

**CARACTERIZACIÓN DEL PROCESO DE EXTRACCIÓN DE ACEITE
CRUDO DE PALMA**

DIEGO LEONARDO PEÑA TRUJILLO

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE FISCOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2008

**CARACTERIZACIÓN DEL PROCESO DE EXTRACCIÓN DE ACEITE
CRUDO DE PALMA**

DIEGO LEONARDO PEÑA TRUJILLO

**Trabajo de grado presentado como requisito parcial para optar por el
título de Ingeniero Químico**

Director

ÁLVARO RAMÍREZ GARCÍA

Ph.D. Ingeniero Químico

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE FISCOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2008

DEDICATORIA

A toda mi familia, encabezada por mi mamá Rocio Astrid, que sin su dedicación, apoyo, firmeza, constancia y muchas cosas más, no hubiese sido posible la realización de mi carrera, a mi papá Jaime Orlando, que en toda oportunidad me animó y me hizo salir adelante con su "USTEDES SON LOS MEJORES, NUNCA LO OLVIDEN" que me lleno de fortaleza para culminar esta etapa con éxito, a mis hermanos Jaime Enrique, Tatiana Rocio y Andrés Felipe, que siempre han estado conmigo en los momentos más importantes, dándome la fuerza necesaria para continuar, a mi sobrino Nicolás Alejandro que representa una alegría mas para la familia y a mi Tía Alida Aurora, que siempre ha estado pendiente en toda ocasión para acompañarme; son tantas las palabras que tengo de agradecimiento y aprecio para ustedes, que de verdad no salen, GRACIAS POR TODO.

A mis amigos, por estar en las buenas, en las malas y enseñarme tanto, ellos son los que de verdad entienden el significado de la palabra AMISTAD.

A mis compañeros de la universidad, por brindarse en un esfuerzo enorme, que es la culminación de un sueño por decirlo así y por dejarme aprender de todos algo.

Con el mayor afecto del mundo: DIEGO.

AGRADECIMIENTOS

El autor expresa sus agradecimientos:

A la Empresa Palmeras de Puerto Wilches S.A. (P.P.W. S.A.), por hacer posible el desarrollo de esta práctica dentro de sus instalaciones y con la colaboración de todos los departamentos y personal correspondiente.

Al Ingeniero Carlos Contreras, en ese momento gerente de la empresa P.P.W. S.A., por darme la oportunidad de realizar la práctica y a todos sus colaboradores por estar pendientes del desarrollo de la misma y por sus valiosos aportes y asesoría.

Al Doctor Álvaro Ramírez García, por su dirección del proyecto.

A la Universidad Industrial de Santander y a la Escuela de Ingeniería Química por brindarme la formación profesional.

INDICE

| | PÁág |
|---|------|
| INTRODUCCION..... | 1 |
| 1. OBJETIVOS..... | 2 |
| 1.1 OBJETIVO GENERAL | 2 |
| 1.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS | 2 |
| 2. DESARROLLO EXPERIMENTAL..... | 4 |
| 3. ETAPAS..... | 5 |
| 3.1. RECEPCIÓN | 5 |
| 3.1.1. Báscula | 5 |
| 3.1.2. Tolva de recibo | 5 |
| 3.1.3. Vagonetas..... | 5 |
| 3.2. ESTERILIZACIÓN | 5 |
| 3.2.1. Esterilizadores (autoclaves)..... | 5 |
| 3.2.2. Bomba de condensados | 5 |
| 3.2.3. Salidas de flujo de proceso..... | 6 |
| 3.3. DESFRUTACIÓN | 6 |
| 3.3.1. Puentes grúa 1 y 2..... | 6 |
| 3.3.2. Carro alimentador 1 y rodillo dosificador 2..... | 6 |
| 3.3.3. Desfrutador 1 y 2 | 6 |
| 3.3.4. Bandas transportadoras de tusa 1 y 2 | 7 |
| 3.3.5. Sinfines bajo desfrutador 1 y 2 | 7 |
| 3.3.6. Sinfines inclinados 1 y 2..... | 7 |
| 3.3.7. Elevadores de fruto 1 y 2 | 7 |
| 3.4. EXTRACCIÓN | 8 |
| 3.4.1. Sinfín desfrutador..... | 8 |
| 3.4.2. Sinfines alimentadores a digestores 1 y 2..... | 8 |

| | |
|--|----|
| 3.4.3. Digestores 1, 2, 3 y 4 | 8 |
| 3.4.4. Prensas 1, 2, 3 y 4 | 9 |
| 3.5. DESFIBRACIÓN | 10 |
| 3.5.1. Sinfines rompedores de torta 1 y 2 | 10 |
| 3.5.2. Columnas neumaticas de fibra 1 y 2..... | 10 |
| 3.5.3. Tambores pulidores 1 y 2..... | 10 |
| 3.5.4. Elevadores neumaticos de nuez 1 y 2 | 10 |
| 3.5.5. Ciclones de fibra 1 y 2 | 10 |
| 3.5.6. Exclusas de fibra 1 y 2..... | 10 |
| 3.5.7. Sinfín principal de fibra 1 y 2 | 10 |
| 3.5.8. Sinfines alimentación calderas vr-1 y vr-2..... | 10 |
| 3.6. CLARIFICACIÓN | 10 |
| 3.6.1. Tanque desarenador..... | 10 |
| 3.6.2. Tamiz vibratorio circular | 10 |
| 3.6.3. Tanque de aceite crudo | 12 |
| 3.6.4. Bombas de aceite crudo 1 y 2..... | 12 |
| 3.6.5. Columnas precalentadoras 1 y 2 | 12 |
| 3.6.6. Agitador de fuerzas cortantes | 12 |
| 3.6.7. Clarificador vertical y horizontal | 12 |
| 3.6.8. Bombas desoladoras 1 y 2..... | 12 |
| 3.6.9. Ciclón desarenador..... | 12 |
| 3.6.10. Tamiz de lodos..... | 12 |
| 3.6.11. Tanque de lodos | 12 |
| 3.6.12. Filtros cepillo 1, 2, 3 y 4 | 12 |
| 3.6.13. Centrifugas de lodos 1, 2, 3 y 4 | 12 |
| 3.6.14. Tanque de recuperación centrifuga | 12 |
| 3.6.15. Bombas de recuperación centrifuga | 12 |
| 3.6.16. Tanque recolector de purgas | 12 |
| 3.6.17. Bomba recolectora de purgas..... | 12 |
| 3.6.18. Tanque sedimentador | 12 |

| | |
|--|----|
| 3.6.19. Secador atmosferico de aceite..... | 12 |
| 3.6.20. Tanque de aceite terminado | 12 |
| 3.6.21. Bombas de aceite terminado 1 y 2..... | 12 |
| 3.6.22. Tanques de almacenamiento 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7,8 y 9 | 12 |
| 3.6.23. Bombas de despacho 1 y 2..... | 12 |
| 3.6.24. Bomba de recuperación florentinos | 12 |
| 3.6.25. Bombas de lodos a piscinas 1 y 2..... | 12 |
| 4. BALANCE DE MASA | 14 |
| 4.1. VALORES DE MASA EN LAS ETAPAS | 15 |
| 4.2. VALORES DE MASA Y PORCENTAJES BALANCE DE MASA | 15 |
| 4.3. PORCENTAJE DE FRUTO ADHERIDO EN TUSA | 15 |
| 4.4. PORCENTAJE DE ACEITE EN TUSA | 15 |
| 5. PRUEBAS NO REALIZADAS | 16 |
| 5.1. FLUJOS SOBRE TAMIZ VIBRATORIO CON LAS 4 PRENSAS Y LAS 4 CENTRIFUGAS FUNCIONANDO..... | 16 |
| 5.2. FLUJOS DE FIBRA Y NUEZ PRENSAS 1 Y 2 | 16 |
| 5.3.MEDICIÓN DE CAUDAL CENTRIFUGAS 1, 2, 3 Y 4 | 17 |
| 5.4. LICOR DE PRENSADO, PRENSAS 1, 2, 3 Y 4 | 17 |
| 5.5. CUBICACIÓN DE LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO..... | 17 |
| 6. RESULTADOS Y ANALISIS..... | 18 |
| 6.1 VALORES DE MASA EN LAS ETAPAS | 32 |
| 6.2 VALORES DE MASA Y PORCENTAJE BALANCE EN MASA | 33 |
| 6.3 PORCENTAJE DE FRUTO ADHERIDO EN TUSA | 34 |
| 6.4 PORCENTAJE DE ACEITE EN TUSA | 35 |
| CONCLUSIONES | 37 |
| RECOMENDACIONES | 39 |
| BIBLIOGRAFÍA..... | 41 |
| ANEXOS..... | 42 |

LISTA DE TABLAS

| | Pág. |
|---|------|
| Tabla 1. Entradas, número de viajes y peso entrando de RFF de enero 2007..... | 18 |
| Tabla 2. Entradas, número de viajes y peso entrando de RFF de febrero 2007..... | 18 |
| Tabla 3. Entradas, número de viajes y peso entrando de RFF de marzo 2007..... | 18 |
| Tabla 4. Capacidad real de almacenamiento de fruto en planta..... | 19 |
| Tabla 5. Valores de fruto y vagonetas procesados durante enero de 2007.. | 20 |
| Tabla 6. Valores de fruto y vagonetas procesados durante febrero de 2007 | 20 |
| Tabla 7. Valores de fruto y vagonetas procesados durante marzo de 2007 . | 20 |
| Tabla 8. Eficiencia del proceso (Real Vs. Instalada)..... | 21 |
| Tabla 9. Caudal bomba de condensados..... | 22 |
| Tabla 10. Medida promedio del flujo del canal de condensados..... | 22 |
| Tabla 11. Capacidad desfrutador línea 1 | 23 |
| Tabla 12. Capacidad desfrutador línea 2 | 23 |
| Tabla 13. Cantidad de masa desfrutador línea 1 durante el balance de masa..... | 24 |
| Tabla 14. Cantidad de masa desfrutador línea 2 durante el balance de masa..... | 24 |
| Tabla 15. Capacidad de los elevadores de fruto línea 1 y 2 | 24 |
| Tabla 16. Densidad fruto..... | 25 |
| Tabla 17. Tiempo de consumo del fruto en los digestores..... | 25 |

| | |
|--|----|
| Tabla 18. Consumo prensas | 25 |
| Tabla 19. Flujo fibra y nuez prensa 3..... | 26 |
| Tabla 20. Flujo fibra y nuez prensa 4..... | 26 |
| Tabla 21. Porcentaje de extracción enero 2007..... | 27 |
| Tabla 22. Porcentaje de extracción febrero 2007 | 27 |
| Tabla 23. Porcentaje de extracción marzo 2007..... | 27 |
| Tabla 24. Eficiencia de extracción del proceso..... | 28 |
| Tabla 25. Corriente prensas balance desfibración | 29 |
| Tabla 26. Flujo másico tambores pulidores 1 y 2..... | 29 |
| Tabla 27. Flujo másico silo de nuez..... | 30 |
| Tabla 28. Flujo másico hidrociclón..... | 30 |
| Tabla 29. Flujo másico cáscara | 30 |
| Tabla 30. Flujo másico finos | 31 |
| Tabla 31. Flujo másico fibra línea 1 y 2 | 31 |
| Tabla 32. Balance de masa en esterilización | 33 |
| Tabla 33. Balance de masa en desfrutación | 33 |

LISTA DE FIGURAS

| | Pág. |
|---|-------------|
| Figura 1. Procedimiento de medición para los caudales de bombas y canales. | 7 |
| Figura 2. Densidad del fruto dentro de los digestores | 8 |
| Figura 3. Esquema de la determinación de las cantidades correspondientes | 11 |
| Figura 4. Procedimiento Balance de Masa | 24 |
| Figura 5. Esquema Balance de Masa Esterilización y desfrutación..... | 33 |
| Figura 6. Esquema Balance de Masa General del proceso | 35 |

LISTA DE ANEXOS

| | Pág. |
|--|------|
| Anexo 1. Teoría general y datos de los equipos del proceso | 43 |
| Anexo 2. Teoría sobre caracterización de un proceso y palma africana | 112 |

RESUMEN

TITULO:
CARACTERIZACIÓN DEL PROCESO DE EXTRACCIÓN DE ACEITE CRUDO DE PALMA

AUTOR:
DIEGO LEONARDO PEÑA TRUJILLO

PALABRAS CLAVES

Palabras claves: caracterización, aceite, proceso, extracción, etapas, pruebas, medición.

