{LN}((T_{\text{gases}}+273,15)/T)$

$e_{\text{gases}}=(h_{\text{gases}}-h_{0_{\text{gases}}})-T*(\text{delta_s_gases})$

"Estado Agua 1 "

$T_{\text{agua2}}=145 \text{ "°C"}$

$P_{\text{agua2}}= 3000 \text{ "kPa"}$

$h_{\text{agua2}}=\text{Enthalpy}(\text{Water};T=T_{\text{agua2}};P=P_{\text{agua2}})$

$s_{\text{agua2}}=\text{Entropy}(\text{Water};T=T_{\text{agua2}};P=P_{\text{agua2}})$

$e_{\text{agua2}}=(h_{\text{agua2}}-h_{0_{\text{agua2}}})-T*(s_{\text{agua2}}-s_{0_{\text{agua2}}})$

"Estado Vapor Saturado"

$P_{\text{vapor}}= 3000 \text{ "kPa"}$

$T_{\text{vapor}}=235,708 \text{ "°C"}$

$h_{\text{vapor}}=\text{Enthalpy}(\text{Water};x=1;P=P_{\text{vapor}})$

$s_{\text{vapor}} = \text{Entropy}(\text{Water}; x=1; P=P_{\text{vapor}})$
 $e_{\text{vapor}} = (h_{\text{vapor}} - h_0) - T^*(s_{\text{vapor}} - s_0)$

"Estado Gases1"

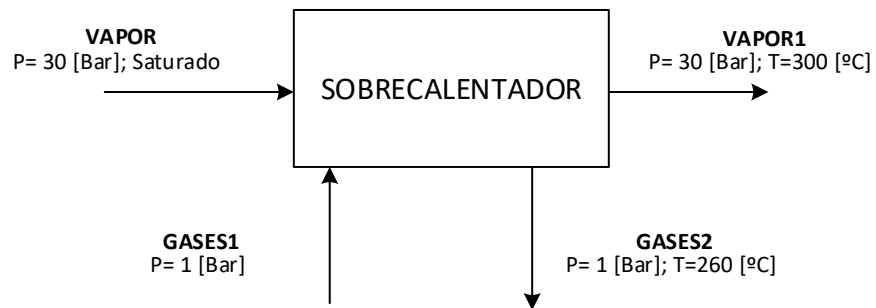
$h_{\text{gases1}} = CP_{\text{gases}}*(T_{\text{gases1}} + 273,15)$
 $\Delta s_{\text{gases1}} = CP_{\text{gases}}*\ln((T_{\text{gases1}} + 273,15)/T)$
 $e_{\text{gases1}} = (h_{\text{gases1}} - h_0_{\text{gases}}) - T^*(\Delta s_{\text{gases1}})$

"Balance de Irreversibilidades"

$I_{\text{HogarCalderin}} = ((m_{\text{agua2}}*e_{\text{agua2}}) + (m_{\text{gases}}*e_{\text{gases}})) -$
 $((m_{\text{gases1}}*e_{\text{gases1}}) + (m_{\text{vapor}}*e_{\text{vapor}}))$

Sobrecalentador

Ilustración 31 interacciones en el sobrecalentador



Fuente: Autor

"SOBRECALENTADOR"

"Balance de masas"

$m_{\text{vapor1}} = m_{\text{vapor}}$
 $m_{\text{gases2}} = m_{\text{gases1}}$

"Balance de energia"

$\{((m_{\text{gases2}}*h_{\text{gases2}}) + (m_{\text{vapor1}}*h_{\text{vapor1}})) = ((m_{\text{vapor}}*h_{\text{vapor}}) + (m_{\text{gases1}}*h_{\text{gases1}}))\}$

"Estado Vapo 1"

T_vapor1=300 "°C"

P_vapor1=3000 "kPa"

h_vapor1=Enthalpy(Water;T=T_vapor1;P=P_vapor1)

s_vapor1=Entropy(Water;T=T_vapor1;P=P_vapor1)

e_vapor1=(h_vapor1-h_0)-T*(s_vapor1-s_0)

"Estado Gases 2"

T_gases2=260 "°C"

P_gases2=3000 "kPa"

h_gases2=CP_gases*(T_gases2+273,15)

delta_s_gases2=CP_gases*LN((T_gases2+273,15)/T)

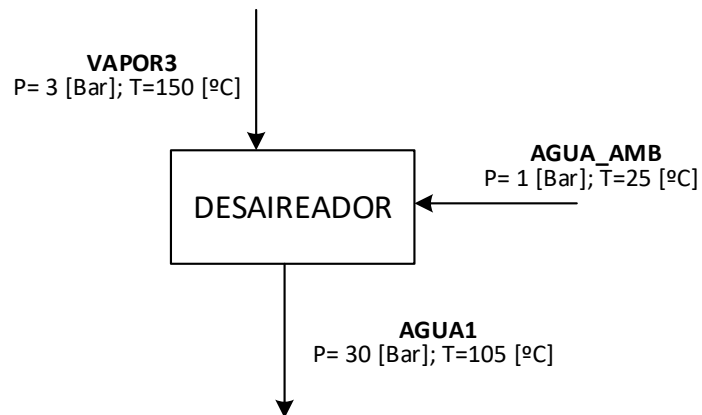
e_gases2=(h_gases2-h_0_gases)-T*(delta_s_gases2)

"Balance de Irreversibilidades"

I_Sobrecalentador=((m_vapor1*e_vapor1)+(m_gases1*e_gases1))-
((m_gases2*e_gases2)+(m_vapor1*e_vapor1))

Desaireador

Ilustración 32 Interacciones en el desaireador



Fuente: Autor

"DESAIREADOR"

"Balance de masas"

$$m_{\text{agua_amb}}+m_{\text{vapor3}}=m_{\text{agua1}}$$

"Balance de energia"

$$((m_{\text{agua1}}*h_{\text{agua1}}))=((m_{\text{vapor3}}*h_{\text{vapor3}})+(m_{\text{agua_amb}}*h_{\text{agua_amb}}))$$

"Estado Agua Ambiente"

$$T_{\text{agua_amb}}=25 \text{ "°C"}$$

$$P_{\text{agua_amb}}=100 \text{ "kPa"}$$

$$h_{\text{agua_amb}}=\text{Enthalpy}(\text{Water};T=T_{\text{agua_amb}};P=P_{\text{agua_amb}})$$

$$s_{\text{agua_amb}}=\text{Entropy}(\text{Water};T=T_{\text{agua_amb}};P=P_{\text{agua_amb}})$$

$$e_{\text{agua_amb}}=(h_{\text{agua_amb}}-h_0)-T*(s_{\text{agua_amb}}-s_0)$$

"Estado Vapor del distribuidor"

$$T_{\text{vapor3}}=150 \text{ "°C"}$$

$$P_{\text{vapor3}}=300 \text{ "kPa"}$$

$$h_{\text{vapor3}}=\text{Enthalpy}(\text{Water};T=T_{\text{vapor3}};P=P_{\text{vapor3}})$$

$$s_{\text{vapor3}}=\text{Entropy}(\text{Water};T=T_{\text{vapor3}};P=P_{\text{vapor3}})$$

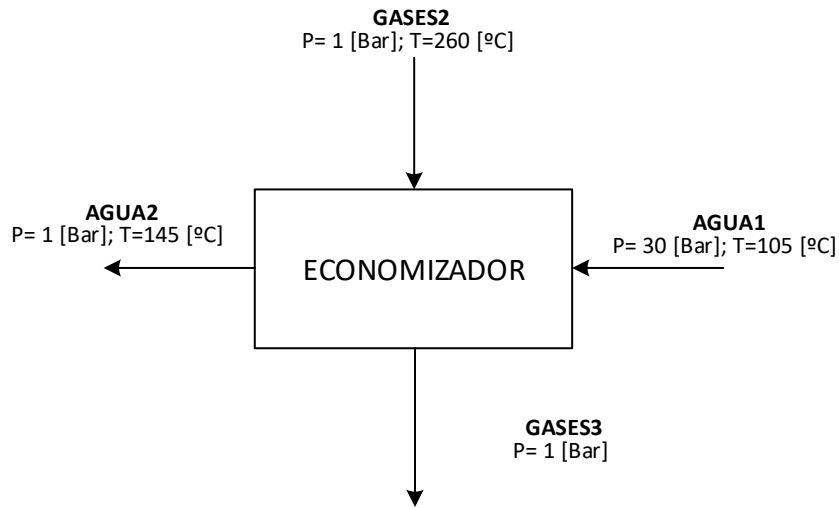
$$e_{\text{vapor3}}=(h_{\text{vapor3}}-h_0)-T*(s_{\text{vapor3}}-s_0)$$

"Balance de Irreversibilidades"

$$I_{\text{Desaireador}}=((m_{\text{vapor3}}*e_{\text{vapor3}})+(m_{\text{agua_amb}}*e_{\text{agua_amb}}))-(m_{\text{agua1}}*e_{\text{agua1}})$$

Economizador

Ilustración 33 Interacciones en el economizador



Fuente: Autor

"ECONOMIZADOR"

"Balance de masas"

$$m_{\text{agua1}} = m_{\text{agua2}}$$

$$m_{\text{gases2}} = m_{\text{gases3}}$$

"Balance de energia"

$$((m_{\text{agua2}} * h_{\text{agua2}}) + (m_{\text{gases3}} * h_{\text{gases3}})) = ((m_{\text{gases2}} * h_{\text{gases2}}) + (m_{\text{agua1}} * h_{\text{agua1}}))$$

"Estado Agua 2"

$$T_{\text{agua1}} = 105 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$P_{\text{agua1}} = 3000 \text{ kPa}$$

$$h_{\text{agua1}} = \text{Enthalpy}(\text{Water}; T = T_{\text{agua1}}; P = P_{\text{agua1}})$$

$$s_{\text{agua1}} = \text{Entropy}(\text{Water}; T = T_{\text{agua1}}; P = P_{\text{agua1}})$$

$$e_{\text{agua1}} = (h_{\text{agua1}} - h_0) - T * (s_{\text{agua1}} - s_0)$$

"Estado Gases3"

$$h_{\text{gases3}} = CP_{\text{gases}} * (T_{\text{gases3}} + 273,15)$$

$$\text{delta}_s_{\text{gases3}} = CP_{\text{gases}} * \text{LN}((T_{\text{gases3}} + 273,15) / T)$$

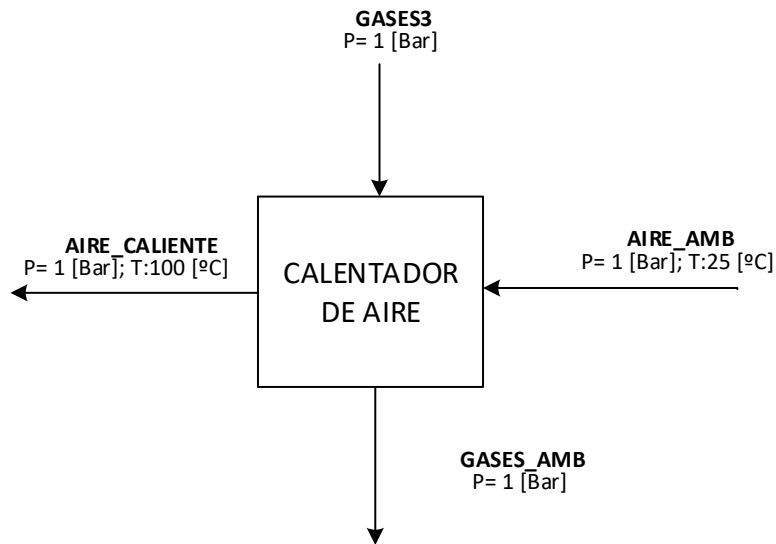
$$e_{\text{gases3}} = (h_{\text{gases3}} - h_0_{\text{gases}}) - T * (\text{delta}_s_{\text{gases3}})$$

"Balance de Irreversibilidades"

$$I_{\text{Economizador}} = ((m_{\text{gases2}} * e_{\text{gases2}}) + (m_{\text{agua1}} * e_{\text{agua1}})) - ((m_{\text{agua2}} * e_{\text{agua2}}) + (m_{\text{gases3}} * e_{\text{gases3}}))$$