DESCRIPCIÓN

El presente trabajo se llevó a cabo en la empresa Palmeras de Puerto Wilches S.A. (PPW S.A.), donde se realizó una caracterización de tipo descriptivo sobre las etapas del proceso de extracción de aceite crudo de palma, desde la recepción de RFF (Racimos de Fruta Fresco) hasta el almacenamiento y posterior despacho del aceite; con el fin de conseguir la información suficiente e importante que permitiese el cumplimiento de los objetivos principalmente planteados, se desarrollaron una serie de pruebas, mediciones y comparaciones entre lo obtenido y lo teórico, con lo anterior se adquirirían los datos de mayor relevancia dentro del proceso; algunas de las pruebas fueron la obtención de los caudales de los canales de salida del proceso y las bombas de las etapas correspondientes, la densidad de fruto dentro de los digestores y las capacidades de consumo de fruto en las prensas, dentro de las mediciones se destacan, la cubicación u obtención de las dimensiones volumétricas de los equipos, capacidades de los equipos más importantes y por supuesto la realización del balance global de masa del proceso, en lo que se refiere a las comparaciones, las de interés se hicieron de las capacidades del proceso a partir del TRH (Toneladas de Racimos Procesados por Hora), de los porcentajes de extracción del proceso, del consumo de las prensas y de las temperaturas en los equipos, las capacidades obtenidas sin comparación con la teórica por falta de datos fueron, las de almacenamiento de fruto en planta, las de los desfrutadores de cada línea, cantidades de masa en desfrutación, tiempos de consumo y otros flujos dentro del proceso, lo anterior entre muchas otras pruebas.

* Proyecto de Grado

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas, Escuela de Ingeniería Química,
Director Ph. D. Álvaro Ramírez García.

ABSTRACT

TITLE

CHARACTERIZATION OF THE PROCESS EXTRACTION FOR RAW OIL PALM *

AUTHOR

DIEGO LEONARDO PEÑA TRUJILLO **

KEY WORDS:

Characterization, oil, process, extraction, stages, tests, measurement.

DESCRIPTION

The present work was carried out in the company Palmeras de Puerto Wilches Wilches S.A. (PPW S.A.), where a characterization of descriptive type was realized on the stages of the process of extraction of raw oil of palm, from the reception of RFF (Bunches of Fruit Fresh) up to the storage and later sale of the oil; in order to obtain the sufficient and important information that was allowing the fulfillment of the principally raised targets, there developed a series of tests, measurements and comparisons between the obtained and the theoretical thing, with the previous thing the information of more relevancy was acquired inside the process; some of the tests were the securing of the wealths of the channels of exit of the process and the bombs of the corresponding stages, the thickness of fruit inside the digestores and the capacities of consumption of fruit in the presses, inside the measurements there stand out, to cube or securing of the dimensions volumetric of the teams, capacities of the most important teams and of course the achievement of the global balance of mass of the process, as for the comparisons, those of interest did of the capacities of the process from the TRH (Tons of Bunches Processed per Hour), of the percentages of extraction of the process, of the consumption of the presses and of the temperatures in the machines, the capacities obtained without comparison with the theorist for lack of information were, those of storage of fruit in plant, those of the unfastens of fruit of every line, quantities of mass in unfasten fruit, times of consumption and other flows inside the process, the previous thing between many other tests.

*Degree Project

** Physical-chemistries Engineering Faculty, Chemical Engineering School, Director Ph. D. Álvaro Ramírez García.

INTRODUCCIÓN

La extracción de aceite crudo de palma es un proceso que tiene en Colombia casi 50 años de presencia en nuestro medio, pero en estos momentos a adquirido una particular importancia debido al auge en lo que respecta a los biocombustibles en especial el biodiesel, ya que por medio de la realización de otros procesos u operaciones sobre el aceite es posible obtener estos combustibles.

Por medio de la experiencia adquirida se pudo establecer que este no es un proceso complicado en su desarrollo el que se presenta en este tipo de plantas de procesamiento, este es un proceso que se da en cuatro (4) etapas claves tales como la esterilización (tratamiento por medio de picos de presión para inhibir la bacteria que produce la acidificación del aceite, facilitar el desprendimiento del fruto y la extracción del aceite, entre otros), desfrutación (retiro del fruto contenido en los racimos por golpeo de estos en las paredes de los desfrutadores), extracción o prensado (obtención del liquido aceitoso o licor de prensa y la fibra) y clarificación (el retiro de los residuos sólidos aceitosos y no aceitosos por medio de la sedimentación, además del retiro de la humedad con un secador atmosférico), por ultimo procede al almacenamiento y posterior despacho, además se debe tener en cuenta que este es un proceso que se da en ausencia de cualquier tipo de reacción química.

Lo que se desarrolló durante el periodo que duro la practica fue la caracterización descriptiva del proceso de extracción de aceite crudo de palma para la empresa Palmeras de Puerto Wiches S.A., debido a que allí no se encontraba dicha información relevante e importante para tener claro como se está dando el proceso en valores medibles, lo más importante fue el

cumplimiento de los objetivos planteados desde el comienzo y el poder dejar en la empresa un documento donde se encuentra consignada toda la información que se pudo recopilar.

1. OBJETIVOS

1.1 OBJETIVO GENERAL

Realizar la caracterización del proceso de extracción de aceite crudo de palma, desde la recepción del RFF (Racimos de Fruta Fresca) hasta su almacenamiento.

1.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Obtener las variables de operación de los equipos escogidos en cada etapa del proceso.
- Establecer si las condiciones de operación de los equipos son las adecuadas para el proceso, en comparación con sus respectivos manuales y hojas de vida.
- Desarrollar el diagrama de flujo de masas del proceso de extracción de aceite crudo de palma.
- Determinar la capacidad de procesamiento dentro de la planta y compararla con la instalada.

2. DESARROLLO EXPERIMENTAL

En esta sección se presentaran los diferentes métodos utilizados durante el desarrollo de la práctica, los cuales permitieron llegar al cumplimiento de los objetivos previstos al iniciar la misma.

El proceso se divide en una serie de etapas con sus respectivos equipos, donde los datos de mayor importancia para el cumplimiento de los objetivos de la práctica se encontrarán consignados en la parte de los resultados, lo que hace referencia a la teoría, funcionamiento y algunos otros datos relevantes de cada uno de estos se mostrará en el anexo 1 en su respectivo ítem, entonces la información se presentara como sigue a continuación.

3. ETAPAS

3.1 RECEPCIÓN

3.1.1 Báscula

3.1.2 Tolva de recibo. Los datos adquiridos para los dos equipos anteriores fueron los de las cantidades de fruto entrando en planta durante el primer trimestre de 2007, de acuerdo al número de viajes y el peso unitario promedio respectivo de los viajes, medición hecha en la báscula y este es el mismo valor de fruto que se obtiene en al tolva de recibo, los valores tabulados se presentan en los resultados.

3.1.3 Vagonetas. La medición hecha sobre este equipo corresponde a la cantidad de vagonetas que fueron procesadas durante el primer trimestre de 2007, teniendo en cuenta el fruto contenido y procesado, con peso promedio por vagoneta, además los datos presentados del fruto procesado en planta sirvieron para determinar el TRH (Toneladas de Racimos Procesadas por Hora) real del proceso, con su respectiva eficiencia, estos datos se encuentran en la parte de los resultados.

Para terminar con la caracterización de la primera etapa del proceso se realizó la determinación de la capacidad real de almacenamiento de fruto en planta, teniendo en cuenta que la tolva de recibo y el total de las vagonetas se encontraran al máximo de su capacidad, para encontrar el dato óptimo.

3.2 ESTERILIZACIÓN

3.2.1 Esterilizadores (autoclaves)

3.2.2 Bomba de condensados. La prueba sobre este equipo se dio al momento de realizar la medición de su caudal (anexo 1, punto 1.2.2.), que sirvió como punto de partida para la medición de los caudales de las bombas de la etapa de clarificación (anexo 1, punto 1.6.) y de las salidas de flujo del proceso (anexo 1, punto 1.2.3.) (canal salida de condensados, canal salida centrifugas, canal salidas a piscinas), por medio del siguiente esquema, donde se muestra el procedimiento para dicha medición, en la figura 1 y en los resultados se muestra la tabla con estos datos como ejemplo para las demás bombas.

3.2.3 Salidas de flujo del proceso. La medida sobre estos canales de salida de flujo del proceso fue posterior a la realizada sobre la bomba de condensados, esta medida se hizo de la misma forma que la de la bomba, por medio del esquema de procedimiento presentado en la figura 1 del presente, los datos para el primer canal de salida se presentan en los resultados.

CANAL SALIDA DE CONDENSADOS

CANAL SALIDA DE CENTRIFUGAS

CANAL SALIDA A PISCINAS

3.3 DESFRUTACIÓN

3.3.1 Puentes grúa 1 Y 2

3.3.2 Carro alimentador 1 y rodillo dosificador 2

3.3.3 Desfrutadores 1 Y 2

Para estos equipos se obtuvieron las capacidades reales en peso por unidad de tiempo y cantidad de masa que pueden retener los desfrutadores datos

presentados en los resultados y en el anexo 1, punto 1.3.3. se muestran los datos de tusas expulsadas por hora y tiempo de residencia de las mismas.

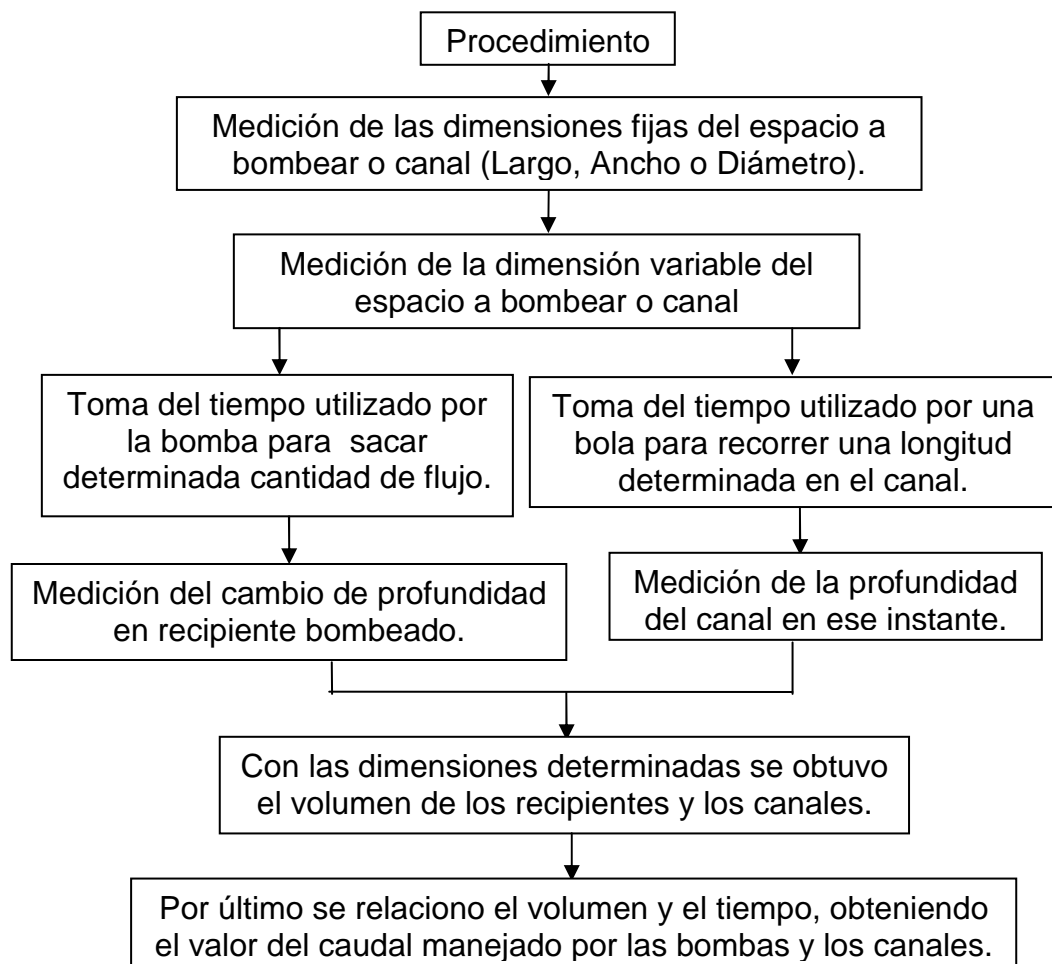
3.3.4 Bandas transportadoras de tusas 1 y 2

3.3.5 Sinfines bajo desfrutadores 1 y 2

3.3.6 Sinfines inclinados 1 y 2

3.3.7 Elevadores de fruto 1 y 2

Figura 1. Procedimiento de medición del los caudales en bombas y canales.



Sobre estos equipos se realizó la medición de la capacidad real en masa por unidad de tiempo, datos presentados en los resultados.

3.4 EXTRACCIÓN

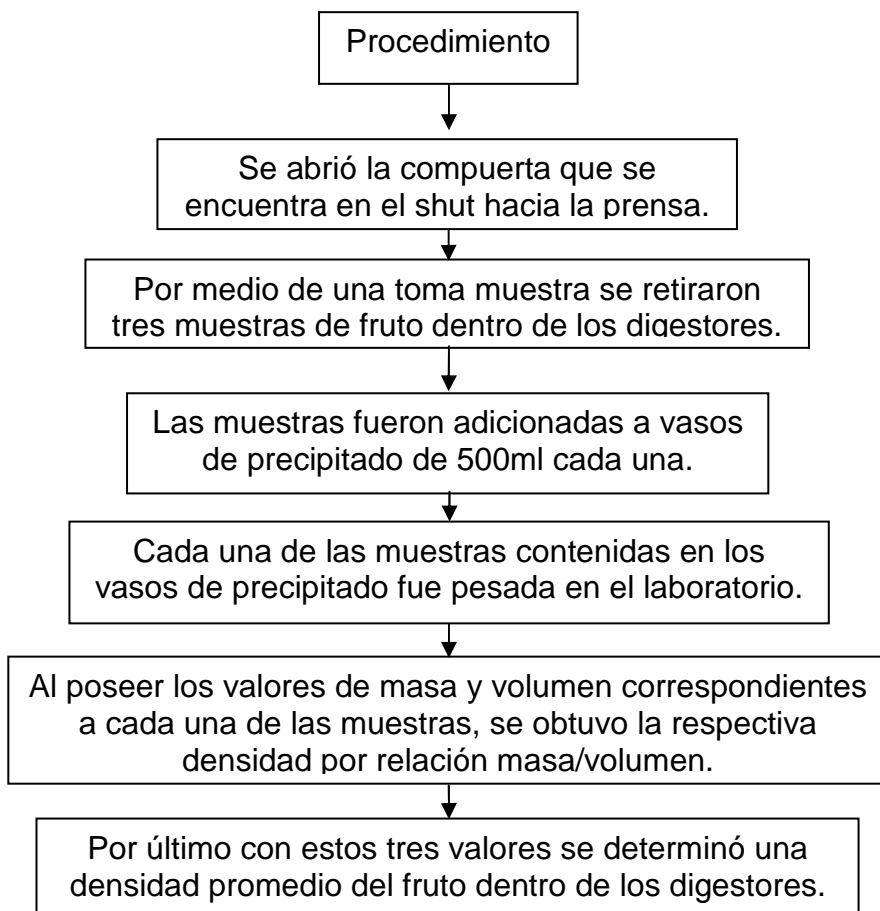
3.4.1 Sinfín distribuidor

3.4.2 Sinfines alimentadores a digestores 1 y 2

3.4.3 Digestores 1, 2, 3 y 4

En los digestores se realizó una de las pruebas más útiles para el trabajo, esta fue la determinación de la densidad del fruto contenido en estos equipos y se hizo siguiendo los pasos presentados en el procedimiento de la figura 2, los valores se presentan en los resultados.

Figura 2. Densidad del fruto dentro de los digestores.



3.4.4 Prensas 1, 2, 3 y 4. Se procedió con una prueba sobre estos equipos con el fin de conseguir el valor más aproximado del consumo real de prensado en planta, a continuación se presenta el procedimiento realizado para dicha prueba, la cual fue bastante dispendiosa pero muy útil para el desarrollo del trabajo, los valores obtenidos se muestran en los resultados, además en los resultados también se pueden observar los datos que dieron sobre este mismo tema pero para una prueba fallida, por otra parte en los resultados se presentan los datos del flujo másico de fibra y nuez provenientes de las prensas 3 y 4 (prensas pequeñas).

Procedimiento: Capacidad de consumo real prensas.

- ✓ Se comenzó sacando bultos con nuez procedentes del silo de nuez.
- ✓ Se pintó la nuez de los bultos con pintura de color azul para notar una diferencia en la salida de las prensas.
- ✓ Los bultos pintados se subieron hacia donde se encuentran los digestores.
- ✓ Al llenarse los digestores se procedió a adicionar unos bultos encima del fruto, la cantidad de bultos dependía del digestor al que se le realizara la prueba.
- ✓ En el instante que se adicionaban los bultos a los digestores se empezó a tomar el tiempo y el proceso de llegada de fruto seguía trabajando normal.
- ✓ La toma del tiempo se detuvo al momento que se pudo divisar una porción de la nuez pintada en la salida de cada prensa.
- ✓ Luego con la densidad del fruto y el volumen de los digestores se obtuvo la cantidad de masa que contiene cada uno.
- ✓ Por último teniendo la masa dentro de los digestores y el tiempo en que se consumió el fruto, con una relación se obtuvo la capacidad de consumo de las prensas.

Unas medidas importantes en lo referente a la extracción en planta fueron obtenidos posterior al prensado, son estos los valores del porcentaje de extracción en el primer trimestre de 2007 y la eficiencia real de extracción del proceso, datos presentados en los resultados.

3.5 DESFIBRACIÓN

En esta etapa globalmente se realizo un balance general de masa sobre los equipos de la misma, cuyos datos se tabularon y se presentan en los resultados.

3.5.1 Sinfines rompedores de torta 1 y 2

3.5.2 Columnas neumáticas de fibras 1 y 2

3.5.3 Tambores pulidores 1 y 2

3.5.4 Elevadores neumáticos de nuez 1 y 2

3.5.5 Ciclones de fibra 1 y 2

3.5.6 Exclusas de fibra 1 y 2

3.5.7 Sinfín principal de fibra

3.5.8 Sinfines alimentación calderas vr-1 y vr-2

3.6 CLARIFICACIÓN

3.6.1 Tanque desarenador

3.6.2 Tamiz vibratorio circular

Se midieron por medio de la llegada al tamiz vibratorio los flujos masicos y volumétricos provenientes de florentinos, centrifugas, prensas con agua

(dilución) y prensas sin agua, con el fin de saber cuál es la cantidad aproximada que adicionan en conjunto las prensas a la etapa de clarificación, cada prueba se realizó tres veces con las bombas de crudo fuera de funcionamiento en cada experimento, se midieron las distancias, tiempos, cantidades de afrecho producido y fluido adicionado al tamiz vibratorio y al tanque de crudo durante cada prueba.

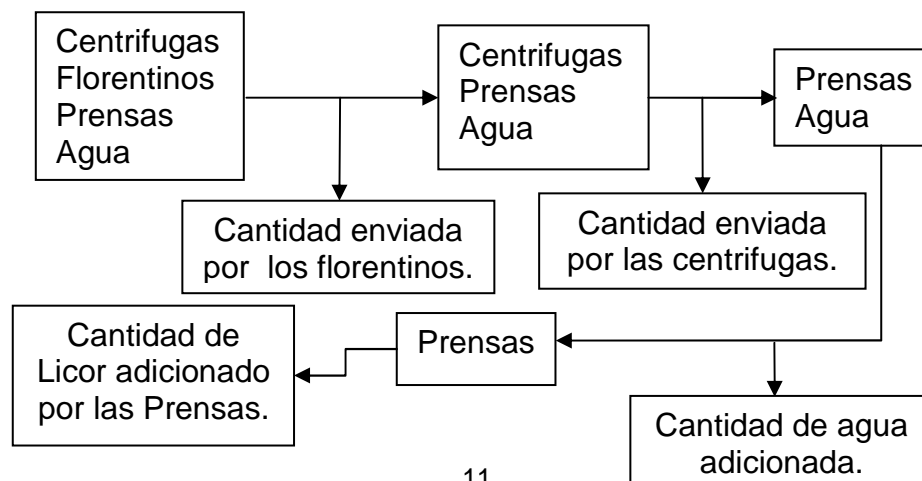
Implementos:

- 6 palos de igual tamaño teniéndolos como medidores.
- Cronómetro.
- Flexómetro.
- Costales para afrecho.
- Peso.

Realizado antes de las pruebas:

- ✓ Observar trabajo del proceso, para tener las mismas condiciones en cada prueba.
- ✓ Dejar fuera de funcionamiento las bombas de crudo.
- ✓ Hablar con los operarios para solicitud de colaboración con las mediciones.

Figura 3. Esquema de la determinación de las cantidades correspondientes.



- 3.6.3 Tanque de aceite crudo**
- 3.6.4 bombas de aceite crudo 1 y 2**
- 3.6.5 Columnas precalentadoras 1 y 2**
- 3.6.6 Agitador de fuerzas cortantes**
- 3.6.7 Clarificador vertical y horizontal**
- 3.6.8 Bombas deslodadoras 1 y 2**
- 3.6.9 Ciclón desarenador**
- 3.6.10 Tamiz de lodos**
- 3.6.11 Tanque de lodos**
- 3.6.12 Filtros cepillo 1, 2, 3 y 4**
- 3.6.13 Centrifugas de lodos 1, 2, 3 y 4**
- 3.6.14 Tanque de recuperación centrifuga**
- 3.6.15 Bomba de recuperación centrifuga**
- 3.6.16 Tanque recolector de purgas**
- 3.6.17 Bomba recolectora de purgas**
- 3.6.18 Tanque sedimentador**
- 3.6.19 Secador atmosférico de aceite**
- 3.6.20 Tanque de aceite terminado**
- 3.6.21 Bombas de aceite terminado 1 y 2**
- 3.6.22 Tanques de almacenamiento 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8 y 9**
- 3.6.23 Bombas de despacho 1 y 2**
- 3.6.24 Bomba de recuperacion florentinos**
- 3.6.25 Bombas de lodos a piscinas 1 y 2**

Para complementar la información anterior, se presenta lo relevante a uno de los objetivos más importantes del trabajo, el referente al balance global de masa del proceso en las etapas correspondientes.