Calentador de aire

Ilustración 34 Interacciones en el calentador de aire



Fuente: Autor

"CALENTADOR DE AIRE"

"Balance de masas"

$$m_{\text{gases4}} = m_{\text{gases3}}$$

$$m_{\text{aire_caliente}} = m_{\text{aire_amb}}$$

"Balance de energía"

$$((m_{\text{aire_caliente}} * h_{\text{aire_caliente}}) + (m_{\text{gases4}} * h_{\text{gases_amb}})) - ((m_{\text{gases3}} * h_{\text{gases3}}) + (m_{\text{aire_amb}} * h_{\text{aire_amb}})) = 0$$

"Estado Aire Ambiente"

$$T_{\text{aire_amb}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$P_{\text{aire_amb}} = 100 \text{ kPa}$$

$h_{\text{aire_amb}} = \text{Enthalpy}(\text{Air}; T = T_{\text{aire_amb}})$
 $s_{\text{aire_amb}} = \text{Entropy}(\text{Air}; T = T_{\text{aire_amb}}; P = P_{\text{aire_amb}})$
 $e_{\text{aire_amb}} = (h_{\text{aire_amb}} - h_{0_{\text{aire}}}) - T * (s_{\text{aire_amb}} - s_{0_{\text{aire}}})$

"Estado Aire Ambiente"

$T_{\text{aire_caliente}} = 100 \text{ } ^\circ\text{C}$
 $P_{\text{aire_caliente}} = 100 \text{ kPa}$
 $h_{\text{aire_caliente}} = \text{Enthalpy}(\text{Air}; T = T_{\text{aire_caliente}})$
 $s_{\text{aire_caliente}} = \text{Entropy}(\text{Air}; T = T_{\text{aire_caliente}}; P = P_{\text{aire_caliente}})$
 $e_{\text{aire_caliente}} = (h_{\text{aire_caliente}} - h_{0_{\text{aire}}}) - T * (s_{\text{aire_caliente}} - s_{0_{\text{aire}}})$

"Estado Gases Ambiente"

$h_{\text{gases_amb}} = C_P_{\text{gases}} * (T_{\text{gases4}} + 273,15)$
 $\Delta s_{\text{gases_amb}} = C_P_{\text{gases}} * \ln((T_{\text{gases4}} + 273,15) / T)$
 $e_{\text{gases_amb}} = (h_{\text{gases_amb}} - h_{0_{\text{gases}}}) - T * (\Delta s_{\text{gases_amb}})$

"Balance de Irreversibilidades"

$I_{\text{CalentadorAire}} = ((m_{\text{gases3}} * e_{\text{gases3}}) + (m_{\text{aire_amb}} * e_{\text{aire_amb}})) -$
 $((m_{\text{aire_caliente}} * e_{\text{aire_caliente}}) + (m_{\text{gases4}} * e_{\text{gases_amb}}))$

14.3 ANEXO 4 – BALANCE TERMODINÁMICO DEL SISTEMA DE EXTRACCIÓN DE ACEITE DE PALMA

NOMENCLATURA

<i>AS:</i>	Relación Agua-Sólido
<i>Vent:</i>	Vapor que entra al esterilizador
<i>Vsal:</i>	Vapor que sale del esterilizador
<i>Csal:</i>	Condensado que sale del esterilizador
<i>RFFent:</i>	Racimo de fruto fresco que entra al esterilizador
<i>FEent:</i>	Fruto esterilizado que sale del esterilizador
<i>FSsal:</i>	Fruto suelto que sale del desfrutador
<i>RVsal</i>	Raquis vacío que sale del desfrutador
<i>RPsal:</i>	Raquis prensado que sale de la prensa de raquis
<i>Rent:</i>	Aceite recuperado de la prensa de raquis
<i>Tsal:</i>	Torta que sale de prensas
<i>LPsal:</i>	Licor de prensa que sale de las prensas
<i>m₃:</i>	Agua que sale de prensas
<i>TAC:</i>	Agua que sale del tanque de agua caliente
<i>VD:</i>	Vapor que sale del distribuidor
<i>TACsal_AD:</i>	Agua que entra al tanque de disolución
<i>ATRent:</i>	Agua que entra al tanque de recuperados
<i>ADent:</i>	Agua de dilución que sale del tanque de agua caliente
<i>TCent:</i>	Aceite que sale del Tamiz circular
<i>LPCsal:</i>	Lodo pre-clarificado que sale del pre-clarificador
<i>APCsal:</i>	Aceite pre-clarificado que entra a tanque de aceite recuperado
<i>TRent:</i>	Aceite que sale del tanque de recuperados
<i>ACsal:</i>	Aceite Clarificado entra a tanque de aceite recuperado
<i>LCsal:</i>	Lodo Clarificador entra al tanque pulmón de aguas lodosas
<i>TRAent:</i>	Aceite en el tanque de aceite recuperado

<i>ARTent:</i>	Aceite recuperado del tricanter
<i>TARsal:</i>	Aceite que entra al volumen de control Secador-Sedimentador
<i>ASEsal:</i>	Agua que sale del volumen de control Secador-Sedimentador
<i>AAsal:</i>	Aceite que sale del volumen de control Secador-Sedimentador
<i>ERLent:</i>	Lodos que salen desde tanque de lodos Sección 1
<i>MTsal:</i>	Masa que sale del tricanter
<i>ETsal:</i>	Efluente que sale del tricanter
<i>CTLSent:</i>	Lodos que salen desde tanque de lodos Sección 2
<i>RCsal:</i>	Aceite recuperado que sale de la centrifugadora
<i>ECsal:</i>	Efluente que sale de la centrifugadora
<i>RFsal:</i>	Aceite recuperado de florentinos
<i>POMEsal:</i>	Efluente que sale de florentinos

SUBINDICE

<i>Aceite:</i>	Parte de aceite en la corriente
<i>Agua:</i>	Parte agua en la corriente
<i>Solido:</i>	Parte de sólidos en la corriente

Condiciones ambientales de referencia

"Estado - Condiciones ambiente"

$P_{\text{humedad}} = 0,85$ "Porcentaje"

$T = 298,15$

$P = 1$

"Estado - Agua condiciones ambiente"

$h_{0_agua} = \text{enthalpy}(\text{Water}; T=T; P=P)$

$s_{0_agua} = \text{entropy}(\text{Water}; T=T; P=P)$

"Estado - Aceite condiciones ambiente"

$CP_{\text{aceite}} = 1,955$

$h_{0_aceite} = CP_{\text{aceite}} * (T)$

"Estado - Residuos Solidos condiciones ambiente "

CP_solido=1,983

$h_{0_solido}=CP_solido*(T)$

"Estado - Porcentajes de compocision"

Aceite=0,235

Agua=0,58

Solido=0,185

"Relacion Agua y Solido "

$AS=Solido/Agua$

Esterilización

"Estado - Vapor de distribuidor"

$m_Vent= 6600 \text{ "kg/h"}$

$T_Vent= 423,15 \text{ "150°C"}$

$P_Vent= 3 \text{ "Bar"}$

$h_Vent=enthalpy(Water;T=T_Vent;P=P_Vent)$

$s_Vent=entropy(Water;T=T_Vent;P=P_Vent)$

$e_Vent=(h_Vent-h_{0_agua})-T*(s_Vent-s_{0_agua})$

"Estado - Vapor a la atmosfera"

$m_Vsal= 2700 \text{ "kg/h"}$

$T_Vsal= 373 \text{ "25°C"}$

$P_Vsal= 1 \text{ "Bar"}$

$h_Vsal=enthalpy(Water;T=T_Vsal;P=P_Vsal)$

$s_Vsal=entropy(Water;T=T_Vsal;P=P_Vsal)$

$e_Vsal=(h_Vsal-h_{0_agua})-T*(s_Vsal-s_{0_agua})$

"Estado - Condensado entra a florentinos"

$m_Csal= 6900 \text{ "kg/h"}$

$P_Csal= 1 \text{ "Bar"}$

$T_Csal= 373 \text{ "70°C"}$

$h_{Csal} = \text{enthalpy}(\text{Water}; T=T_{Csal}; x=0)$
 $s_{Csal} = \text{entropy}(\text{Water}; T=T_{Csal}; x=0)$
 $e_{Csal} = (h_{Csal} - h_{0_agua}) - T*(s_{Csal} - s_{0_agua})$

"Estado - Racimo de Fruto Fresco"

$m_{RFFent} = 30000 \text{ "kg/h"}$
 $T_{RFFent} = 298,15 \text{ "25°C"}$
 $P_{RFFent} = 1 \text{ "Bar"}$

"Composicion"

$m_{RFFent_agua} = m_{RFFent} * 0,58 \text{ "kg/h"}$
 $m_{RFFent_aceite} = m_{RFFent} * 0,235 \text{ "kg/h"}$
 $m_{RFFent_solido} = m_{RFFent} * 0,185 \text{ "kg/h"}$

$h_{RFFent_aceite} = CP_{aceite} * (T_{RFFent})$
 $\Delta s_{aceite_RFFent} = CP_{aceite} * \ln(T_{RFFent}/T)$
 $e_{RFFent_aceite} = (h_{RFFent_aceite} - h_{0_aceite}) - T*(\Delta s_{aceite_RFFent})$

$h_{RFFent_agua} = \text{enthalpy}(\text{Water}; T=T_{RFFent}; P=298,15)$
 $s_{RFFent_agua} = \text{entropy}(\text{Water}; T=T_{RFFent}; P=298,15)$
 $e_{RFFent_agua} = (h_{RFFent_agua} - h_{0_agua}) - T*(s_{RFFent_agua} - s_{0_agua})$

$h_{RFFent_solido} = CP_{solido} * (T_{RFFent})$
 $\Delta s_{solido_RFFent} = CP_{solido} * \ln(T_{RFFent}/T)$
 $e_{RFFent_solido} = (h_{RFFent_solido} - h_{0_solido}) - T*(\Delta s_{solido_RFFent})$

"Estado - Fruto esterilizado entra a desfrutado"

$m_{FEent} = 27000 \text{ "kg/h"}$
 $T_{FEent} = 373,15 \text{ "100°C"}$
 $P_{FEent} = 1 \text{ "Bar"}$

"Composición"

$m_{FEent_aceite} = 6980,46$
 $m_{FEent_AyS} = m_{FEent} - m_{FEent_aceite}$
 $m_{FEent_AyS} = 1,319 * m_{FEent_agua}$

$$m_{FEent_solido}=m_{FEent_agua}*AS$$

$$h_{FEent_aceite}=CP_aceite*(T_{FEent})$$

$$\Delta s_{aceite_FEent}=CP_aceite*\ln(T_{FEent}/T)$$

$$e_{FEent_aceite}=(h_{FEent_aceite}-h_{0_aceite})-T*(\Delta s_{aceite_FEent})$$

$$h_{FEent_agua}=\text{enthalpy}(\text{Water};T=T_{FEent};x=0)$$

$$s_{FEent_agua}=\text{entropy}(\text{Water};T=T_{FEent};x=0)$$

$$e_{FEent_agua}=(h_{FEent_agua}-h_{0_agua})-T*(s_{FEent_agua}-s_{0_agua})$$

$$h_{FEent_solido}=CP_solido*(T_{FEent})$$

$$\Delta s_{solido_FEent}=CP_solido*\ln(T_{FEent}/T)$$

$$e_{FEent_solido}=(h_{FEent_solido}-h_{0_solido})-T*(\Delta s_{solido_FEent})$$

"Balance de energia"

$$Q_{Esterilizador}=H_{sal_est}-H_{ent_est}$$

$$H_{ent_est}=\left(\left(m_{RFFent_aceite}*h_{RFFent_aceite}\right)+\left(m_{RFFent_agua}*h_{RFFent_agua}\right)+\left(m_{RFFent_solido}*h_{RFFent_solido}\right)\right)+\left(m_{Vent}*h_{Vent}\right)$$

$$H_{sal_est}=\left(\left(m_{Vsal}*h_{Vsal}\right)+\left(m_{Csal}*h_{Csal}\right)\right)+\left(\left(m_{FEent_aceite}*h_{FEent_aceite}\right)+\left(m_{FEent_agua}*h_{FEent_agua}\right)+\left(m_{FEent_solido}*h_{FEent_solido}\right)\right)$$