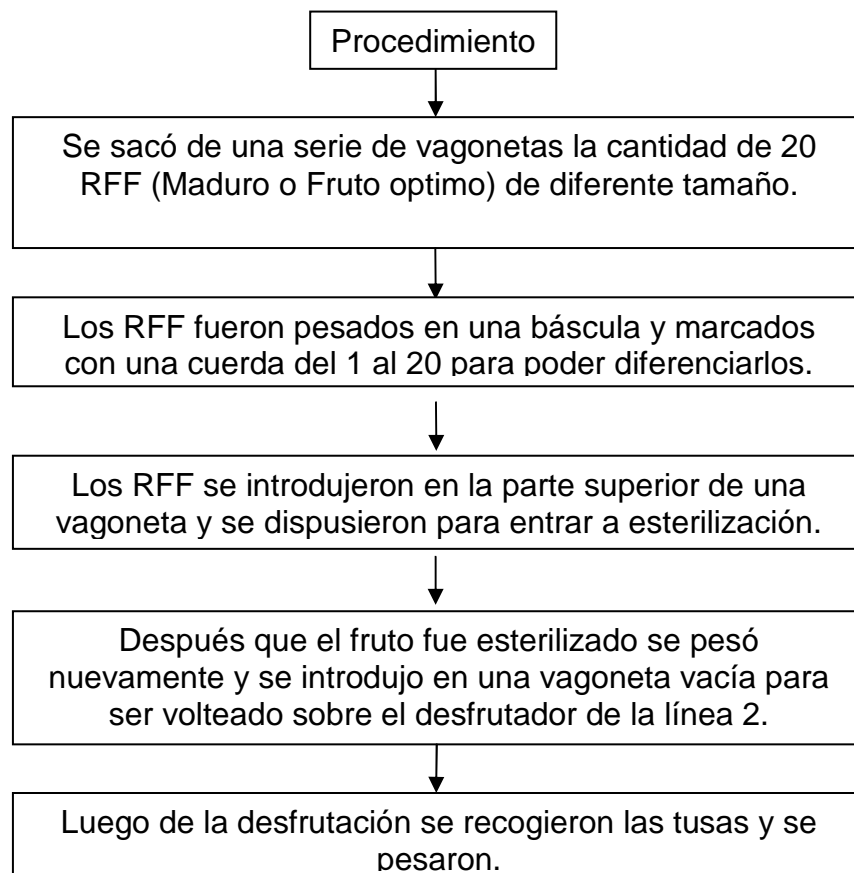
4. BALANCE DE MASA

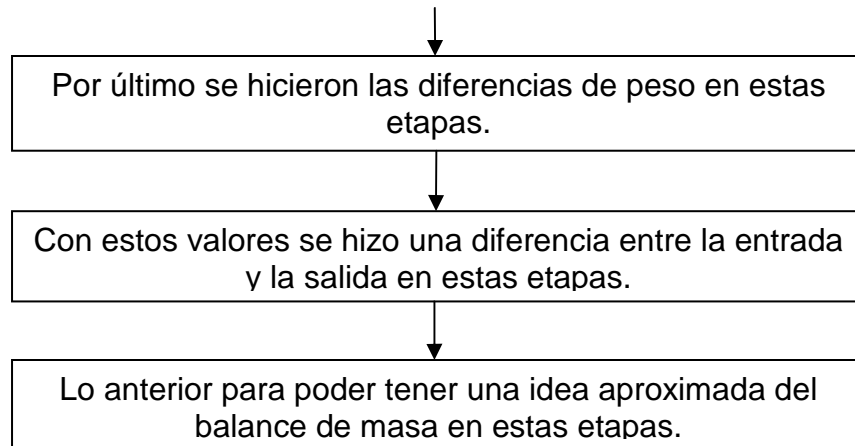
Se procedió con la realización de un balance de masa desde que el RFF (Maduro o Fruto optimo) estaba en la vagoneta hasta que salieron las tusas vacías de los desfrutadores.

En la figura 4 se encuentra plasmado el esquema del procedimiento que se siguió para realizar el balance general de masa del proceso de extracción de aceite crudo de palma.

Los datos correspondientes a esta sección se presentan en la parte de los resultados.

Figura 4. Procedimiento Balance de Masa.





4.1 VALORES DE MASA EN LAS ETAPAS

4.2 VALORES DE MASA Y PORCENTAJES BALANCE DE MASA

4.3 PORCENTAJE DE FRUTO ADHERIDO EN TUSA

4.4 PORCENTAJE DE ACEITE EN TUSA

Por último se presenta la información que hace referencia a la serie de pruebas que quedaron sin realizar, que por diferentes circunstancias que se explicaran allí impidieron su desarrollo dentro de la elaboración del trabajo.

5. PRUEBAS NO REALIZADAS

Las pruebas que no se realizaron fue debido a factores como mantenimiento de los equipos del proceso, logística y organización de las pruebas, falta de energía, dificultades en la toma de las muestras entre otros y esto afecto el desarrollo de las siguientes pruebas importantes dentro de la caracterización del proceso.

5.1 FLUJOS SOBRE TAMIZ VIBRATORIO CON LAS 4 PRENSAS Y LAS 4 CENTRIFUGAS EN FUNCIONAMIENTO

La prueba con las 4 prensas y las 4 centrifugas no fue posible realizar debido a que en el momento en que se realizó con 3 de cada equipo fue por mantenimiento de la centrifuga 2 y de la prensa 1, luego los meses siguientes por falta de fruto no se encendían las 4 prensas por poca cantidad, ni las 4 centrifugas por poco lodo, cuando funcionaban las 4 de uno del otro no y en el tiempo restante ya fue por falta de organización en cómo desarrollarla sin que se afectara algún factor del proceso.

5.2 FLUJOS DE FIBRA Y NUEZ PRENSAS 1 Y 2

Esta prueba sobre las prensas se complicó debido a que poseen un shut (caída) sobre el sinfín torta el cual debía ser retirado para poder introducir un costal y tomar la respectiva muestra, debido al vapor expulsado en esta parte del equipo los mecánicos no sacaban esta pieza por miedo a quemarse; este procedimiento se debía hacer durante un mantenimiento, otro factor que afectó dicha toma era que esta medida producía para del equipo por un tiempo de 15 a 20 minutos aprox. para cada una y esto no fue permitido.

5.3 MEDICIÓN CAUDAL CENTRIFUGAS 1, 2, 3 Y 4

La no realización de esta prueba fue por no hallar la mejor forma para llevarla a cabo o sea falta de logística, por cómo ponerle una marca al tanque de lodos para ver cuanta cantidad de lodos consumía cada centrifuga y hacerlo por lo menos en tres oportunidades para cada una con el fin de conseguir un promedio de flujo y patrón de consumo de lodos del proceso.

5.4 LICOR DE PRENSADO, PRENSA 1, 2, 3 Y 4

En el caso de esta prueba la no realización se dio por dificultad en la toma de muestra del flujo, porque el flujo que sale de las camisas de prensado lo hace a alta velocidad y no en la misma dirección, además con una temperatura elevada y no se consiguió una forma de llevarlo a cabo sin provocar una lesión en personas participantes de esta toma de muestras.

5.5 CUBICACIÓN TANQUES DE ALMACENAMIENTO

Esta prueba no se pudo realizar porque esta medición es hecha por personas especializadas en el tema, las cuales cobran por su servicio y como no se disponía de la autoridad para manejo de recursos; ni de peticiones de este tipo, por tal motivo no se pudo proceder con el desarrollo de dicha prueba.

6. RESULTADOS Y ANÁLISIS

De aquí en adelante se presentan los datos más importantes obtenidos de todo el proceso, son plasmados como resultados y análisis, tales datos fueron adquiridos por medio de información suministrada, pruebas realizadas, además del constante contacto con el proceso y se logro expresar de la siguiente manera.

- Los primeros datos hacen constancia de lo que posee el proceso en la etapa conocida como recepción en cantidades de fruto en planta, fruto procesado y capacidad de almacenamiento, esto se refleja en las tablas 1 a 8 con su respectiva explicación, el resto de información sobre esta etapa se encuentra en el anexo 1, punto 1.1..

Tabla 1. Entradas, número de viajes y peso entrando de RFF de enero 2007.

| Enero | Numero de Viajes | Peso de RFF Entrando (Kg) | Peso por Viaje (Kg) |
|-----------------|-------------------------|----------------------------------|----------------------------|
| Total | 1319 | 12355820 | 9367.5663 |
| Promedio | 43.97 | 411860.6667 | |

Tabla 2. Entradas, número de viajes y peso entrando de RFF de febrero 2007.

| Febrero | Numero de Viajes | Peso de RFF Entrando (Kg) | Peso por Viaje (Kg) |
|-----------------|-------------------------|----------------------------------|----------------------------|
| Total | 1365 | 12920900 | 9465.8608 |
| Promedio | 45.50 | 430696.6667 | |

Tabla 3. Entradas, número de viajes y peso entrando de RFF de marzo 2007.

| Marzo | Numero de Viajes | Peso de RFF Entrando (Kg) | Peso por Viaje (Kg) |
|-----------------|-------------------------|----------------------------------|----------------------------|
| Total | 1299 | 11787020 | 9073.9184 |
| Promedio | 43.3 | 392900.6667 | |

Al observar las tablas 1 y 2 se puede apreciar que la recepción durante febrero fue superior en 565080 Kg de fruto y 46 viajes durante todo el mes con fruto entrando a planta, en la tabla 3 se nota una disminución en la entrada de fruto representativa, debido a la caída de la cosecha durante marzo, comparándola con la tabla 1 disminuyo 20 viajes y 568800 Kg durante todo el mes y con respecto de la tabla 2 fue de 66 viajes y 1133880 Kg durante todo el mes, con las comparaciones anteriores se puede apreciar que el mes con mejor cosecha y mejor entrada de RFF a la planta fue febrero.

Tabla 4. Capacidad real de almacenamiento de fruto en planta.

| Capacidad de Almacenamiento de Fruto en Planta | | |
|---|---------------|--------------|
| Tipo de Vagoneta | Transmilenio | Convencional |
| Numero de Vagonetas | 75 | 132 |
| Capacidad Vagoneta (Ton) | 1.55 | 1.30 |
| Almacenamiento Vagonetas (Ton) | 116.25 | 171.60 |
| Almacenamiento Total Vagonetas (Ton) | 287.85 | |
| Almacenamiento Total Tolva (Ton) | 130 | |
| Almacenamiento Total Planta (Ton) | 417.85 | |

En la tabla 4 se puede apreciar la capacidad real de almacenamiento de fruto en planta, para obtener este dato se tuvo en cuenta el tipo de vagoneta, la cantidad existente de cada una y su capacidad, valor que asciende a las 288 Ton. Aprox., a este valor se le adiciona la capacidad de la tolva de recibo que asciende a las 130 Ton., lo anterior nos arroja un valor de almacenamiento en planta muy cercano a las 418 Ton. de fruto en planta en su capacidad máxima de almacenamiento, el balance de masa en las vagonetas no posee mucha información, lo que hay para observar aquí es que la masa entrante debería salir en su totalidad lo cual no ocurre, porque luego de que las vagonetas son volteadas sobre las tolvas para desfrutación quedan algunos residuos en ellas que no representan mayor pérdida pero de todas formas se deben tener en cuenta.

Tabla 5. Valores de fruto y vagonetas procesados durante enero de 2007.

| Enero | Vagonetas Procesadas | Peso Promedio Vagoneta (Kg) | Fruto Procesado (Kg) |
|-----------------|-----------------------------|------------------------------------|-----------------------------|
| Total | 8793 | 42001.025 | 12328456.03 |
| Promedio | 293.1 | 1400.034167 | 410948.5342 |

Tabla 6. Valores de fruto y vagonetas procesados durante febrero de 2007.

| Febrero | Vagonetas Procesadas | Peso Promedio Vagoneta (Kg) | Fruto Procesado (Kg) |
|-----------------|-----------------------------|------------------------------------|-----------------------------|
| Total | 9323 | 38515 | 12772216 |
| Promedio | 332.9642857 | 1375.535714 | 456150.5714 |

Tabla 7. Valores de fruto y vagonetas procesados durante marzo de 2007.

| Marzo | Vagonetas Procesadas | Peso Promedio Vagoneta (Kg) | Fruto Procesado (Kg) |
|-----------------|-----------------------------|------------------------------------|-----------------------------|
| Total | 9097 | 39122.615 | 12161084.79 |
| Promedio | 293.4516129 | 1262.019839 | 392293.0577 |

En las tablas 5 y 6 se ve la diferencia de vagonetas y fruto procesado entre los meses de enero y febrero, reflejándose en un aumento de los valores en febrero de 530 vagonetas y 443759.97 Kg de fruto procesados, esto se da en parte porque durante este mes las prensas estuvieron funcionando bien y hubo fruto suficiente para procesar, la tabla 7 en comparación con la tabla 5 tuvo un aumento de 304 vagonetas procesadas y una disminución de fruto procesado de 167371.24 Kg de fruto procesado en el mes y con respecto de la tabla 6 se produjo una disminución de 226 vagonetas procesadas y una disminución de 611131.21 Kg de fruto procesado en el mes, esto refleja como perjudico la baja de cosecha durante marzo el procesamiento de fruto en planta.

Para obtener el TRH real promedio del proceso presentado en la tabla 8 concerniente a cada mes se procede a desarrollar la siguiente fórmula:

TRH real mes = (Fruto procesado mes (Kg) / 1 mes) * (1 Ton / 1000 Kg) * (1 mes / 25 días) * (1 día / 22 horas) = TRH.

Tabla 8. Eficiencia del proceso (Real Vs. Instalada).

| TRH REAL DEL PROCESO | | | |
|-----------------------------|----------------|----------------------------|-------------------------------|
| Capacidad Real | | Capacidad Instalada | Eficiencia proceso (%) |
| Mes | TRH | TRH | |
| Enero | 22.4153 | 27 | 83.01962963 |
| Febrero | 23.2222 | | 86.00814815 |
| Marzo | 22.1111 | | 81.89296296 |
| Promedio | 22.5829 | | 83.64024691 |

Como se puede apreciar en la tabla 8 la mejor eficiencia del proceso se produjo durante febrero, llegando a un máximo de 86% aprox. y en promedio durante los primeros tres meses del año no supero el 84% comparándola con la capacidad instalada en planta, esto refleja que durante el primer trimestre de 2007 la planta no cumplió con la obtención del TRH más adecuado para el proceso que para iniciar debe ser la capacidad instalada en planta, para que se hubiese cumplido dicha meta durante estos tres meses se debió haber procesado 4.32 Ton/h de fruto de más de las que fueron procesadas en promedio aproximadamente durante este periodo de tiempo diariamente.

- En la etapa de esterilización los resultados más importantes se tienen en cuenta en el balance de masa por etapa y global del proceso, las tablas 9 y 10 presentadas a continuación se adicionan para comprobar el procedimiento utilizado y descrito en la figura 1, el resto de la información de esta etapa se consigno en el anexo 1, punto 1.2., con tablas, esquemas y graficas para visualizar mejor la etapa en todo su contexto.

Tabla 9. Caudal bomba de condensados.

| Bomba de Condensados | | | | | |
|--------------------------------|----------|----------|----------|----------|-----------------|
| Dimensión/ Medición | 1 | 2 | 3 | 4 | Promedio |
| Largo (m) | 1,2 | 1,2 | 1,2 | 1,2 | 1,2 |
| Ancho(m) | 1,1 | 1,1 | 1,1 | 1,1 | 1,1 |
| Profundidad (m) | 0,034 | 0,033 | 0,033 | 0,034 | 0,0335 |
| Volumen (m ³) | 0,04488 | 0,04356 | 0,04356 | 0,04488 | 0,04422 |
| Tiempo (h) | 0,005739 | 0,005828 | 0,005789 | 0,0058 | 0,00579 |
| Caudal (m ³ /h) | 7,820329 | 7,474547 | 7,524760 | 7,73793 | 7,63939 |
| Temperatura (°C) | 34 | 36 | 35 | 36 | 35,25 |
| Potencia (HP) | 2,4 | 2,4 | 2,4 | 2,4 | 2,4 |

Tabla 10. Medida promedio del flujo del canal de condensados.

| Canal Salida de Condensados | | | | |
|------------------------------------|----------|----------|----------|-----------------|
| Dimensión/ Medición | 1 | 2 | 3 | Promedio |
| Largo (m) | 2 | 2 | 2 | 2 |
| Ancho(m) | 0.3 | 0.3 | 0.3 | 0.3 |
| Profundidad (m) | 0.036 | 0.055 | 0.065 | 0,052 |
| Volumen (m ³) | 0.0216 | 0.033 | 0.039 | 0.0312 |
| Tiempo (h) | 0.00101 | 0.00105 | 0.00101 | 0.00102 |
| Caudal (m ³ /h) | 21.6668 | 31.7232 | 38.7232 | 30.7044 |
| Temperatura (°C) | 82.8 | 81.8 | 81.2 | 81.9333 |

- En la etapa de desfrutación los datos de mayor valor para el desarrollo del trabajo hacen referencia al equipo principal de esta sección, los desfrutadores con capacidades y cantidades en cada línea en el proceso y el otro dato fue el de la capacidad de los elevadores de fruto en cada línea para saber qué cantidad llevan estos hacia los digestores, se tabuló y explicó

entre las tablas 11 a 15, el resto de información sobre esta etapa se muestra en el anexo 1, punto 1.3., con sus respectivas características.

Tabla 11. Capacidad desfrutador línea 1.

| Capacidad Desfrutador 1 | |
|-----------------------------------|------------------|
| Cantidad de Tusas (#) | 50 |
| Tiempo promedio (h) | 0.0420 |
| Numero de Tusas / hora | 1190.4762 |
| Peso promedio Fruto entrando (Kg) | 11.48 |
| Capacidad entrando (Kg/h) | 13666.6667 |
| Peso promedio Fruto saliendo (Kg) | 3.54 |
| Capacidad saliendo (Kg/h) | 4214.2857 |
| Capacidad Total (Kg/h) | 9452.3810 |

Tabla 12. Capacidad desfrutador línea 2.

| Capacidad Desfrutador 2 | |
|-----------------------------------|-------------------|
| Cantidad de Tusas (#) | 50 |
| Tiempo promedio (h) | 0.0188 |
| Numero de Tusas / hora | 2659.5745 |
| Peso promedio Fruto entrando (Kg) | 11.48 |
| Capacidad entrando (Kg/h) | 30531.9153 |
| Peso promedio Fruto saliendo (Kg) | 3.54 |
| Capacidad saliendo (Kg/h) | 9414.8937 |
| Capacidad Total (Kg/h) | 21117.0216 |

De las tablas 18 y 19 del anexo 1 se tomaron los valores promedio, que son los tres primeros presentados en las tablas 11 y 12, sirvieron para obtener las capacidades reales de los desfrutadores, se puede observar que el desfrutador de la línea 2 duplica en capacidad al de la línea 1, además estos valores también fueron conseguidos utilizando unos datos del balance de masa presentes en la sección 2, en lo que tiene que ver con pesos de fruto en el interior de los desfrutadores, por otro lado también en el anexo 1 (tablas 20 y 21) se muestran los tiempos de residencia de las tusas en los desfrutadores de las líneas 1 y 2, con la explicación de las diferencias entre estos valores.

Tabla 13. Cantidad de masa desfrutador línea 1 durante el balance de masa.

| LÍNEA 1 | |
|---|----------------|
| Masa entrando (Kg) | 229.50 |
| Tiempo de residencia promedio (h) | 0.0602 |
| Flujo masico a la entrada (Kg/h) | 3812.30 |
| Masa saliendo (Kg) | 70.75 |
| Tiempo de residencia promedio (h) | 0.0602 |
| Flujo masico a la salida (Kg/h) | 1175.25 |
| Flujo masico total de fruto (Kg/h) | 2637.05 |

Tabla 14. Cantidad de masa desfrutador línea 2 durante el balance de masa.

| LÍNEA 2 | |
|---|----------------|
| Masa entrando (Kg) | 229.50 |
| Tiempo de residencia promedio (h) | 0.0619 |
| Flujo masico a la entrada (Kg/h) | 3707.59 |
| Masa saliendo (Kg) | 70.75 |
| Tiempo de residencia promedio (h) | 0.0619 |
| Flujo masico a la salida (Kg/h) | 1142.97 |
| Flujo masico total de fruto (Kg/h) | 2564.62 |

En las tablas 13 y 14 se aprecian las cantidades de fruto que se encontraban en los defrutadores teniendo como base de cálculo datos del balance de masa de la sección 2 de los resultados, se hace notorio que el desfrutador 1 posee un valor mayor de fruto por unidad de tiempo sin que sea muy superior, ascendiendo a los 72.42 Kg/h, produciendo que una mayor cantidad de fruto sea extraído a través de la línea 1.

Tabla 15. Capacidad de los elevadores de fruto línea 1 y 2.

| Capacidad Elevadores Línea 1 Y 2 | |
|--|--------------|
| Capacidad cangilón (Kg) | 1.8 |
| Tiempo gastado por línea en dar una vuelta (s) | 30 |
| Numero de Cangilones por Línea (#) | 65 |
| Capacidad de Línea 1 y 2 (Kg/h) | 14040 |

- Al continuar con la muestra de los resultados aparece la etapa de extracción, etapa de bastante relevancia dentro del proceso, estos datos comprenden el seguimiento del procedimiento en la figura 2 para obtener la densidad a granel del fruto, procedimiento para calcular eficiencia en el prensado seguido de la figura 2, flujos de fibra y nuez en las prensas pequeñas, extracción mensual y eficiencia de extracción real, dicha información se consigna desde la tabla 16 hasta la tabla 24 con su respectivo análisis, la información restante de esta etapa esta en el anexo 1, punto 1.4..

Tabla 16. Densidad fruto.

| Densidad Fruto en Digestores | | | |
|-------------------------------------|---------------|----------|----------|
| Valor / Muestra | 1 | 2 | 3 |
| Peso vaso vacío (Kg) | 0.1711 | 0.1858 | 0.1869 |
| Peso vaso + muestra (Kg) | 0.65 | 0.64 | 0.67 |
| Peso muestra (Kg) | 0.4789 | 0.4542 | 0.4831 |
| Volumen (L) | 0.50 | 0.50 | 0.50 |
| Densidad (Kg/L) | 0.9578 | 0.9084 | 0.9662 |
| Densidad Promedio (Kg/L) | 0.9441 | | |

Tabla 17. Tiempo de consumo del fruto en los digestores.

| Prensa 1 | Prensa 2 | Prensa 3 | Prensa 4 |
|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|
| Tiempo (s) | Tiempo (s) | Tiempo (s) | Tiempo (s) |
| 1178.90 | 1215.70 | 972.83 | 1010.85 |
| 1185.54 | 1206.48 | 968.32 | 1018.21 |
| 1182.22 | 1211.09 | 970.575 | 1014.53 |

Tabla 18. Consumo prensas.

| Consumo Prensas | | | | |
|---|--------------------|---------------|---------------|---------------|
| Valor / Prensa | 1 | 2 | 3 | 4 |
| Volumen Digestor (m ³) | 3.95 | 3.95 | 1.882 | 1.882 |
| Densidad Promedio fruto (Ton/m ³) | 0.9441 | | | |
| Masa Consumida (Ton) | 3.7292 | 3.7292 | 1.7768 | 1.7768 |
| Tiempo de Consumo (h) | 0.3284 | 0.3364 | 0.2696 | 0.2818 |
| Flujo Másico Prensa (Ton/h) | 11.356 | 11.085 | 6.5903 | 6.3048 |
| Capacidad Prensado Real (Ton/h) | 35.33615 | | | |
| Capacidad Prensado Instalada (Ton/h) | 33 | | | |
| Eficiencia de Prensado (%) | 107.0792446 | | | |

En la tabla 18 se muestran los valores obtenidos del consumo de las prensas, estos datos son próximos al obtenido en los informes de producción diarios, en la tabla se puede ver que la planta está consumiendo en prensado aprox. un 7% por encima de la capacidad instalada, lo cual es adecuado en la medida que la planta este en la capacidad de procesar tal cantidad en las siguientes etapas, también se puede ver que la línea 1 (prensas #1 y #3) es la que posee un mayor consumo con aproximadamente 0.5 Ton/h por encima de la línea 2 (prensas #2 y #4), los datos aquí consignados fueron el resultado de hacer la prueba sobre las prensas en dos oportunidades a cada una, el tiempo que aparece como de consumo en esta tabla son los valores promedio de tiempo que aparecen en la tabla 17 divididos entre 3600 s/h.