"Irreversibilidades"

$$I_{Esterilizador}=\left(\left(m_{Vent}*e_{Vent}\right)+\left(m_{RFFent_aceite}*e_{RFFent_aceite}\right)+\left(m_{RFFent_agua}*e_{RFFent_agua}\right)+\left(m_{RFFent_solido}*e_{RFFent_solido}\right)\right)-\left(\left(m_{Vsal}*e_{Vsal}\right)+\left(m_{Csal}*e_{Csal}\right)+\left(m_{FEent_aceite}*e_{FEent_aceite}\right)+\left(m_{FEent_agua}*e_{FEent_agua}\right)+\left(m_{FEent_solido}*e_{FEent_solido}\right)\right)-\left(Q_{Esterilizador}*1-\left(T_{FEent}/T\right)\right)$$

Desfrutado

"Estado - Fruto suelto entra a prensas"

$$m_{FSsal}= 19950 \text{ "kg/h"}$$

$$T_{FSsal}= 363,15 \text{ "90 °C"}$$

$$P_{FSsal}= 1 \text{ "Bar"}$$

"Composición"

$$m_{FSsal_aceite}=6767,55 \text{ "kg/h"}$$

$$m_{FSsal_AyS}= m_{FSsal} - m_{FSsal_aceite}$$

$$m_{\text{FSsal_AyS}} = 1,319 * m_{\text{FSsal_agua}}$$

$$m_{\text{FSsal_solido}} = m_{\text{FSsal_agua}} * AS$$

$$h_{\text{FSsal_aceite}} = CP_{\text{aceite}} * (T_{\text{FSsal}})$$

$$\Delta s_{\text{aceite_FS}} = CP_{\text{aceite}} * \ln(T_{\text{FSsal}}/T)$$

$$e_{\text{FSsal_aceite}} = (h_{\text{FSsal_aceite}} - h_{0_aceite}) - T * (\Delta s_{\text{aceite_FS}})$$

$$h_{\text{FSsal_agua}} = \text{enthalpy}(\text{Water}; T=T_{\text{FSsal}}; P=P_{\text{FSsal}})$$

$$s_{\text{FSsal_agua}} = \text{entropy}(\text{Water}; T=T_{\text{FSsal}}; P=P_{\text{FSsal}})$$

$$e_{\text{FSsal_agua}} = (h_{\text{FSsal_agua}} - h_{0_agua}) - T * (s_{\text{FSsal_agua}} - s_{0_agua})$$

$$h_{\text{FSsal_solido}} = CP_{\text{solido}} * (T_{\text{FSsal}})$$

$$\Delta s_{\text{solido_FS}} = CP_{\text{solido}} * \ln(T_{\text{FSsal}}/T)$$

$$e_{\text{FSsal_solido}} = (h_{\text{FSsal_solido}} - h_{0_solido}) - T * (\Delta s_{\text{solido_FS}})$$

"Estado - Raquis vacio que entra a prensas de raquis"

$$m_{\text{RVsal}} = 7050 \text{ "kg/h"}$$

$$T_{\text{RVsal}} = 363,15 \text{ "90 °C"}$$

$$P_{\text{RVsal}} = 1$$

"Composición"

$$m_{\text{RVsal_aceite}} = 212,96 \text{ "kg/h"}$$

$$m_{\text{RVsal_AyS}} = m_{\text{RVsal}} - m_{\text{RVsal_aceite}}$$

$$m_{\text{RVsal_AyS}} = 1,319 * m_{\text{RVsal_agua}}$$

$$m_{\text{RVsal_solido}} = m_{\text{RVsal_agua}} * AS$$

$$h_{\text{RVsal_aceite}} = CP_{\text{aceite}} * (T_{\text{RVsal}})$$

$$\Delta s_{\text{aceite_RV}} = CP_{\text{aceite}} * \ln(T_{\text{RVsal}}/T)$$

$$e_{\text{RVsal_aceite}} = (h_{\text{RVsal_aceite}} - h_{0_aceite}) - T * (\Delta s_{\text{aceite_RV}})$$

$$h_{\text{RVsal_agua}} = \text{enthalpy}(\text{Water}; T=T_{\text{RVsal}}; P=P_{\text{RVsal}})$$

$$s_{\text{RVsal_agua}} = \text{entropy}(\text{Water}; T=T_{\text{RVsal}}; P=P_{\text{RVsal}})$$

$$e_{\text{RVsal_agua}} = (h_{\text{RVsal_agua}} - h_{0_agua}) - T * (s_{\text{RVsal_agua}} - s_{0_agua})$$

$$h_{\text{RVsal_solido}} = CP_{\text{solido}} * (T_{\text{RVsal}})$$

$$\Delta s_{\text{solido_RV}} = CP_{\text{solido}} * \ln(T_{\text{RVsal}}/T)$$

$$e_{RVsal_solido}=(h_{RVsal_solido}-h_{0_solido})-T*(\delta_{s_solido_RV})$$

"Balance de energía"

$$Q_{Desfrutador}= H_{sal_des}-H_{ent_des}$$

$$H_{sal_des}=\left(\left(m_{RVsal_aceite}*h_{RVsal_aceite}\right)+\left(m_{RVsal_agua}*h_{RVsal_agua}\right)+\left(m_{RVsal_solido}*h_{RVsal_solido}\right)\right)+\left(\left(m_{FSsal_aceite}*h_{FSsal_aceite}\right)+\left(m_{FSsal_agua}*h_{FSsal_agua}\right)+\left(m_{FSsal_solido}*h_{FSsal_solido}\right)\right)$$

$$H_{ent_des}=\left(\left(m_{FEent_aceite}*h_{FEent_aceite}\right)+\left(m_{FEent_agua}*h_{FEent_agua}\right)+\left(m_{FEent_solido}*h_{FEent_solido}\right)\right)$$

$$"W_{Desfrutador}="$$

"Irreversibilidad"

$$I_{Desfrutador}= E_{ent_des}-E_{sal_des}$$

$$E_{sal_des}=\left(\left(m_{RVsal_aceite}*e_{RVsal_aceite}\right)+\left(m_{RVsal_agua}*e_{RVsal_agua}\right)+\left(m_{RVsal_solido}*e_{RVsal_solido}\right)\right)+\left(\left(m_{FSsal_aceite}*e_{FSsal_aceite}\right)+\left(m_{FSsal_agua}*e_{FSsal_agua}\right)+\left(m_{FSsal_solido}*e_{FSsal_solido}\right)\right)-\left(Q_{Desfrutador}*1-\left(T_{FSsal}/T\right)\right)$$

$$E_{ent_des}=\left(\left(m_{FEent_aceite}*e_{FEent_aceite}\right)+\left(m_{FEent_agua}*e_{FEent_agua}\right)+\left(m_{FEent_solido}*e_{FEent_solido}\right)\right)$$

Prensa Raquis

"Estado - Raquis prensado"

$$m_{RPsal}=4935 \text{ "kg/h"}$$

$$T_{RPsal}=353,15 \text{ "80 °C"}$$

$$P_{RPsal}=1$$

"Composición"

$$m_{RPsal_aceite}=67,87 \text{ "kg/h"}$$

$$m_{RPsal_AyS}=m_{RPsal}-m_{RPsal_aceite}$$

$$m_{RPsal_AyS}= 1,319*m_{RPsal_agua}$$

$$m_{RPsal_solido}=m_{RPsal_agua}*AS$$

$$h_{RPsal_aceite}=CP_{aceite}*(T_{RPsal})$$

$$\delta_{s_aceite_RP}=CP_{aceite}*\ln(T_{RPsal}/T)$$

$$e_{RPsal_aceite}=(h_{RPsal_aceite}-h_{0_aceite})-T*(\delta_{s_aceite_RP})$$

$h_{RPsal_agua} = \text{enthalpy}(\text{Water}; T=T_{RPsal}; P=P_{RPsal})$
 $s_{RPsal_agua} = \text{entropy}(\text{Water}; T=T_{RPsal}; P=P_{RPsal})$
 $e_{RPsal_agua} = (h_{RPsal_agua} - h_{0_agua}) - T \cdot (s_{RPsal_agua} - s_{0_agua})$

$h_{RPsal_solido} = CP_{solido} \cdot (T_{RPsal})$
 $\Delta s_{solido_RP} = CP_{solido} \cdot \ln(T_{RPsal}/T)$
 $e_{RPsal_solido} = (h_{RPsal_solido} - h_{0_solido}) - T \cdot (\Delta s_{solido_RP})$

"Estado - Aceite recuperado"

$m_{Rent} = 2115 \text{ "kg/h"}$
 $T_{Rent} = 353,15 \text{ "80 °C"}$
 $P_{Rent} = 1$

"Composición"

$m_{Rent_aceite} = 145,04 \text{ "kg/h"}$
 $m_{Rent_AyS} = m_{Rent} - m_{Rent_aceite}$
 $m_{Rent_AyS} = 1,319 \cdot m_{Rent_agua}$
 $m_{Rent_solido} = m_{Rent_agua} \cdot AS$

$h_{Rent_aceite} = CP_{aceite} \cdot (T_{Rent})$
 $\Delta s_{aceite_Rent} = CP_{aceite} \cdot \ln(T_{Rent}/T)$
 $e_{Rent_aceite} = (h_{Rent_aceite} - h_{0_aceite}) - T \cdot (\Delta s_{aceite_Rent})$

$h_{Rent_agua} = \text{enthalpy}(\text{Water}; T=T_{Rent}; P=P_{Rent})$
 $s_{Rent_agua} = \text{entropy}(\text{Water}; T=T_{Rent}; P=P_{Rent})$
 $e_{Rent_agua} = (h_{Rent_agua} - h_{0_agua}) - T \cdot (s_{Rent_agua} - s_{0_agua})$

$h_{Rent_solido} = CP_{solido} \cdot (T_{Rent})$
 $\Delta s_{solido_Rent} = CP_{solido} \cdot \ln(T_{Rent}/T)$
 $e_{Rent_solido} = (h_{Rent_solido} - h_{0_solido}) - T \cdot (\Delta s_{solido_Rent})$

"Balance de energia"

$Q_{PrensaRaquis} = H_{sal_raq} - H_{ent_raq}$

$H_{ent_raq} = ((m_{RVsal_aceite} \cdot h_{RVsal_aceite}) + (m_{RVsal_agua} \cdot h_{RVsal_agua}) + (m_{RVsal_solido} \cdot h_{RVsal_solido}))$

$$H_{sal_raq} = (((m_{RPsal_aceite} \cdot h_{RPsal_aceite}) + (m_{RPsal_agua} \cdot h_{RPsal_agua}) + (m_{RPsal_solido} \cdot h_{RPsal_solido})) + ((m_{Rent_aceite} \cdot h_{Rent_aceite}) + (m_{Rent_agua} \cdot h_{Rent_agua}) + (m_{Rent_solido} \cdot h_{Rent_solido})))$$

"Irreversibilidad"

$$I_{PrensaRaquis} = E_{ent_raq} - E_{sal_raq}$$

$$E_{ent_raq} = ((m_{RVsal_aceite} \cdot e_{RVsal_aceite}) + (m_{RVsal_agua} \cdot e_{RVsal_agua}) + (m_{RVsal_solido} \cdot e_{RVsal_solido}))$$

$$E_{sal_raq} = (((m_{RPsal_aceite} \cdot e_{RPsal_aceite}) + (m_{RPsal_agua} \cdot e_{RPsal_agua}) + (m_{RPsal_solido} \cdot e_{RPsal_solido})) + ((m_{Rent_aceite} \cdot e_{Rent_aceite}) + (m_{Rent_agua} \cdot e_{Rent_agua}) + (m_{Rent_solido} \cdot e_{Rent_solido}))) - (Q_{PrensaRaquis} \cdot (1 - (T_{RPsal}/T)))$$