✦ Flujo de Fibra y nuez saliendo de las prensas

Tabla 19. Flujo fibra y nuez prensa 3.

| Flujo Fibra y Nuez Prensa 3 | | | |
|------------------------------------|------------------|-------------------|----------------------------|
| Medida/Dimensión | Masa (Kg) | Tiempo (h) | Flujo Másico (Kg/h) |
| 1 | 12.50 | 0.00926389 | 1349.325337 |
| 2 | 11.75 | 0.00871667 | 1347.992352 |
| 3 | 13.00 | 0.01013333 | 1282.894737 |
| Promedio | 12.41667 | 0.0093713 | 1326.737475 |

Tabla 20. Flujo fibra y nuez prensa 4.

| Flujo Fibra y Nuez Prensa 4 | | | |
|------------------------------------|------------------|-------------------|----------------------------|
| Medida/Dimensión | Masa (Kg) | Tiempo (h) | Flujo Másico (Kg/h) |
| 1 | 11.50 | 0.0099389 | 1157.070989 |
| 2 | 10.75 | 0.0093306 | 1152.12861 |
| 3 | 11.25 | 0.0096333 | 1167.820069 |
| Promedio | 11.17 | 0.009634 | 1159.006556 |

Lo que hace referencia con los valores de flujo que sale de fibra y nuez a través de las prensas fueron datos que no se pudieron concluir debido a que solo se pudo realizar dicha prueba sobre las prensas pequeñas (3 y 4), para estas prensas se ve que los valores son similares, sin embargo la prensa 3 posee mayor flujo ascendiendo a los 167.730919 Kg/h por encima de la prensa 4, para saber cuál es la línea que posee un mayor flujo era necesario hacer la prueba sobre las otras dos prensas (1 y 2), en el punto de pruebas no realizadas se da la explicación concerniente al porque no se realizaron las pruebas sobre estas prensas.

- Fruto procesado, Aceite producido y porcentaje de extracción durante los meses de enero, febrero y marzo de 2007:

Tabla 21. Porcentaje de extracción enero 2007.

| Enero | Fruto Procesado (Kg) | Aceite Producido (Kg) | Porcentaje Extracción (%) |
|-----------------|-----------------------------|------------------------------|----------------------------------|
| Total | 12374056 | 2535870 | 20.49344209 |
| Promedio | 412468.5333 | 84529 | 19.24306574 |

Tabla 22. Porcentaje de extracción febrero 2007.

| Febrero | Fruto Procesado (Kg) | Aceite Producido (Kg) | Porcentaje Extracción (%) |
|-----------------|-----------------------------|------------------------------|----------------------------------|
| Total | 12772258 | 2566010 | 20.09049614 |
| Promedio | 456152.0714 | 91643.21429 | 19.52748958 |

Tabla 23. Porcentaje de extracción marzo 2007.

| Marzo | Fruto Procesado (Kg) | Aceite Producido (Kg) | Porcentaje Extracción (%) |
|-----------------|-----------------------------|------------------------------|----------------------------------|
| Total | 12315523 | 2339343 | 18.99507638 |
| Promedio | 397274,9355 | 75462,67742 | 16,60766387 |

En las tablas 21 y 22 se puede apreciar que durante febrero hubo un aumento en el fruto procesado de 398202 Kg, de aceite producido de 30140 Kg, pero que durante ese mismo periodo de tiempo la disminución en el

porcentaje total de extracción fue poco apreciable, haciéndose equivalente de forma aprox. a un 0.4029% de este valor, al realizarse la comparación entre la tabla 23 y la tabla 22 se aprecia que el fruto procesado sufrió una disminución de 58533 Kg, de aceite producido de 196527 Kg y de porcentaje de extracción de 1.4984%, luego al compararla con la tabla 21 arroja los siguientes resultados una disminución de fruto procesado de 456735 Kg, de aceite procesado de 226667 Kg y de porcentaje de extracción 1.0954% del total, lo que se puede apreciar de las tres tablas anteriores es que marzo fue el mes más deficiente en cuanto a extracción de aceite crudo de palma lo que se refleja en una menor cantidad de fruto procesado, la posible causa de esta disminución puede ser la baja en la cosecha durante este periodo.

Tabla 24. Eficiencia de extracción del proceso.

| EXTRACCIÓN REAL PROCESO | | | |
|--------------------------------|-----------------------|----------------------------|-------------------------------------|
| Capacidad Real | | Capacidad Instalada | Eficiencia de Extracción (%) |
| Mes | (%) Extracción | (%) Extracción | |
| Enero | 20,49344209 | 21 | 97,58781948 |
| Febrero | 20,09049614 | | 95,66902924 |
| Marzo | 18,99507638 | | 90,45274467 |
| Promedio | 19,85967154 | | 94,56986446 |

En la tabla 24 se puede observar que a pesar de que los datos de fruto procesado fueron superiores durante el mes de febrero (Tabla 6), la mayor extracción en el proceso se logró durante el mes de enero alcanzando un 98% aproximadamente comparándolo con el porcentaje de extracción instalado, este es un valor bastante adecuado para lo que se debe manejar en el proceso, pero también se debe tener en cuenta que la extracción promedio durante el primer trimestre de 2007 estuvo muy cerca del 20% ocasionando una eficiencia promedio de extracción del 95% aproximadamente, lo cual conduce a un comportamiento favorable en el proceso por ser un valor próximo a la capacidad instalada, esto produce que

el proceso trabaje de la forma más adecuada posible y así cumpla con el requerimiento de extracción.

- La información que se presenta a continuación es la concerniente a la etapa de desfibración, donde se tabulan los flujos másicos en esta sección con trabajo de las cuatro prensas, fue realizado durante los días 15 y 23 de febrero y 23 de marzo, estos días fueron los únicos que se pudieron hacer las tomas para todos los equipos tabulados, en las tablas de la 25 a 31 aparecen los promedios totales entre las tres fechas mencionadas, el resto de la información en la etapa de desfibración se encuentra en el anexo 1, punto 1.5..

❖ BALANCE ETAPA DE DESFIBRACIÓN

Tabla 25. Corriente prensas balance desfibración.

| Corriente prensas | | | | |
|---------------------------|---------------|---------------|---------------|-----------------------|
| Prensas/Mediciones | Feb-15 | Feb-23 | Mar-23 | Promedio (Amp) |
| | 1 | 2 | 3 | |
| 1 | 80 | 70 | 60 | 70 |
| 2 | 50 | 50 | 50 | 50 |
| 3 | 60 | 50 | 50 | 53.333 |
| 4 | 50 | 40 | 45 | 45 |

Tabla 26. Flujo másico tambores pulidores 1 y 2.

| Tambor Pulidor 1 y 2 | | | | | | | |
|-----------------------------|---------------|------------------|-------------------|----------------------------|------------------|-------------------|----------------------------|
| Fecha | Medic. | 1 | | | 2 | | |
| | | Masa (Kg) | Tiempo (h) | Flujo Másico (Kg/h) | Masa (Kg) | Tiempo (h) | Flujo Másico (Kg/h) |
| Feb-15 | 1 | 10.042 | 0.0043 | 2356.97 | 8.25 | 0.0043 | 1937.86 |
| Feb-23 | 2 | 5.617 | 0.0028 | 1983.87 | 5.35 | 0.0029 | 1872.95 |
| Mar-23 | 3 | 9.217 | 0.0044 | 2098.07 | 8.62 | 0.0043 | 2015.53 |
| Promedio | | 8.292 | 0.0038 | 2146.31 | 7.41 | 0.0038 | 1942.12 |
| Suma Flujos (Kg/h) | | 4088.42 | | | | | |

Tabla 27. Flujo másico silo de nuez.

| Silo de Nuez | | | | |
|---------------------|-------------------|-------------------|-------------------|----------------------------|
| Fecha | Mediciones | Masa (Kg) | Tiempo (h) | Flujo Másico (Kg/h) |
| Feb-15 | 1 | 9.42 | 0.00424907 | 2217.017138 |
| Feb-23 | 2 | 10.3766667 | 0.00287778 | 3606.064427 |
| Mar-23 | 3 | 18.3166667 | 0.00428241 | 4277.212071 |
| Promedio | | 12.7044444 | 0.00380309 | 3366.764545 |

Diferencia = 4088.419675 – 3366.764545 = 721.65513 Kg/h.

La diferencia entre lo que sale de los tambores pulidores en tabla 26 y lo que sale del silo de nuez en la tabla 27 muestra una diferencia del 17.65% de flujo de exceso a favor de los tambores pulidores lo cual produce que el balance de masa en estos equipos sea inadecuado, para que este cumpliera con lo deseado la parrilla del silo de nuez debe ser abierta.

Tabla 28. Flujo másico hidrociclón.

| Hidrociclón | | | | |
|--------------------|-------------------|-------------------|-------------------|----------------------------|
| Fecha | Mediciones | Masa (Kg) | Tiempo (h) | Flujo Másico (Kg/h) |
| Feb-15 | 1 | 1.08333333 | 0.0167537 | 64.66594372 |
| Feb-23 | 2 | 1.08166667 | 0.00838704 | 128.94858 |
| Mar-23 | 3 | 1.33 | 0.02508333 | 53.14615801 |
| Promedio | | 1.16611111 | 0.01674136 | 82.25356059 |

Tabla 29. Flujo másico cáscara.

| Cáscara | | | | |
|-----------------|-------------------|-------------------|-------------------|----------------------------|
| Fecha | Mediciones | Masa (Kg) | Tiempo (h) | Flujo Másico (Kg/h) |
| Feb-15 | 1 | 2.4 | 0.0084287 | 284.7325069 |
| Feb-23 | 2 | 2.53333333 | 0.00424074 | 597.437174 |
| Mar-23 | 3 | 2.18 | 0.0043537 | 501.285251 |
| Promedio | | 2.37222222 | 0.00567438 | 461.151644 |

Tabla 30. Flujo másico finos.

| Finos | | | | |
|-----------------|-------------------|-------------------|-------------------|----------------------------|
| Fecha | Mediciones | Masa (Kg) | Tiempo (h) | Flujo Másico (Kg/h) |
| Feb-15 | 1 | 6.39166667 | 0.00844167 | 757.2265068 |
| Feb-23 | 2 | 3.31666667 | 0.00836944 | 396.2980821 |
| Mar-23 | 3 | 2.60 | 0.00290556 | 893.5088996 |
| Promedio | | 4.10166667 | 0.00657222 | 682.3444962 |

Tabla 31. Flujo másico fibra línea 1 y 2.

| Fibra línea 1 y 2 | | | | |
|--------------------------|-------------------|------------------|-------------------|----------------------------|
| Fecha | Mediciones | Masa (Kg) | Tiempo (h) | Flujo Másico (Kg/h) |
| Feb-15 | 1 | 19.96666667 | 0.00286944 | 6958.514502 |
| Feb-23 | 2 | 13.56666667 | 0.00204675 | 6625.966642 |
| Mar-23 | 3 | 9.47 | 0.00151019 | 6266.180197 |
| Promedio | | 14.334447 | 0.00214213 | 6691.67931 |

En las tablas 26 a 31 se muestran los flujos másicos que la sección de desfibrarían transfiere al proceso luego de que el fruto pasa por la etapa de extracción, de estos flujos se destacan los de los tambores pulidores, el silo de nuez y el de fibra representando este último el mayor valor ascendiente a 6691.67931 Kg/h cuando trabajan las dos líneas en valor promedio.

- Esta información presenta los datos para la etapa de clarificación como tal de las sustracciones realizadas entre los valores de flujos másicos y volumétricos presentes dentro de las tablas 33 a 36 del anexo 1, donde F (Florentinos), C (Centrifugas), P (Prensas), A (Agua), FI (Flujo), M (Másico) y V (Volumétrico), que se hizo sobre el tamiz vibratorio, el resto de información concerniente a esta etapa se presenta en el anexo 1, punto 1.6..