Prensas

$$P_{prensas} = 60 - 70 \text{ Bar}$$

"Estado - Torta"

$$m_{Tsal} = 6224,4 \text{ "kg/h"}$$

$$T_{Tsal} = 353,15 \text{ "80°C"}$$

$$P_{Tsal} = 1$$

"Composición"

$$m_{Tsal_aceite} = 150 \text{ "kg/h"}$$

$$m_{Tsal_AyS} = m_{Tsal} - m_{Tsal_aceite}$$

$$m_{Tsal_AyS} = 1,319 \cdot m_{Tsal_agua}$$

$$m_{Tsal_solido} = m_{Tsal_agua} \cdot AS$$

$$h_{Tsal_aceite} = CP_{aceite} \cdot (T_{Tsal})$$

$$\Delta s_{aceite_Tsal} = CP_{aceite} \cdot \ln(T_{Tsal}/T)$$

$$e_{Tsal_aceite} = (h_{Tsal_aceite} - h_{0_aceite}) - T \cdot (\Delta s_{aceite_Tsal})$$

$$h_{Tsal_agua} = \text{enthalpy}(\text{Water}; T=T_{Tsal}; P=P_{Tsal})$$

$$s_{Tsal_agua} = \text{entropy}(\text{Water}; T=T_{Tsal}; P=P_{Tsal})$$

$$e_{Tsal_agua} = (h_{Tsal_agua} - h_{0_agua}) - T \cdot (s_{Tsal_agua} - s_{0_agua})$$

$$h_{Tsal_solido} = CP_{solido} \cdot (T_{Tsal})$$

$$\Delta s_{\text{solido_Tsal}} = CP_{\text{solido}} \ln(T_{\text{Tsal}}/T)$$

$$e_{\text{Tsal_solido}} = (h_{\text{Tsal_solido}} - h_{0_solido}) - T^*(\Delta s_{\text{solido_Tsal}})$$

"Estado - Licor de prensa entra a tanque de dilucion"

$$m_{\text{LPsal}} = 9336,6 \text{ "kg/h"}$$

$$T_{\text{LPsal}} = 353,15 \text{ "80°C"}$$

$$P_{\text{LPsal}} = 1$$

"Composición"

$$m_{\text{LPsal_aceite}} = 6617,55 \text{ "kg/h"}$$

$$m_{\text{LPsal_AyS}} = m_{\text{LPsal}} - m_{\text{LPsal_aceite}}$$

$$m_{\text{LPsal_AyS}} = 1,319 * m_{\text{LPsal_agua}}$$

$$m_{\text{LPsal_solido}} = m_{\text{LPsal_agua}} * AS$$

$$h_{\text{LPsal_aceite}} = CP_{\text{aceite}} * (T_{\text{LPsal}})$$

$$\Delta s_{\text{aceite_LPsal}} = CP_{\text{aceite}} \ln(T_{\text{LPsal}}/T)$$

$$e_{\text{LPsal_aceite}} = (h_{\text{LPsal_aceite}} - h_{0_aceite}) - T^*(\Delta s_{\text{aceite_LPsal}})$$

$$h_{\text{LPsal_agua}} = \text{enthalpy}(\text{Water}; T=T_{\text{LPsal}}; P=P_{\text{LPsal}})$$

$$s_{\text{LPsal_agua}} = \text{entropy}(\text{Water}; T=T_{\text{LPsal}}; P=P_{\text{LPsal}})$$

$$e_{\text{LPsal_agua}} = (h_{\text{LPsal_agua}} - h_{0_agua}) - T^*(s_{\text{LPsal_agua}} - s_{0_agua})$$

$$h_{\text{LPsal_solido}} = CP_{\text{solido}} * (T_{\text{LPsal}})$$

$$\Delta s_{\text{solido_LPsal}} = CP_{\text{solido}} \ln(T_{\text{LPsal}}/T)$$

$$e_{\text{LPsal_solido}} = (h_{\text{LPsal_solido}} - h_{0_solido}) - T^*(\Delta s_{\text{solido_LPsal}})$$

"SOBRA - Agua"

$$m_{\text{FSsal}} = m_{\text{Tsal}} + m_{\text{LPsal}} + m_{\text{3}}$$

$$T_{\text{3}} = 353,15 \text{ "80°C"}$$

$$h_{\text{3}} = \text{enthalpy}(\text{Water}; T=T_{\text{3}}; P=1)$$

$$s_{\text{3}} = \text{entropy}(\text{Water}; T=T_{\text{3}}; P=1)$$

$$e_{\text{3}} = (h_{\text{3}} - h_{0_agua}) - T^*(s_{\text{3}} - s_{0_agua})$$

"BALANCE DE ENERGIA"

$$Q_{\text{Prensas}} = H_{\text{sal_pre}} - H_{\text{ent_pre}}$$

$H_{ent_pre} = ((m_{FSsal_aceite} * h_{FSsal_aceite}) + (m_{FSsal_agua} * h_{FSsal_agua}) + (m_{FSsal_solido} * h_{FSsal_solido}))$

$H_{sal_pre} = (((m_{LPsal_aceite} * h_{LPsal_aceite}) + (m_{LPsal_agua} * h_{LPsal_agua}) + (m_{LPsal_solido} * h_{LPsal_solido})) + ((m_{Tsal_aceite} * h_{Tsal_aceite}) + (m_{Tsal_agua} * h_{Tsal_agua}) + (m_{Tsal_solido} * h_{Tsal_solido})) + (m_3 * h_3))$

"IRREVERSIBILIDAD"

$I_{Prensas} = E_{ent_pre} - E_{sal_pre}$

$E_{ent_pre} = ((m_{FSsal_aceite} * e_{FSsal_aceite}) + (m_{FSsal_agua} * e_{FSsal_agua}) + (m_{FSsal_solido} * e_{FSsal_solido}))$

$E_{sal_pre} = (((m_{LPsal_aceite} * e_{LPsal_aceite}) + (m_{LPsal_agua} * e_{LPsal_agua}) + (m_{LPsal_solido} * e_{LPsal_solido})) + ((m_{Tsal_aceite} * e_{Tsal_aceite}) + (m_{Tsal_agua} * e_{Tsal_agua}) + (m_{Tsal_solido} * e_{Tsal_solido})) + (m_3 * e_3)) - (Q_{Prensas} * (1 - (T_{LPsal}/T)))$

Tanque de Agua Caliente

"Estado - Agua en condiciones atmosfericas"

"m_TAC"

T_TAC= 298,15 "25°C"

P_TAC=1

$h_{TAC} = \text{enthalpy}(\text{Water}; T=T_{TAC}; P=P_{TAC})$

$s_{TAC} = \text{entropy}(\text{Water}; T=T_{TAC}; P=P_{TAC})$

$e_{TAC} = (h_{TAC} - h_{0_agua}) - T * (s_{TAC} - s_{0_agua})$

"Estado - Vapor de que entra del distribuidor"

m_VD= 3108

T_VD= 423,15 "150°C"

P_VD=3 "Bar"

$h_{VD} = \text{enthalpy}(\text{Water}; T=T_{VD}; P=P_{VD})$

$s_{VD} = \text{entropy}(\text{Water}; T=T_{VD}; P=P_{VD})$

$e_{VD} = (h_{VD} - h_{0_agua}) - T * (s_{VD} - s_{0_agua})$

"Estado - Agua caliente que sale a tanque de dilucion"

m_TACsal_AD=951

T_TACsal=358,15 "95°C"

P_TACsal=1

$h_{TACsal} = \text{enthalpy}(\text{Water}; T=T_{TACsal}; P=P_{TACsal})$

$s_{TACsal} = \text{entropy}(\text{Water}; T=T_{TACsal}; P=P_{TACsal})$

$e_{TACsal_agua} = (h_{TACsal} - h_{0_agua}) - T * (s_{TACsal} - s_{0_agua})$

"Estado - Agua caliente para tanque de recuperados"

m_ATRent=8427 "kg/h"
T_ATRent=358,15 "95°C"
P_ATRent=1

h_ATRent_agua=enthalpy(Water;T=T_ATRent;P=P_ATRent)
s_ATRent_agua=entropy(Water;T=T_ATRent;P=P_ATRent)
e_ATRent_agua=(h_ATRent_agua-h_0_agua)-T*(s_ATRent_agua-s_0_agua)

"Balance de masa"

m_TAC+m_VD=m_TACsal_AD+m_ATRent

"Balance de energia"

Q_TanqueAguaCaliente=H_sal_TAC-H_ent_TAC

H_sal_TAC=(m_ATRent*h_ATRent_agua)+(m_TACsal_AD*h_TACsal)
H_ent_TAC=(m_VD*h_VD)+(m_TAC*h_TAC)

"Irreversibilidades"

I_TanqueAguaCaliente=E_ent_TAC-E_sal_TAC

E_ent_TAC=(m_VD*h_VD)+(m_TAC*e_TAC)
E_sal_TAC=((m_TACsal_AD*e_TACsal_agua)+(m_ATRent*e_ATRent_agua))-
(Q_TanqueAguaCaliente*(1-(T_ATRent/T)))

Tanque de dilución y tamiz circular

"Estado - Agua de dilucion"

m_ADent= m_TACsal_AD+m_3 "kg/h"
T_ADent= 368,15 "95°C"
P_ADent=1

h_ADent=enthalpy(Water;T=T_ADent;P=P_ADent)
s_ADent=entropy(Water;T=T_ADent;P=P_ADent)
e_ADent_agua=(h_ADent-h_0_agua)-T*(s_ADent-s_0_agua)

"Estado - Salida del tamiz circular"

m_TCent=m_ADent+m_LPsal+m_Rent "kg/h"
T_TCent=358,15 "85°C"
P_TCent=1

"Composición"

m_TCent_aceite=m_Rent_aceite+m_LPsal_aceite "kg/h"
m_TCent_agua=8895

$$m_TCent_solido=1134$$

$$h_TCent_aceite=CP_aceite*(T_TCent)$$

$$\Delta s_aceite_TCent=CP_aceite*\ln(T_TCent/T)$$

$$e_TCent_aceite=(h_TCent_aceite-h_0_aceite)-T*(\Delta s_aceite_TCent)$$

$$h_TCent_agua=enthalpy(Water;T=T_TCent;P=P_TCent)$$

$$s_TCent_agua=entropy(Water;T=T_TCent;P=P_TCent)$$

$$e_TCent_agua=(h_TCent_agua-h_0_agua)-T*(s_TCent_agua-s_0_agua)$$

$$h_TCent_solido=CP_solido*(T_TCent)$$

$$\Delta s_solido_TCent=CP_solido*\ln(T_TCent/T)$$

$$e_TCent_solido=(h_TCent_solido-h_0_solido)-T*(\Delta s_solido_TCent)$$

"Balance de energia"

$$Q_TamizCircular=H_sal_TC-H_ent_TC$$

$$H_ent_TC=$$

$$(((m_Rent_aceite*h_Rent_aceite)+(m_Rent_agua*h_Rent_agua)+(m_Rent_solido*h_Rent_solido)) \\ +(m_ADent*h_ADent)+((m_LPsal_aceite*h_LPsal_aceite)+(m_LPsal_agua*h_LPsal_agua)+(m_LP \\ sal_solido*h_LPsal_solido))))$$

$$H_sal_TC=$$

$$((m_TCent_aceite*h_TCent_aceite)+(m_TCent_agua*h_TCent_agua)+(m_TCent_solido*h_TCent_ \\ solido))$$

"Irreversibilidad"

$$I_TamizCircular=E_ent_TC - E_sal_TC$$

$$E_ent_TC=(((m_Rent_aceite*e_Rent_aceite)+(m_Rent_agua*e_Rent_agua)+(m_Rent_solido*e_R \\ ent_solido))+(m_ADent*e_ADent_agua)+((m_LPsal_aceite*e_LPsal_aceite)+(m_LPsal_agua*e_LP \\ sal_agua)+(m_LPsal_solido*e_LPsal_solido)))$$

$$E_sal_TC=((m_TCent_aceite*e_TCent_aceite)+(m_TCent_agua*e_TCent_agua)+(m_TCent_solido \\ *e_TCent_solido)) - (Q_TamizCircular*(1-(T_TCent/T)))$$

Pre-clarificador

"Estado - Lodo Pre-Clarificador entra al clarificador"

$$m_LPCsal=11720 \text{ "kg/h"}$$

T_LPCsal=358 "85°C"

P_LPCsal= 1

"Composición"

m_LPCsal_aceite=1691 "kg/h"

m_LPCsal_agua=m_LPCsal-m_LPCsal_aceite-m_LPCsal_solido

m_LPCsal_solido=1133,9

h_LPCsal_aceite=CP_aceite*(T_LPCsal)

delta_s_aceite_LPCsal=CP_aceite*ln(T_LPCsal/T)

e_LPCsal_aceite=(h_LPCsal_aceite-h_0_aceite)-T*(delta_s_aceite_LPCsal)

h_LPCsal_agua=enthalpy(Water;T=T_LPCsal;P=P_LPCsal)

s_LPCsal_agua=entropy(Water;T=T_LPCsal;P=P_LPCsal)

e_LPCsal_agua=(h_LPCsal_agua-h_0_agua)-T*(s_LPCsal_agua-s_0_agua)

h_LPCsal_solido=CP_solido*(T_LPCsal)

delta_s_solido_LPCsal=CP_solido*ln(T_LPCsal/T)

e_LPCsal_solido=(h_LPCsal_solido-h_0_solido)-T*(delta_s_solido_LPCsal)

"Estado - Aceite Pre-Clarificado entra a tanque de aceite recuperado"

m_APCsal=5072 "kg/h"

T_APCsal=358 "85°C"

P_APCsal=1

"Composición"

h_APCsal_aceite= CP_aceite*(T_APCsal)

delta_s_aceite_APCsal=CP_aceite*ln(T_APCsal/T)

e_APCsal_aceite=(h_APCsal_aceite-h_0_aceite)-T*(delta_s_aceite_APCsal)

"Balance de energia"

Q_Preclarificador= H_sal_precla-H_ent_precla

H_ent_precla=

((m_TCent_aceite*h_TCent_aceite)+(m_TCent_agua*h_TCent_agua)+(m_TCent_solido*h_TCent_solido))

H_sal_precla=
(((m_LPCsal_aceite*h_LPCsal_aceite)+(m_LPCsal_agua*h_LPCsal_agua)+(m_LPCsal_solido*h_L
PCsal_solido)))+(m_APCsal*h_APCsal_aceite))

"Irreversibilidad"

I_Preclarificador=E_ent_precla-E_sal_precla

E_ent_precla=((m_TCent_aceite*e_TCent_aceite)+(m_TCent_agua*e_TCent_agua)+(m_TCent_so
lido*e_TCent_solido))

E_sal_precla=(((m_LPCsal_aceite*e_LPCsal_aceite)+(m_LPCsal_agua*e_LPCsal_agua)+(m_LPC
sal_solido*e_LPCsal_solido)))+(m_APCsal*e_APCsal_aceite))- (Q_Preclarificador*(1-
(T_APCsal/T)))

Clarificador

"Estado - Tanque de Recuperados - Aceite"

m_TRent=10600 "kg/h"

T_TRent=363,15 "90°C"

P_TRent=1

"Composicion"

m_TRent_aceite=m_TRent*Aceite

m_TRent_agua=m_TRent*Agua

h_TRent_aceite=CP_aceite*(T_TRent)

delta_s_aceite_TRent=CP_aceite*ln(T_TRent/T)

e_TRent_aceite=(h_TRent_aceite-h_0_aceite)-T*(delta_s_aceite_TRent)

h_TRent_agua=enthalpy(Water;T=T_TRent;P=P_TRent)

s_TRent_agua=entropy(Water;T=T_TRent;P=P_TRent)

e_TRent_agua=(h_TRent_agua-h_0_agua)-T*(s_TRent_agua-s_0_agua)

"Estado - Aceite Clarificado entra a tanque de aceite recuperado"

m_ACsal=1339 "kg/h"

T_ACsal= 363,15 "90°C"

P_ACsal=1

"Composición"

$$m_ACsal_aceite=m_ACsal-m_ACsal_agua$$

$$m_ACsal_agua=m_ACsal*0,145$$

$$h_ACsal_aceite=CP_aceite*(T_ACsal)$$

$$\Delta s_aceite_ACsal=CP_aceite*\ln(T_ACsal/T)$$

$$e_ACsal_aceite=(h_ACsal_aceite-h_0_aceite)-T*(\Delta s_aceite_ACsal)$$

$$h_ACsal_agua=enthalpy(Water;T=T_ACsal;P=P_ACsal)$$

$$s_ACsal_agua=entropy(Water;T=T_ACsal;P=P_ACsal)$$

$$e_ACsal_agua=(h_ACsal_agua-h_0_agua)-T*(s_ACsal_agua-s_0_agua)$$

"Estado - Lodo Clarificador entra al tanque pulmon de aguas lodosas"

$$m_LCsal=21090 \text{ "kg/h"}$$

$$T_LCsal=363,15 \text{ "90°C"}$$

$$P_LCsal=1$$

"Composición"

$$m_LCsal_agua=m_ACsal*0,891$$

$$m_LCsal_aceite=m_ACsal*0,08$$

$$m_LCsal_solido=m_ACsal*0,02$$

$$m_LCsal_arena=m_ACsal*0,01 \text{ "Despreciado"}$$

$$h_LCsal_aceite=CP_aceite*(T_LCsal)$$

$$\Delta s_aceite_LCsal=CP_aceite*\ln(T_LCsal/T)$$

$$e_LCsal_aceite=(h_LCsal_aceite-h_0_aceite)-T*(\Delta s_aceite_LCsal)$$

$$h_LCsal_agua=enthalpy(Water;T=T_LCsal;P=P_LCsal)$$

$$s_LCsal_agua=entropy(Water;T=T_LCsal;P=P_LCsal)$$

$$e_LCsal_agua=(h_LCsal_agua-h_0_agua)-T*(s_LCsal_agua-s_0_agua)$$

$$h_LCsal_solido=CP_solido*(T_LCsal)$$

$$\Delta s_solido_LCsal=CP_solido*\ln(T_LCsal/T)$$

$$e_LCsal_solido=(h_LCsal_solido-h_0_solido)-T*(\Delta s_solido_LCsal)$$

"Total"

$h_{LCsal} = h_{LCsal_aceite} + h_{LCsal_agua} + h_{LCsal_solido}$
 $s_{LCsal} = \Delta s_{aceite_LCsal} + s_{LCsal_agua} + \Delta s_{solido_LCsal}$
 $e_{LCsal} = e_{LCsal_aceite} + e_{LCsal_agua} + e_{LCsal_solido}$

"Balance de energía"

$Q_{Clarificador} = H_{sal_cla} - H_{ent_cla}$

$H_{ent_cla} = ((m_{LPCsal_aceite} \cdot h_{LPCsal_aceite}) + (m_{LPCsal_agua} \cdot h_{LPCsal_agua}) + (m_{LPCsal_solido} \cdot h_{LPCsal_solido})) + ((m_{TRent_aceite} \cdot h_{TRent_aceite}) + (m_{TRent_agua} \cdot h_{TRent_agua}))$

$H_{sal_cla} = ((m_{LCsal_aceite} \cdot h_{LCsal_aceite}) + (m_{LCsal_agua} \cdot h_{LCsal_agua}) + (m_{LCsal_solido} \cdot h_{LCsal_solido})) + ((m_{ACsal_aceite} \cdot h_{ACsal_aceite}) + (m_{ACsal_agua} \cdot h_{ACsal_agua}))$

"Irreversibilidad"

$I_{Clarificador} = E_{ent_cla} - E_{sal_cla}$

$E_{ent_cla} = ((m_{LPCsal_aceite} \cdot e_{LPCsal_aceite}) + (m_{LPCsal_agua} \cdot e_{LPCsal_agua}) + (m_{LPCsal_solido} \cdot e_{LPCsal_solido})) + ((m_{TRent_aceite} \cdot e_{TRent_aceite}) + (m_{TRent_agua} \cdot e_{TRent_agua}))$

$E_{sal_cla} =$

$((m_{LCsal_aceite} \cdot e_{LCsal_aceite}) + (m_{LCsal_agua} \cdot e_{LCsal_agua}) + (m_{LCsal_solido} \cdot e_{LCsal_solido})) + ((m_{ACsal_aceite} \cdot e_{ACsal_aceite}) + (m_{ACsal_agua} \cdot e_{ACsal_agua})) - (Q_{Clarificador} \cdot (1 - (T_{ACsal}/T)))$

Tanque de aceite recuperado

"Estado - Aceite que entra al secador-sedimentador"

$m_{TARsal} = m_{APCsal} + m_{ARTent} + m_{ACsal}$ "kg/h"

$T_{TARsal} = 359,5$ "85°C promedio entre tricanter-clarificado 90°C y pre-clarificado 85°C "

$P_{TARsal} = 1$

"Composición"

$m_{TARsal_aceite} = m_{TARsal} - m_{TARsal_agua}$

$m_{TARsal_agua} = m_{TARsal} \cdot 0,04$

$h_{TARsal_aceite} = CP_{aceite} \cdot (T_{TARsal})$

$\Delta s_{aceite_TARsal} = CP_{aceite} \cdot \ln(T_{TARsal}/T)$

$e_{TARsal_aceite} = (h_{TARsal_aceite} - h_{0_aceite}) - T \cdot (\Delta s_{aceite_TARsal})$

$h_{TARsal_agua} = \text{enthalpy}(\text{Water}; T = T_{TARsal}; P = P_{TARsal})$

$s_{TARsal_agua} = \text{entropy}(\text{Water}; T = T_{TARsal}; P = P_{TARsal})$

$$e_{\text{TARsal_agua}}=(h_{\text{TARsal_agua}}-h_{0_\text{agua}})-T*(s_{\text{TARsal_agua}}-s_{0_\text{agua}})$$

"Balance de energía"

$$Q_{\text{TanqueAceiteRecuperado}}= H_{\text{sal_TR}}-H_{\text{ent_TR}}$$

$$H_{\text{sal_TR}}=((m_{\text{TARsal_aceite}}*h_{\text{TARsal_aceite}})+(m_{\text{TARsal_agua}}*h_{\text{TARsal_agua}}))$$

$$H_{\text{ent_TR}}(((m_{\text{APCsal}}*h_{\text{APCsal_aceite}}))+((m_{\text{ACsal_aceite}}*h_{\text{ACsal_aceite}})+(m_{\text{ACsal_agua}}*h_{\text{ACsal_agua}}))+((m_{\text{ARTent_aceite}}*h_{\text{ARTent_aceite}})+(m_{\text{ARTent_agua}}*h_{\text{ARTent_agua}})))$$

"Irreversibilidad"

$$I_{\text{TanqueAceiteRecuperado}}= E_{\text{ent_TR}}-E_{\text{sal_TR}}$$

$$E_{\text{ent_TR}}(((m_{\text{APCsal}}*e_{\text{APCsal_aceite}}))+((m_{\text{ACsal}}*e_{\text{ACsal_aceite}})+(m_{\text{ACsal_agua}}*e_{\text{ACsal_agua}}))+((m_{\text{ARTent_aceite}}*e_{\text{ARTent_aceite}})+(m_{\text{ARTent_agua}}*e_{\text{ARTent_agua}})))$$

$$E_{\text{sal_TR}}((m_{\text{TARsal_aceite}}*e_{\text{TARsal_aceite}})+(m_{\text{TARsal_agua}}*e_{\text{TARsal_agua}}))- (Q_{\text{TanqueAceiteRecuperado}}*(1-(T_{\text{TARsal}}/T)))$$

Secador-Sedimentador

"T_secador= 70- 80 °C"

"P_secador= 27,5 pulgada columna de mercurio"

"Estado - Agua sale"

$$m_{\text{ASEsal}}= m_{\text{AAsal}}*0,04 \text{ "kg/h"}$$

$$T_{\text{ASEsal}}=345,25 \text{ "72,1°C"}$$

$$P_{\text{ASEsal}}=0,93 \text{ "Bar"}$$

$$h_{\text{ASEsal}}=\text{enthalpy}(\text{Water};T=T_{\text{ASEsal}};P=P_{\text{ASEsal}})$$

$$s_{\text{ASEsal}}=\text{entropy}(\text{Water};T=T_{\text{ASEsal}};P=P_{\text{ASEsal}})$$

$$e_{\text{ASEsal_agua}}=(h_{\text{ASEsal}}-h_{0_\text{agua}})-T*(s_{\text{ASEsal}}-s_{0_\text{agua}})$$