- Flujo volumétrico y másico enviado por los Florentinos:

$$FI.V.F. = (FI.V.(F + C + P + A). - FI.V.(C + P + A).) = 9.0834 - 4.6609 = 4.4225 \text{ m}^3/\text{h}.$$

$$\text{Fl.M.F.} = (\text{Fl.M.}(F + C + P + A). - \text{Fl.M.}(C + P + A).) = 164.594 - 117.288 = 47.306 \text{ Kg/h.}$$

- Flujo volumétrico y másico enviado por las Centrifugas:

$$\text{Fl.V.C.} = (\text{Fl.V.}(C + P + A). - \text{Fl.V.}(P + A).) = 4.6609 - 2.4098 = 2.2511 \text{ m}^3/\text{h.}$$

$$\text{Fl.M.C.} = (\text{Fl.M.}(C + P + A). - \text{Fl.M.}(P + A).) = 117.2880 - 58.6293 = 58.6587 \text{ Kg/h.}$$

- Flujo volumétrico y másico de agua enviado al sistema:

$$\text{Fl.V.A.} = (\text{Fl.V.}(P + A). - \text{Fl.V.}(P).) = 2.4098 - 1.9149 = 0.4949 \text{ m}^3/\text{h.}$$

$$\text{Fl.M.A.} = (\text{Fl.M.}(P + A). - \text{Fl.M.}(P).) = 58.6293 - 51.6404 = 6.9789 \text{ Kg/h.}$$

- El flujo volumétrico y másico enviado por las prensas:

$$\text{F.V.P.} = (\text{F.V.}(P + A). - \text{F.V.}(A).) = 1.9149 - 0.4949 = 1.4200 \text{ m}^3/\text{h.}$$

$$\text{F.M.P.} = (\text{F.M.}(P + A). - \text{F.M.}(A).) = 51.6404 - 6.9789 = 44.6615 \text{ Kg/h.}$$

- Por último para cumplir con uno de los objetivos más importantes del trabajo se plasma la información concerniente al balance de masa por etapas y al balance global de masa del proceso, esto se pudo realizar por medio del seguimiento del procedimiento descrito en la figura 4 en el desarrollo experimental y se explicará entre los puntos 2.1. a 2.5. a continuación.

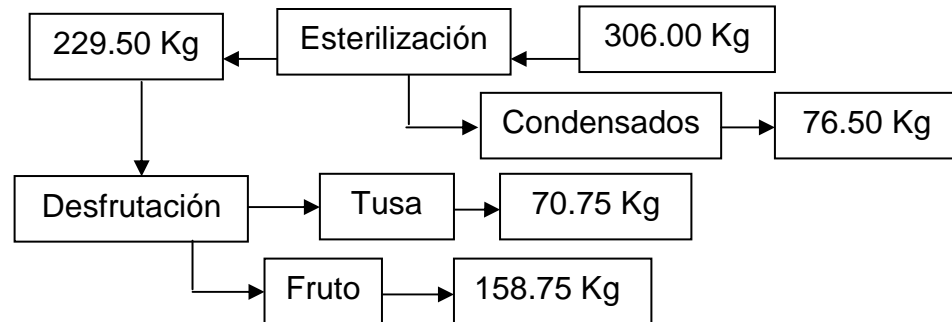
6.1 VALORES DE MASA EN LAS ETAPAS

- Masa entrando a esterilización = 306.00 Kg.
- Masa saliendo de esterilización = 229.50 Kg.
- Masa entrando a desfrutación = 229.50 Kg.

▪ Masa saliendo de desfrutación = 70.75 Kg.

❖ En el siguiente esquema se presentan los valores en masa para las dos primeras etapas del proceso.

Figura 5. Esquema Balance de Masa Esterilización y desfrutación.



6.2 VALORES DE MASA Y PORCENTAJES BALANCE DE MASA

Tabla 32. Balance de masa en esterilización.

| BALANCE ESTERILIZACIÓN | | |
|---|----------------------|---------------------------------|
| Masa | Cantidad (Kg) | Porcentaje Sobre RFF (%) |
| Entrando a Esterilización | 306.00 | 100 |
| Saliendo de Esterilización | 229.50 | 75 |
| Saliendo en Condensados (H ₂ O + Aceite) | 76.50 | 25 |

Tabla 33. Balance de masa en desfrutación.

| BALANCE DESFRUTACIÓN | | | |
|-----------------------------|----------------------|--|---------------------------------|
| Masa | Cantidad (Kg) | Porcentaje sobre Fruto Esterilizado (%) | Porcentaje Sobre RFF (%) |
| Entrando a Desfrutación | 229.50 | 100 | 75 |
| Saliendo de Fruto | 158.75 | 69.17 | 51.88 |
| Saliendo de Tusa | 70.75 | 30.83 | 23.12 |

Los datos presentados en la figura 5 y las tablas 32 y 33 muestran que la etapa de esterilización posee un problema de exceso en la salida de

condensados (agua y aceite) debido a que durante el desarrollo de la prueba se perdió el 25% del peso del fruto utilizado para el balance de masa, valor que según la literatura se encuentra entre el 10 y el 12%, lo que quiere decir que se están duplicando las cantidades establecidas y produce como consecuencia la falla del balance en la etapa, por lo tanto se debe hacer una corrección para evitar que esto siga ocurriendo, respecto a la etapa de defrutación se puede decir que no presenta problemas debido a que la salida de tusa estuvo alrededor del 23% y según la literatura está por el orden del 25% lo que hace cumplir el balance en dicha etapa y que no se tengan que realizar cambios en ese aspecto, en el anexo 1 (tabla 70) se encuentran los valores en masa de los racimos utilizados para realizar el balance de masa del proceso que esclarece el porqué de los resultados.

6.3 PORCENTAJE DE FRUTO ADHERIDO EN TUSA

Respecto de los números mencionados a continuación, estos se encuentran presentes en la tabla tal del anexo 1 (tabla 70) se obtienen los siguientes datos.

↪ También se tomo fruto adherido en tusa a las tusas número:12, 9, 19, 17, 8.

↪ Tusas que presentaron fruto adherido fueron: 9, 19, 17.

↪ Tusas que no presentaron fruto adherido fueron: 12, 8.

Peso total de las tusas = 19000 g.

$$\%w_{fat} = (50.62/19000)*100 = 0.266\%$$

Peso del fruto adherido = 50.62 g.

Peso tusas + fruto adherido = 12000 g.

$$\%w_{fat} = (50.62/12000)*100 = 0.422\%$$

Peso del fruto adherido = 50.62 g.

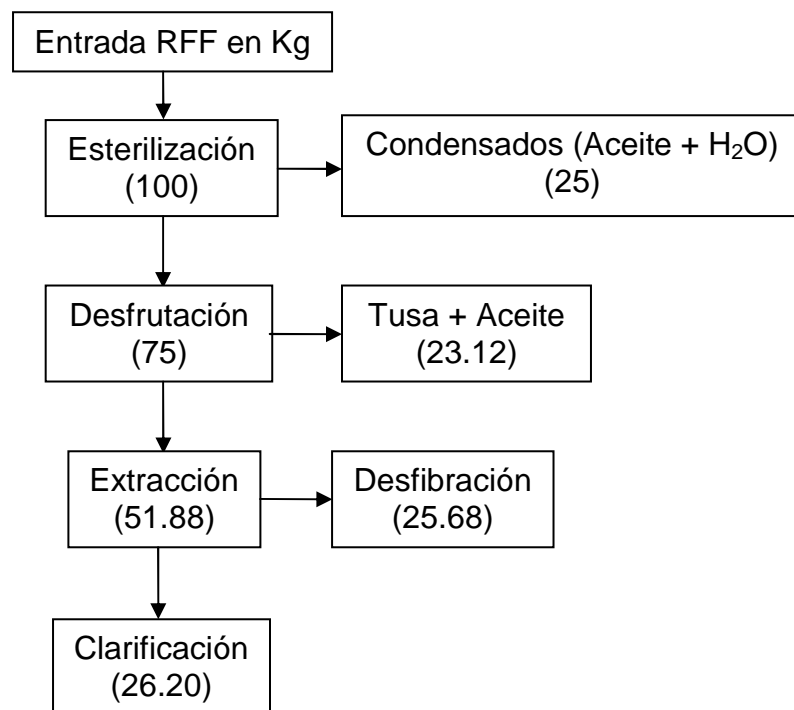
El fruto adherido en tusa se realizó con buen tiempo de desfrutación.

6.4 PORCENTAJE DE ACEITE EN TUSA

% Aceite en Sólido Seco No Aceitoso (SSNA) = 6.25%

% Aceite en Muestra Húmeda Aceitosa = 2.34

Figura 6. Esquema Balance de Masa General del proceso.



En la figura 6 se muestra la distribución del balance de masa global del proceso de extracción de aceite crudo de palma hasta clarificación y desfibración, las etapas de esterilización y desfrutación se explicaron anteriormente, según esta figura a la etapa de extracción entró prácticamente

el 52% del total utilizado para el balance, valor que se encuentra por debajo del expresado en la literatura el cual se encuentra en el orden del 60 al 65%.

Este valor esta fuera de dicho orden debido a que desde el comienzo del balance existe una pérdida excesiva en la esterilización y ésta afecta la llegada del fruto a extracción, luego se va a extraer menos cantidad de la esperada pero debido a la entrada y no a fallas en la etapa.

Para terminar con el balance se asumió un valor de porcentaje como base de calculo que según la literatura es válido ya que no se pudo realizar la prueba directamente sobre los equipos, el porqué de esta situación se explicara en las pruebas no realizadas de la sección 3, el valor es un aumento en 0.5% de exceso para la etapa de clarificación (lodos pesados, agua, lodos livianos y aceite) que para la etapa de desfibración (fibra y nuez) o sea la distribución es 50.5% para clarificación y 49.5% para desfibración de la cantidad entrante a la etapa de extracción, con esto termina el balance de masa global del proceso.

CONCLUSIONES

- Se logró conseguir las variables de los equipos más relevantes de las etapas escogidas del proceso en la medida de las posibilidades de realización de las pruebas, las cuales sirvieron para lograr el propósito, para los demás equipos se describió la operación realizada por estos dentro del proceso.
- El establecimiento de los valores obtenidos como resultados no fue posible realizarlo debido a que no hubo forma de hacer la comparación con los datos consignados en las hojas de vida de los equipos, porque en gran parte de estas no se encontraban los valores buscados para este propósito, además hacen falta manuales de los equipos, por lo tanto no se cumplió con este objetivo por falta de información pertinente.
- Para lograr la realización del balance de masa del proceso se debió hacer una suposición que según lo expresado en la literatura es válida, porque es un comportamiento más o menos establecido dentro de los balances de este tipo de proceso, la suposición se hizo por la imposibilidad de desarrollo de las pruebas requeridas para el balance en las prensas.
- Se consiguió realizar la comparación de las capacidades instaladas con las capacidades obtenidas (Reales) por desarrollo de las pruebas, estas pruebas arrojaron como resultado un TRH real de proceso aproximadamente 5 Ton/h por debajo de la instalada (27 Ton/h), a diferencia el TRH real de prensado estuvo prácticamente 2.5 Ton/h por encima de la capacidad instalada (33 Ton/h), por último el porcentaje de extracción de aceite real estuvo al menos 1% por debajo de la instalada (21%), esto da como resultado que el prensado presenta un comportamiento adecuado, a la

extracción le falta poco para cumplir la meta instalada y hay que examinar el proceso a profundidad para ajustarlo y acercarlo lo más posible a la capacidad instalada.

RECOMENDACIONES

- Si se va a tener RFF en el suelo por necesidad de llenado de la tolva, este debe ser el primero que se consuma en el proceso debido al riesgo de aumento en la acidez expresado en (AGL), sin embargo en la tolva tampoco debe permanecer por un tiempo muy prolongado por la misma razón.
- La realización de las pruebas 3.2. y 3.4. que aparecen en la sección 3 del informe, son las que van a permitir la culminación real del balance de masa del proceso sin necesidad de hacer la suposición para completarlo, que de todas formas es válida según la literatura.
- La realización de las pruebas 3.1., 3.3. y 3.5. que aparecen en la sección 3 del informe, donde la primera va a servir para saber cuáles son los flujos reales de llegada sobre el tamiz vibratorio y el tanque de crudo con todo los equipos que intervienen, la segunda para saber el flujo total de las centrifugas con el fin de obtener el consumo de lodos del proceso y la tercera para saber la cantidad de aceite que se tiene para despachar y de agua para que no falte dentro del proceso.
- El desarrollo del balance de masa realizado sobre el proceso una vez por semana o de lo contrario al menos una vez cada quince días, para saber el comportamiento del proceso y las pérdidas en las etapas, con el fin de resolver los inconvenientes que se presenten.
- En lo posible al momento de adquirir algún tipo de equipo para el proceso cualquiera que este sea exigir los manuales, planos, y características de los mismos, para adicionarlos a las hojas de vida con el fin tener toda la

información posible en caso de necesidad de información para realizar cualquier tarea relacionada con estos documentos.