"Estado - Aceite entra a almacenamiento"

$$m_{\text{AAsal}}=m_{\text{APCsal}}+m_{\text{ACsal}}+m_{\text{ARTent}} \text{ "kg/h"}$$

$$T_{\text{AAsal}}= 345,25 \text{ "72,1°C"}$$

$$P_{\text{AAsal}}= 0,93 \text{ "Bar"}$$

$h_{AAsal_aceite} = CP_{aceite} * (T_{AAsal})$
 $\Delta s_{aceite_AAsal} = CP_{aceite} * \ln(T_{AAsal}/T)$
 $e_{AAsal_aceite} = (h_{AAsal_aceite} - h_{0_aceite}) - T * (\Delta s_{aceite_AAsal})$

"Balance de energía"

$Q_{SecadorSedimentador} = ((m_{AAsal} * h_{AAsal_aceite}) + (m_{ASEsal} * h_{ASEsal})) - ((m_{TARsal_aceite} * h_{TARsal_aceite}) + (m_{TARsal_agua} * h_{TARsal_agua}))$

"IRREVERSIBILIDAD"

$I_{SecadorSedimentador} = ((m_{TARsal_aceite} * h_{TARsal_aceite}) + (m_{TARsal_agua} * h_{TARsal_agua})) - ((m_{AAsal} * h_{AAsal_aceite}) + (m_{ASEsal} * h_{ASEsal})) - (Q_{SecadorSedimentador} * (1 - (T_{AAsal}/T)))$

Tricanter

"Estado - Entrada desde tanque de lodos seccion 1"

$m_{ERLent} = 11845,440 \text{ "kg/h"}$

$T_{ERLent} = 363,15 \text{ "90°C"}$

$P_{ERLent} = 1$

"Composición"

$m_{ERLent_aceite} = m_{ERLent} * 0,054$

$m_{ERLent_agua} = m_{ERLent} * 0,899$

$m_{ERLent_solido} = m_{ERLent} * 0,05$

$h_{ERLent_aceite} = CP_{aceite} * (T_{ERLent})$

$\Delta s_{aceite_ERLent} = CP_{aceite} * \ln(T_{ERLent}/T)$

$e_{ERLent_aceite} = (h_{ERLent_aceite} - h_{0_aceite}) - T * (\Delta s_{aceite_ERLent})$

$h_{ERLent_agua} = \text{enthalpy}(\text{Water}; T=T_{ERLent}; P=P_{ERLent})$

$s_{ERLent_agua} = \text{entropy}(\text{Water}; T=T_{ERLent}; P=P_{ERLent})$

$e_{ERLent_agua} = (h_{ERLent_agua} - h_{0_agua}) - T * (s_{ERLent_agua} - s_{0_agua})$

$h_{ERLent_solido} = CP_{solido} * (T_{ERLent})$

$\Delta s_{solido_ERLent} = CP_{solido} * \ln(T_{ERLent}/T)$

$e_{ERLent_solido} = (h_{ERLent_solido} - h_{0_solido}) - T * (\Delta s_{solido_ERLent})$

"Estado - Masa tricanter"

$m_{MTsal}=600$ "kg/h"

$T_{MTsal}=363,15$ "90°C"

$P_{MTsal}=1$

"Composición"

$m_{MTsal_aceite}=18$

$m_{MTsal_AyS}=m_{MTsal}-m_{MTsal_aceite}$

$m_{MTsal_AyS}= 1,319*m_{MTsal_agua}$

$m_{MTsal_solido}=m_{MTsal_agua}*AS$

$h_{MTsal_aceite}=CP_{aceite}*(T_{MTsal})$

$\Delta s_{aceite_MTsal}=CP_{aceite}*\ln(T_{MTsal}/T)$

$e_{MTsal_aceite}=(h_{MTsal_aceite}-h_{0_aceite})-T*(\Delta s_{aceite_MTsal})$

$h_{MTsal_agua}=\text{enthalpy}(\text{Water};T=T_{MTsal};P=P_{MTsal})$

$s_{MTsal_agua}=\text{entropy}(\text{Water};T=T_{MTsal};P=P_{MTsal})$

$e_{MTsal_agua}=(h_{MTsal_agua}-h_{0_agua})-T*(s_{MTsal_agua}-s_{0_agua})$

$h_{MTsal_solido}=CP_{solido}*(T_{MTsal})$

$\Delta s_{solido_MTsal}=CP_{solido}*\ln(T_{MTsal}/T)$

$e_{MTsal_solido}=(h_{MTsal_solido}-h_{0_solido})-T*(\Delta s_{solido_MTsal})$

"Estado - Efluente tricanter"

$m_{ETsal}=10660,746$ "kg/h"

$T_{ETsal}= 363,15$ "90°C"

$P_{ETsal}=1$

"Composicion"

$m_{ETsal_aceite}=54$

$m_{ETsal_agua}=m_{ETsal}-m_{ETsal_aceite}$

$h_{ETsal_aceite}=CP_{aceite}*(T_{ETsal})$

$\Delta s_{aceite_ETsal}=CP_{aceite}*\ln(T_{ETsal}/T)$

$e_{ETsal_aceite}=(h_{ETsal_aceite}-h_{0_aceite})-T*(\Delta s_{aceite_ETsal})$

$h_{ETsal_agua} = \text{enthalpy}(\text{Water}; T=T_{ETsal}; P=P_{ETsal})$
 $s_{ETsal_agua} = \text{entropy}(\text{Water}; T=T_{ETsal}; P=P_{ETsal})$
 $e_{ETsal_agua} = (h_{ETsal_agua} - h_{0_agua}) - T^*(s_{ETsal_agua} - s_{0_agua})$

"Estado - Aceite recuperado de tricanter"

$m_{ARTent} = 585 \text{ "kg/h"}$
 $T_{ARTent} = 363,15 \text{ "90°C"}$
 $P_{ARTent} = 1$

"Composición"

$m_{ARTent_aceite} = m_{ARTent} - m_{ARTent_agua}$
 $m_{ARTent_agua} = m_{ARTent} * 0,145$

$h_{ARTent_aceite} = CP_{aceite} * (T_{ARTent})$
 $\Delta s_{aceite_ARTent} = CP_{aceite} * \ln(T_{ARTent}/T)$
 $e_{ARTent_aceite} = (h_{ARTent_aceite} - h_{0_aceite}) - T^*(\Delta s_{aceite_ARTent})$

$h_{ARTent_agua} = \text{enthalpy}(\text{Water}; T=T_{ARTent}; P=P_{ARTent})$
 $s_{ARTent_agua} = \text{entropy}(\text{Water}; T=T_{ARTent}; P=P_{ARTent})$
 $e_{ARTent_agua} = (h_{ARTent_agua} - h_{0_agua}) - T^*(s_{ARTent_agua} - s_{0_agua})$

"BALANCE DE ENERGIA"

$Q_{Tricanter} = H_{sal_tri} - H_{ent_tri}$
 $H_{ent_tri} = ((m_{ERLent_aceite} * h_{ERLent_aceite}) + (m_{ERLent_agua} * h_{ERLent_agua}) + (m_{ERLent_solido} * h_{ERLent_solido}))$
 $H_{sal_tri} = ((m_{ARTent} * h_{ARTent_aceite}) + ((m_{MTsal_aceite} * h_{MTsal_aceite}) + (m_{MTsal_agua} * h_{MTsal_agua}) + (m_{MTsal_solido} * h_{MTsal_solido})) + ((m_{ETsal_aceite} * h_{ETsal_aceite}) + (m_{ETsal_agua} * h_{ETsal_agua})))$

"IRREVERSIBILIDAD"

$I_{Tricanter} = E_{ent_tri} - E_{sal_tri}$
 $E_{ent_tri} = ((m_{ERLent_aceite} * e_{ERLent_aceite}) + (m_{ERLent_agua} * e_{ERLent_agua}) + (m_{ERLent_solido} * e_{ERLent_solido}))$

$E_{sal_tri} = ((m_{ARTent} * e_{ARTent_aceite}) + ((m_{MTsal_aceite} * e_{MTsal_aceite}) + (m_{MTsal_agua} * e_{MTsal_agua}) + (m_{MTsal_solido} * e_{MTsal_solido})) + ((m_{ETsal_aceite} * e_{ETsal_aceite}) + (m_{ETsal_agua} * e_{ETsal_agua})) - (Q_{Tricanter} * (1 - (T_{ARTent}/T)))$

Centrifugadora

"Estado - Entra centrifugados desde tanque de lodos seccion 2"

$m_{CTLSent} = 9244$ "kg/h"

$T_{CTLSent} = 363,15$ "90°C"

$P_{CTLSent} = 1$

"Composición"

$m_{CTLSent_agua} = m_{CTLSent} * 0,88$

$m_{CTLSent_aceite} = m_{CTLSent} * 0,12$

$h_{CTLSent_aceite} = CP_{aceite} * (T_{CTLSent})$

$\Delta s_{aceite_CTLSent} = CP_{aceite} * \ln(T_{CTLSent}/T)$

$e_{CTLSent_aceite} = (h_{CTLSent_aceite} - h_{0_aceite}) - T * (\Delta s_{aceite_CTLSent})$

$h_{CTLSent_agua} = \text{enthalpy}(\text{Water}; T=T_{CTLSent}; P=P_{CTLSent})$

$s_{CTLSent_agua} = \text{entropy}(\text{Water}; T=T_{CTLSent}; P=P_{CTLSent})$

$e_{CTLSent_agua} = (h_{CTLSent_agua} - h_{0_agua}) - T * (s_{CTLSent_agua} - s_{0_agua})$

"Estado - Aceite de centrifugadora a tanque de recuperados"

$m_{RCsal} = 1109$ "kg/h"

$T_{RCsal} = 363,15$ "90°C"

$P_{RCsal} = 1$

$h_{RCsal_aceite} = CP_{aceite} * (T_{RCsal})$

$\Delta s_{aceite_RCsal} = CP_{aceite} * \ln(T_{RCsal}/T)$

$e_{RCsal_aceite} = (h_{RCsal_aceite} - h_{0_aceite}) - T * (\Delta s_{aceite_RCsal})$

"Estado - Efluentes de centrifugadora"

$m_{ECsal} = 8135$ "kg/h"

$T_{ECsal} = 363,15$ "90°C"

$P_{ECsal} = 1$

$h_{ECsal} = \text{enthalpy}(\text{Water}; T=T_{ECsal}; P=P_{ECsal})$

$s_{ECsal} = \text{entropy}(\text{Water}; T=T_{ECsal}; P=P_{ECsal})$
 $e_{ECsal_agua} = (h_{ECsal} - h_{0_agua}) - T*(s_{ECsal} - s_{0_agua})$

"Balance de energía"

$Q_{\text{Centrifugadora}} = H_{\text{sal_cen}} - H_{\text{ent_cen}}$
 $H_{\text{ent_cen}} = ((m_{\text{CTLSent_aceite}} * h_{\text{CTLSent_aceite}}) + (m_{\text{CTLSent_agua}} * h_{\text{CTLSent_agua}}))$
 $H_{\text{sal_cen}} = ((m_{\text{RCsal}} * h_{\text{RCsal_aceite}}) + (m_{\text{ECsal}} * h_{\text{ECsal}}))$

"Irreversibilidad"

$I_{\text{Centrifugadora}} = E_{\text{ent_cen}} - E_{\text{sal_cen}}$
 $E_{\text{ent_cen}} = ((m_{\text{CTLSent_aceite}} * e_{\text{CTLSent_aceite}}) + (m_{\text{CTLSent_agua}} * e_{\text{CTLSent_agua}}))$
 $E_{\text{sal_cen}} = ((m_{\text{RCsal}} * e_{\text{RCsal_aceite}}) + (m_{\text{ECsal}} * e_{\text{ECsal_agua}})) - (Q_{\text{Centrifugadora}} * (1 - (T_{\text{RCsal}}/T)))$

Florentinos

"Estado - Salida POME"

$m_{\text{POMEsal}} = m_{\text{ECsal}} + m_{\text{Csal}} + m_{\text{ETSsal}}$ "kg/h"
 $T_{\text{POMEsal}} = 333$ "60°C"
 $P_{\text{POMEsal}} = 1$