BIBLIOGRAFÍA

- Federación Nacional de Cultivadores de Palma de Aceite, Palma Africana, 2007, Pagina Web: www.fedepalma.org.
- WAMBECK Noel, Sinopsis del proceso de la palma de aceite, 2005, Vol. I, I y III.

ANEXOS

ANEXO 1. TEORIA GENERAL Y DATOS DE LOS EQUIPOS DEL PROCESO

1. ETAPAS

1.1. RECEPCIÓN

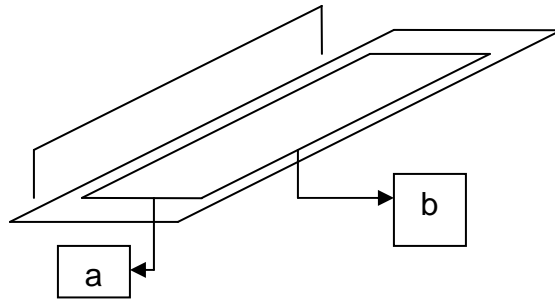
1.1.1. BASCULA

La función de la bascula es obtener el valor en peso del cargamento con RFF contenido en los transportes, el dato es conseguido cuando los transportes con RFF pasan por esta a la entrada y a la salida sin el RFF, esto da el peso real del cargamento de fruto entrando en planta, lo referente a los despachos y salida de subproductos de desecho se hace al contrario; así se sabe el peso real del cargue realizado, la capacidad máxima del puente báscula es de 80 Ton., el horario de recepción de RFF en la planta es de 5:00 a.m. – 12:00 p.m. a continuación se muestra el equipo.

Foto 1. Puente Báscula



Esquema 1. Puente báscula.



a y b son las dimensiones del puente báscula.

Tabla 1. Dimensiones puente báscula.

| Dimensiones | |
|-----------------------------|--------------|
| Ancho (m) (a) | 3.20 |
| Largo (m) (b) | 18.25 |
| Área (m²) | 58.40 |

La empresa realiza despachos de productos terminados como: aceite crudo de palma, aceite de palmiste y torta de palmiste, también se están haciendo despachos de nuez y almendra, esto ocurre cuando la capacidad de las etapas de palmisteria y planta palmiste no dan abasto con la cantidad que hay para procesar; los despachos son realizados con autorización del área comercial, respecto de la tusa, la fibra, los lodos y las cenizas, estos se consideran subproductos de desecho y salen de la planta hacia las plantaciones para ser utilizados como abono y son un gasto para la empresa, en la tabla 2 se puede observar la información de los despachos y la representación de estos valores.

Tabla 2. Cantidades de Productos terminados y subproductos de desecho despachados.

| Despacho / Peso Transporte | Lleno (Ton) | Bruto (Ton) * |
|----------------------------|-------------|---------------|
| Aceite crudo de palma | 34.0 | 53 .0 |
| Aceite de palmiste | 34.0 | 53 .0 |

| | | |
|-------------------|-------------|-------|
| Torta de palmiste | 8.5 – 9.0 | 16 .0 |
| Tusa | 4.0 – 10.58 | 16 .0 |
| Fibra | 4.0 – 10.58 | 16 .0 |
| Lodo y Cenizas | 4.0 – 10.58 | 16 .0 |
| Nuez | 5.0 – 10.0 | 16 .0 |
| Almendra | 5.0 – 10.0 | 16 .0 |

Donde:

* La tercera columna representa los valores promedio en despachos con aceite de palma y palmiste, torta de palmiste y subproductos de desecho, además de nuez y almendra en su máximo tonelaje, también se despachan carro-tanques de 11 toneladas con aceite de palma y palmiste y volquetas con los otros productos en su menor capacidad.

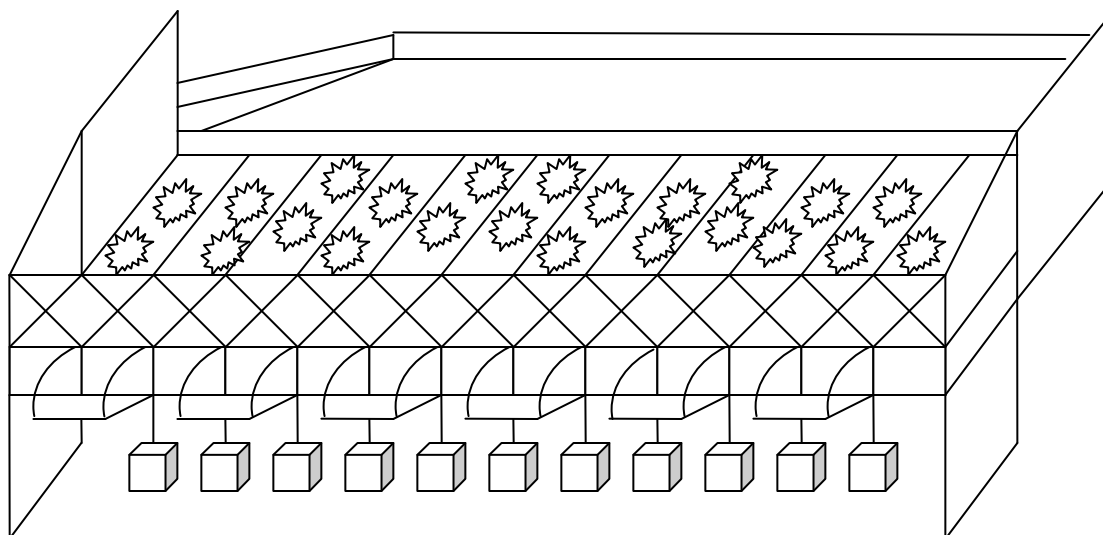
De las salidas que no son productos terminados la que más pesa es la de tusa, porque representa un porcentaje importante de los RFF equivalente al 22% de los mismos, el balance de masa para la bascula no da información útil para el diagrama de flujo de masa del proceso, porque en este equipo lo que entra es igual a lo que sale, lo importante aquí es saber cuánto RFF entra a la planta, cuanto es lo que se despacha y cuanto es lo que se desecha para cultivo, con el fin de poseer la información pertinente sobre las existencias reales de todos los productos y subproductos de desecho en planta.

1.1.2. TOLVA DE RECIBO

La tolva de recibo maneja la recepción de RFF en los transportes aceptados por la báscula, allí se realiza la calificación de los mismos, luego salen hacia las vagonetas por las bocas, la capacidad máxima de almacenamiento de la tolva es 130 Ton. y las bocas que alimentan las vagonetas son 13, dependiendo de la parte de la tolva que se encuentre llena en el momento,

se hace la descarga de RFF sobre las vagonetas por las bocas que estén listas en la ubicación con RFF disponible para dicha operación, la capacidad de cada boca es de 10 Ton., en el siguiente esquema se muestra este equipo.

Esquema 2. Tolva de Recibo.



El fruto es calificado por medio del método estrella: Consiste en una estrella con 15 puntas, que se lanza sobre el cargamento y cada punta cae sobre un racimo, estos racimos son evaluados con los valores mostrados en la tabla 3, a los racimos escogidos de acuerdo al peso del viaje, se les mira la cantidad de alvéolos que poseen y sabiendo dicho valor se clasifica el tipo de fruto por medio de la tabla 4, según esta tabla, el fruto que presente las características de podrido es devuelto al proveedor correspondiente, el fruto maduro es el único que se recibe sin problema debido a que es el mejor fruto para trabajar en el proceso, el verde y el sobre maduro se reciben, pero el proveedor es castigado con un descuento del 2.5% en el valor total de la carga y el podrido además de ser devuelto al proveedor también se le realiza el descuento anterior.

Foto 2. Estrella para calificación de fruto.

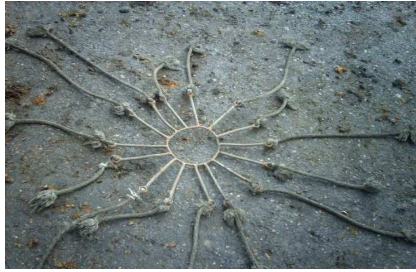


Tabla 3. Cantidad de racimos a evaluar por peso de viaje.

| Cantidad de racimos | Peso viaje (Ton) |
|----------------------------|-------------------------|
| 15 | 3 |
| 50 | 3 – 7 |
| 70 | 7 en adelante |

Tabla 4. Clasificación de fruto de acuerdo al número de alvéolos.

| Tipo de fruto | Numero de alvéolos |
|----------------------|---------------------------|
| Verde | 0 |
| Maduro | 1 – 50 |
| Sobre maduro | 51 – 100 |
| Podrido | 101 |

Por otra parte a los racimos se les mira el pedúnculo y se clasifican de tres formas de acuerdo al tipo de corte que se realizó sobre ellos, en la tabla 5 se muestran los valores para la calificación por tipo de corte realizado sobre el pedúnculo y en la foto 3 se ven los tipos de corte para establecer mejor la descripción, la clase de racimos con la que se debe trabajar es la que posee pedúnculo con corte en V, los racimos con los otros dos tipos de corte se reciben, pero los calificadores lo reportan en las observaciones, por otra parte el proveedor es castigado con una reducción en el pago del cargamento del 2.5% del total del mismo.

Tabla 5. Tipo de corte calificado sobre el pedúnculo.

| Pedúnculo | Tipo de corte |
|-----------|----------------------|
| | En V |
| | Recto de 1cm |
| | Recto mayor de 1.1cm |

Foto 3. Tipo de corte sobre pedúnculo.



En V, Recto de 1 cm y Recto mayor de 1.1 cm, respectivamente.

Los racimos con corte recto de 1cm y recto mayor de 1.1cm poseen un problema importante por el cual no deberían recibirse y es que por la forma del corte, durante el proceso arrastran aceite y esto produce perdidas, otra prueba que se le hace a los racimos que se califican es la de cantidad de impurezas presentes, esta se realiza por medio de un cuarteo del viaje que va al suelo o dentro del mismo transporte si es mucho el mugre que se percibe y allí se hace una especie de homogenización de las impurezas sobre el viaje, luego se sirne la pepa y lo que salga de mugre se divide por el total del viaje, con esto se determina el porcentaje de impurezas presentes en el respectivo viaje.

Las clases de impurezas que se manejan para evaluación son las siguientes:

- 1- Arena.
- 2- Arcilla.
- 3- Hojas.
- 4- Otros (piedras).

Al empezar el día a través del laboratorio se hace un sorteo de los viajes que van a ser calificados durante el mismo, se tienen 60 balotas numeradas y se sacan 20, son los viajes a los que se les va a realizar dicha calificación, si se hace notoria la presencia de algo extraño dentro de un viaje, se califica y se coloca dentro de las observaciones, así no esté dentro de los viajes sorteados al iniciar el día, el balance de masa en la tolva no es significativo, pero si se producen pérdidas de fruto durante el descargue de RFF y en el paso de este a las vagonetas por que se pierde en el suelo y no es recuperado en su totalidad para ir a proceso.

1.1.3. VAGONETAS

Su función es recibir el RFF proveniente de las bocas de la tolva, el fruto que cae al suelo es barrido y adicionado a la siguiente vagoneta, pero no en su totalidad, porque algo queda en el suelo que no es recuperado, es llevado a esterilización para iniciar el proceso, luego se llevan a desfrutación por medio de los rieles y cambia vías del suelo, donde los puente grúas las voltean sobre las tolvas de desfrutación para que allí caiga el fruto ya esterilizado, en la foto 4 se muestra la vista de las vagonetas, también por medio de tablas 6, 7 y 8 se establecen cantidades y capacidades de las vagonetas existentes en planta, además de las vagonetas en servicio y fuera de él.

Foto 4. Vagonetas.



Tabla 6. Cantidad de vagonetas existentes en planta.

| Vagonetas | |
|-------------------|------------|
| En Servicio | 150 |
| Fuera de Servicio | 57 |
| Total | 207 |

Tabla 7. Capacidades de las vagonetas según su forma.

| Capacidad (Ton) | |
|------------------------|--------------|
| Transmilenio | 1.550 |
| Convencional | 1.300 |
| Promedio | 1.425 |

Tabla 8. Cantidad de vagonetas de los tipos existentes.

| Tipo de