"Compopsición"

$m_{\text{POMEsal_aceite}} = 207,920792$
 $m_{\text{POMEsal_AyS}} = m_{\text{POMEsal}} - m_{\text{POMEsal_aceite}}$
 $m_{\text{POMEsal_AyS}} = 1,319 * m_{\text{POMEsal_agua}}$
 $m_{\text{POMEsal_solido}} = m_{\text{POMEsal_agua}} * AS$

$h_{\text{POMEsal_aceite}} = CP_{\text{aceite}} * (T_{\text{POMEsal}})$
 $\Delta s_{\text{aceite_POME}} = CP_{\text{aceite}} * \ln(T_{\text{POMEsal}}/T)$
 $e_{\text{POMEsal_aceite}} = (h_{\text{POMEsal_aceite}} - h_{0_aceite}) - T*(\Delta s_{\text{aceite_POME}})$

$h_{\text{POMEsal_agua}} = \text{enthalpy}(\text{Water}; T=T_{\text{POMEsal}}; P=P_{\text{POMEsal}})$
 $s_{\text{POMEsal_agua}} = \text{entropy}(\text{Water}; T=T_{\text{POMEsal}}; P=P_{\text{POMEsal}})$
 $e_{\text{POMEsal_agua}} = (h_{\text{POMEsal_agua}} - h_{0_agua}) - T*(s_{\text{POMEsal_agua}} - s_{0_agua})$

$h_{\text{POMEsal_solido}} = CP_{\text{solido}} * (T_{\text{POMEsal}})$

$$\text{delta_s_solido_POME}=\text{CP_solido}*\ln(\text{T_POMEsal}/\text{T})$$

$$\text{e_POMEsal_solido}=(\text{h_POMEsal_solido}-\text{h}_0\text{_aceite})-\text{T}*(\text{delta_s_solido_POME})$$

"Estado - Recuperados de florentinos a tanque de recuperacion"

$$\text{m_RFsal}=1064 \text{ "kg/h"}$$

$$\text{T_RFsal}=353,15 \text{ "80°C"}$$

$$\text{P_RFsal}=1$$

$$\text{h_RFsal_aceite}=\text{CP_aceite}*(\text{T_RFsal})$$

$$\text{delta_s_aceite_RFsal}=\text{CP_aceite}*\ln(\text{T_RFsal}/\text{T})$$

$$\text{e_RFsal_aceite}=(\text{h_RFsal_aceite}-\text{h}_0\text{_aceite})-\text{T}*(\text{delta_s_aceite_RFsal})$$

"BALANCE DE ENERGIA"

$$\begin{aligned} \text{Q_Florentinos} &= (((\text{m_POMEsal_aceite}*\text{h_POMEsal_aceite})+(\text{m_POMEsal_agua}*\text{h_POMEsal_agua}) \\ &+(\text{m_POMEsal_solido}*\text{h_POMEsal_solido}))+(\text{m_RFsal}*\text{h_RFsal_aceite}))- \\ &((\text{m_ECsal}*\text{h_ECsal})+(\text{m_ETsal_aceite}*\text{h_ETsal_aceite})+(\text{m_ETsal_agua}*\text{h_ETsal_agua}))+(\text{m_Csal} \\ &*\text{h_Csal})) \end{aligned}$$

"IRREVERSIBILIDAD"

$$\begin{aligned} \text{I_Florentinos} &= ((\text{m_ECsal}*\text{e_ECsal_agua})+(\text{m_ETsal_aceite}*\text{e_ETsal_aceite})+(\text{m_ETsal_agua}*\text{e_ETsal_agua})) \\ &+(\text{m_Csal}*\text{e_Csal}))- \\ &(((\text{m_POMEsal_aceite}*\text{e_POMEsal_aceite})+(\text{m_POMEsal_agua}*\text{e_POMEsal_agua})+(\text{m_POMEsal_solido} \\ &*\text{e_POMEsal_solido}))+(\text{m_RFsal}*\text{e_RFsal_aceite}))-(\text{Q_Florentinos}*(1-(\text{T_POMEsal}/\text{T}))) \end{aligned}$$

Tanque de recuperados

"BALANDE DE ENERGIA"

$$\text{Q_TanqueRecuperados}=\text{H_sal_recuperados}-\text{H_ent_recuperados}$$

$$\text{H_ent_recuperados}=(\text{m_RFsal}*\text{h_RFsal_aceite})+(\text{m_ATRent}*\text{h_ATRent_agua})+(\text{m_RCsal}*\text{h_RCsal_aceite})$$

$$\text{H_sal_recuperados}=(\text{m_TRent_aceite}*\text{h_TRent_aceite})+(\text{m_TRent_agua}*\text{h_TRent_agua})$$

"IRREVERSIBILIDAD"

$$\text{I_TanqueRecuperados}=\text{E_sal_recuperados}-\text{E_ent_recuperados}$$

$$\begin{aligned} \text{E_ent_recuperados} &= ((\text{m_TRent_aceite}*\text{e_TRent_aceite})+(\text{m_TRent_agua}*\text{e_TRent_agua}))- \\ &(\text{Q_TanqueRecuperados}*(1-(\text{T_TRent}/\text{T}))) \end{aligned}$$

$E_{sal_recuperados} = ((m_{RFsal} * e_{RFsal_aceite}) + (m_{ATRent} * e_{ATRent_agua}) + (m_{RCsal} * e_{RCsal_aceite}))$

ANEXO 5 - EXERGOECONOMÍA

"Caldera"

$(C_{\text{biomasa}}*(m_{\text{biomasa}}*e_{\text{biomasa}}))+(C_{\text{Agua}}*(m_{\text{agua1}}*e_{\text{agua1}}))+(C_{\text{aire}}*(m_{\text{aire_amb}}*e_{\text{aire_amb}}))+Z_{\text{dot_caldera}}=(C_{\text{vapor}}*(m_{\text{vapor1}}*e_{\text{vapor1}}))+(C_{\text{gases}}*(m_{\text{gases}}*e_{\text{gases}}))$

"Bioamasa"

Costo_b=25000/3000 "US\$/Ton] dato de la planta"

$C_{\text{biomasa}}=\text{Costo_b}/(1000*e_{\text{biomasa}})$ "Pesos/kg"

"Agua"

$\rho_{\text{agua}}=0.99713$

Costo=2380.9/3000 "US\$/m3 dato acueducto"

$C_{\text{agua}}=\text{Costo}/(\rho_{\text{agua}}*h_{\text{agua1}})$ " US\$/"

$C_{\text{aire}}=0$

$C_{\text{gases}}=0$

tiempo=16*365 "horas/año"

$i=0.12$

$nv=20$ "[años]Tiempo de vida - Dato articulo"

$F_{\text{OyM}}=1.05$ "dato articulo"

"factor de recuperacion" $Fa=i/(1-(1+i)^{-nv})$

$Z_{\text{dot_caldera}}=(C_{\text{caldera}}*Fa*F_{\text{OyM}})/(\text{tiempo})$ " [US\$/h] costo de la caldera cuando esta prendida"

$C_{\text{caldera}}=1126640$

"Turbina"

$(C_{\text{vapor}}*(m_{\text{vapor1}}*e_{\text{vapor1}}))+Z_{\text{dot_Turbina}}=(C_{\text{vapor_baja}}*(m_{\text{vapor1}}*e_{\text{vapor3}}))+C_{\text{energia}}*W_{\text{turbina}}$

$C_{\text{vapor_baja}}=C_{\text{energia}}$

$Z_{\text{dot_turbina}}=(C_{\text{turbina}}*Fa*F_{\text{OyM}})/(\text{tiempo})$ " [US\$/h] costo de la caldera cuando esta prendida"

$C_{\text{turbina}}=200000$

"Procesos"

$(C_{\text{vapor}}*(m_{\text{Vent}}*e_{\text{Vent}}))+(C_{\text{RFF}}*B_{\text{RFF}})+(C_{\text{agua}}*(m_{\text{TAC}}*e_{\text{TAC}}))+(C_{\text{vapor}}*(m_{\text{VD}}*e_{\text{VD}})))+Z_{\text{dot_Planta}}=(C_{\text{vapor}}*(m_{\text{Vsal}}*e_{\text{Vsal}}))+(C_{\text{aceite}}*(m_{\text{AAsal}}*e_{\text{AAsal_aceite}}))+(C_{\text{agua}}*(m_{\text{ASEsal}}*e_{\text{ASEsal_agua}}))+(C_{\text{POME}}*B_{\text{POME}})+(C_{\text{TORTA}}*B_{\text{TORTA}})+(C_{\text{RP}}*B_{\text{RP}})+(C_{\text{MT}}*B_{\text{MT}})-(C_{\text{CALOR}}*Q_{\text{proceso}}*(1-(T/T_{\text{proceso}})))$

$B_{\text{RFF}}=((m_{\text{RFFent_aceite}}*e_{\text{RFFent_aceite}})+(m_{\text{RFFent_agua}}*e_{\text{RFFent_agua}})+(m_{\text{RFFent_solido}}*e_{\text{RFFent_solido}}))$

$B_{\text{POME}}=((m_{\text{POMEsal_aceite}}*e_{\text{POMEsal_aceite}})+(m_{\text{POMEsal_agua}}*e_{\text{POMEsal_agua}})+(m_{\text{POMEsal_solido}}*e_{\text{POMEsal_solido}}))$

$B_{\text{TORTA}}=((m_{\text{Tsal_aceite}}*e_{\text{Tsal_aceite}})+(m_{\text{Tsal_agua}}*e_{\text{Tsal_agua}})+(m_{\text{Tsal_solido}}*e_{\text{Tsal_solido}}))$

$B_{RP} = ((m_{RPsal_aceite} * e_{RPsal_aceite}) + (m_{RPsal_agua} * e_{RPsal_agua}) + (m_{RPsal_solido} * e_{RPsal_solido}))$

$B_{MT} = ((m_{MTsal_aceite} * e_{MTsal_aceite}) + (m_{MTsal_agua} * e_{MTsal_agua}) + (m_{MTsal_solido} * e_{MTsal_solido}))$

"Costo del vapor"

{C_vapor= 0.0000743} " para el flujo masico de 17311"

C_vapor= 0.00007502 "para el flujo masico de 14426"

"Costo RFF"

C_RFFpesos=235671 " COP/Ton"

C_RFF1=C_RFFpesos/3000 " US\$/ton"

C_RFF2=C_RFF1/1000

C_RFF=C_RFF2/((0.58*e_RFFent_agua)) " US\$/kj"

"Agua"

rho_agua=0.99713

Costo=2380.9/3000 "US\$/m3 dato acueducto"

C_agua=Costo/(rho_agua*h_TAC) " US\$/kj"

"Costo de los subproductos"

C_sub=120/3000 "\$US/Ton"

C_subproducto=C_sub/1000 "\$US/kg"

$C_{POME} = C_{subproducto} / ((0.01 * e_{POMEsal_aceite}) + (0.75 * e_{POMEsal_agua}) + (0.24 * e_{POMEsal_solido}))$

$C_{MT} = C_{subproducto} / ((0.04 * e_{MTsal_aceite}) + (0.73 * e_{MTsal_agua}) + (0.23 * e_{MTsal_solido}))$

$C_{TORTA} = C_{subproducto} / ((0.03 * e_{Tsal_aceite}) + (0.74 * e_{Tsal_agua}) + (0.23 * e_{Tsal_solido}))$

$C_{RP} = C_{subproducto} / ((0.01 * e_{RPsal_aceite}) + (0.75 * e_{RPsal_agua}) + (0.24 * e_{RPsal_solido}))$

"Costos del aceite"

C_a=1243855/3000 "\$US/ton"

C_ac=C_a/1000 "\$US/kg"

C_aceite=C_ac/e_AAsal_aceite

T_proceso=77+273.15

Q_proceso=Q_Esterilizador+Q_Desfrutador+Q_PrensaRaquis+Q_Prensas+Q_TanqueAguaCaliente+Q_TamizCircular+Q_Preclarificador+Q_Clarificador+Q_TanqueAceiteRecuperado+Q_Secadodo rSedimentador+Q_Tricanter+Q_Centrifugadora+Q_Florentinos+Q_TanqueRecuperados

tiempo=16*365 "horas/año"

i=0.12

nv=20 "[años]Tiempo de vida - Dato articulo"

F_OyM=1.05"dato articulo"

"factor de recuperacion" $Fa = i / (1 - (1 + i)^{-nv})$

"Planta"

$Z_{dot_Planta} = (C_{inversion} * Fa * F_{OyM}) / (tiempo)$

" [US\$/h] costo de la caldera cuando esta prendida"

"Costo de inversion" C_inversion=10956708 " US\$"

14.4 ANEXO 6 – PROPIEDADES TERMODINÁMICAS DE LA PARAMETRIZACION 1

Propiedades termodinámicas de las corrientes del Sistema de generación de vapor para un flujo de vapor de 14426 [kg/h].

Estado	Fluido	\dot{m} [kg/h]	T [°C]	P [Bar]	h [$\frac{kJ}{kg}$]	s [$\frac{kJ}{kg * K}$]	e [$\frac{kJ}{kg}$]
1	Biomasa residual	4590	25	1	67901	-	19815
2	Aire	29497	100	1	374,1	5,925	8,142
3	Gases de combustión	33827	1668	1	2805	2,707	1603
4	Cenizas	260,6	1668	1	261,1	1,791	799,3
5	Gases de combustión	33827	1021	1	1870	2,121	843
6	Vapor	14426	235,708	30	2803	6,186	963,6
7	Agua	14426	145	30	612,4	1,788	83,8
8	Gases de combustión	33827	260	1	770,4	0,8398	125,3
9	Vapor	14426	300	30	2993	6,537	1048
10	Vapor	1833	150	30	2761	7,078	655,1
11	Vapor	1833	150	30	2761	7,078	655,1
12	Agua	12593	25	1	104,8	0,3669	0
13	Agua	14426	105	30	442,3	1,361	41,17
14	Gases de combustión	33827	209,8	1	697,9	0,6969	95,37
15	Aire	29497	25	1	298,6	5,699	0
16	Gases de combustión	33827	164,2	1	632	0,5537	72,21

Fuente: Autor

Propiedades termodinámicas de las corrientes del Sistema de extracción de aceite de palma para un flujo de vapor de 11541 [kg/h]

Etapas del proceso	Estado	Corriente	Origen	Destino	Propiedades termodinámicas					
					\dot{m} [kg/h]	T [°C]	P [Bar]	h [kJ/kg]	$\frac{s}{kg * K}$ [kJ/kg]	ε [kJ/kg]
Esterilización	6	RFF	Recepción	Esterilizador	3000	25	1	1306	0,3588	29,61
	5	Vapor	Distribuidor	Esterilizador	6600	150	3	2761	7,078	655,1
	8	RFE	Esterilizador	Desfrutado	27000	100	1	1889	2,191	65,87
	9	Vapor	Esterilizador	Atmosfera	2700	25	3	105	0,3669	0,2006
	7	Condensado	Esterilizador	Florentinos	6900	70	3	293,2	0,9548	13,12
Desfrutado	10	Raquis vacío	Desfrutado	Prensa de raquis	7050	90	1	1807	1,969	50,38
	11	Fruto Suelto	Desfrutado	Prensas	19950	90	1	1807	1,969	50,38
Prensa raquis	12	Raquis prensado	Prensa raquis	Atmosfera	4935	80	1	1726	1,742	36,75
	13	Recuperado	Prensa raquis	Tamiz circular	2115	80	1	1726	1,742	36,75
Prensas	14	Torta	Prensas	Atmosfera	6224,4	80	1	1726	1,742	36,75
	16	Licor de prensa	Prensas	Tanque de disolución	9336,6	80	1	1726	1,742	36,75
	15	Agua	Prensas	Tanque de disolución	4389	80	1	335	1,075	18,94
Taque de agua caliente	17	Agua	Acueducto	Tanque de agua caliente	3385	25	1	104,8	0,3669	0
	18	Vapor	Distribuidor de vapor	Tanque de agua caliente	5993	150	3	2761	7,078	655,1

	19	Agua	Tanque de agua caliente	Tanque de disolución	5340	95	1	355,9	1,134	22,33
	33	Agua	Tanque de agua caliente	Tanque de recuperado	8427	95	1	355,9	1,134	22,33
Tanque de disolución – Tamiz circular	20	Aceite	Tanque de disolución	Pre clarificador	16792	85	1	1766	1,856	43,33
Pre clarificador	22	Aceite	Pre clarificador	Tanque de aceite recuperado	4963	85	1	699,9	0,3576	10,38
	21	Lodo	Pre clarificador	Clarificador	11828	85	1	1766	1,855	43,28
Clarificador	29	Lodo	Clarificador	Tanque pulmón de aguas lodosas	21090	90	1	1087	1,969	50,38
	27	Aceite	Clarificador	Tanque de aceite recuperado	1339	90	1	1087	1,578	38,09
Tanque de aceite recuperado	24	Aceite	Tanque aceite de recuperado	Sedimentador	6887	85	1	1064	1,516	34,16
Sedimentador - Secador	26	Aceite	Secador	Almacenamiento	6600	72,1	1	675	0,2867	6,588
	25	Agua	Secador	-	279,8	72,1	1	301,9	0,9804	14,09
Tanque pulmón de aguas lodosas	30	Lodo	Tanque lodos Sección 1	Tricanter	11845,440	90	1	1087	1,969	38,09
	31	Lodo	Tanque lodos Sección 2	Centrifugadora	9244	90	1	1087	1,578	38,09
Tricanter	32	Masa	Tricanter	-	600	90	1	1807	1,969	50,38
	23	Aceite	Tricanter	Tanque de aceite recuperado	585	90	1	1087	1,578	38,09

	33	Efluente	Tricanter	Florentinos	10660,74 6	90	1	1087	1,578	38,09
Centrifugadora	35	Aceite	Centrifugadora	Tanque de recuperado	1109	90	1	710	0,3856	12,12
	34	Efluente	Centrifugadora	Florentinos	8135	90	1	377	1,193	25,97
Florentino	37	Aceite	Florentino	Tanque de recuperado	1064	80	1	690,4	0,331	8,845
	36	Efluente	Florentino	P.O.M.E	19425	70	1	1562	1,265	23,7
Tanque de recuperado	38	Aceite	Tanque de recuperado	Clarificador	10600	90	1	1087	1,578	38,09

Fuente: Autor

ANEXO 7 – PROPIEDADES TERMODINÁMICAS DE LA PARAMETRIZACION 1

Tabla 15 Propiedades termodinámicas de las corrientes del Sistema de generación de vapor para un flujo de vapor de 17311 [kg/h].

Estado	Fluido	\dot{m} [kg/h]	T [°C]	P [Bar]	$\frac{h}{kg}$ [kJ]	$\frac{s}{kg * K}$ [kJ]	$\frac{e}{kg}$ [kJ]
1	Biomasa residual	4590	25	1	67901	-	19815
2	Aire	29497	100	1	374,1	5,925	8,142
3	Gases de combustión	33827	1668	1	2805	2,707	1603
4	Cenizas	260,6	1668	1	261,1	1,791	799,3
5	Gases de combustión	33827	891,8	1	1683	1,969	701,5
6	Vapor	17311	235,708	30	2803	6,186	963,6
7	Agua	17311	145	30	612,4	1,788	83,8
8	Gases de combustión	33827	260	1	770,4	0,8398	125,3
9	Vapor	17311	300	30	2993	6,537	1048
10	Vapor	2200	150	30	2761	7,078	655,1
11	Vapor	2200	150	30	2761	7,078	655,1
12	Agua	15111	25	1	104,8	0,3669	0
13	Agua	17311	105	30	442,3	1,361	41,17
14	Gases de combustión	33827	199,8	1	683,3	0,666	89,91
15	Aire	29497	25	1	298,6	5,699	0
16	Gases de combustión	33827	154,2	1	617,5	0,5201	67,71

Fuente: Autor

Propiedades termodinámicas de las corrientes del Sistema de extracción de aceite de palma para un flujo de vapor de 17311 [kg/h]

Etapas del proceso	Estado	Corriente	Origen	Destino	Propiedades termodinámicas					
					\dot{m} [kg/h]	T [°C]	P [Bar]	h [kJ/kg]	$\frac{s}{kg * K}$ [kJ/kg]	ε [kJ/kg]
Esterilización	6	RFF	Recepción	Esterilizador	3000	25	1	1306	0,3588	29,61
	5	Vapor	Distribuidor	Esterilizador	6600	150	3	2761	7,078	655,1
	8	RFE	Esterilizador	Desfrutado	27000	100	1	1889	2,191	65,87
	9	Vapor	Esterilizador	Atmosfera	2700	25	3	105	0,3669	0,2006
	7	Condensado	Esterilizador	Florentinos	6900	70	3	293,2	0,9548	13,12
Desfrutado	10	Raquis vacío	Desfrutado	Prensa de raquis	7050	90	1	1807	1,969	50,38
	11	Fruto Suelto	Desfrutado	Prensas	19950	90	1	1807	1,969	50,38
Prensa raquis	12	Raquis prensado	Prensa raquis	Atmosfera	4935	80	1	1726	1,742	36,75
	13	Recuperado	Prensa raquis	Tamiz circular	2115	80	1	1726	1,742	36,75
Prensas	14	Torta	Prensas	Atmosfera	6224,4	80	1	1726	1,742	36,75
	16	Licor de prensa	Prensas	Tanque de disolución	9336,6	80	1	1726	1,742	36,75
	15	Agua	Prensas	Tanque de disolución	4389	80	1	335	1,075	18,94
Taque de agua caliente	17	Agua	Acueducto	Tanque de agua caliente	867	25	1	104,8	0,3669	0

	18	Vapor	Distribuidor de vapor	Tanque de agua caliente	8511	150	3	2761	7,078	655,1
	19	Agua	Tanque de agua caliente	Tanque de disolución	5340	95	1	355,9	1,134	22,33
	33	Agua	Tanque de agua caliente	Tanque de recuperado	8427	95	1	355,9	1,134	22,33
Tanque de disolución – Tamiz circular	20	Aceite	Tanque de disolución	Pre clarificador	16792	85	1	1766	1,856	43,33
Pre clarificador	22	Aceite	Pre clarificador	Tanque de aceite recuperado	4963	85	1	699,9	0,3576	10,38
	21	Lodo	Pre clarificador	Clarificador	11828	85	1	1766	1,855	43,28
Clarificador	29	Lodo	Clarificador	Tanque pulmón de aguas lodosas	21090	90	1	1087	1,969	50,38
	27	Aceite	Clarificador	Tanque de aceite recuperado	1339	90	1	1087	1,578	38,09
Tanque de aceite recuperado	24	Aceite	Tanque aceite de recuperado	Sedimentador	6887	85	1	1064	1,516	34,16
Sedimentador - Secador	26	Aceite	Secador	Almacenamiento	6600	72,1	1	675	0,2867	6,588
	25	Agua	Secador	-	279,8	72,1	1	301,9	0,9804	14,09
Tanque pulmón de aguas lodosas	30	Lodo	Tanque lodos Sección 1	Tricanter	11845,440	90	1	1087	1,969	38,09
	31	Lodo	Tanque lodos Sección 2	Centrifugadora	9244	90	1	1087	1,578	38,09
Tricanter	32	Masa	Tricanter	-	600	90	1	1807	1,969	50,38

	23	Aceite	Tricanter	Tanque de aceite recuperado	585	90	1	1087	1,578	38,09
	33	Efluente	Tricanter	Florentinos	10660,74 6	90	1	1087	1,578	38,09
Centrifugadora	35	Aceite	Centrifugadora	Tanque de recuperado	1109	90	1	710	0,3856	12,12
	34	Efluente	Centrifugadora	Florentinos	8135	90	1	377	1,193	25,97
Florentino	37	Aceite	Florentino	Tanque de recuperado	1064	80	1	690,4	0,331	8,845
	36	Efluente	Florentino	P.O.M.E	19425	70	1	1562	1,265	23,7
Tanque de recuperado	38	Aceite	Tanque de recuperado	Clarificador	10600	90	1	1087	1,578	38,09

Fuente: Autor

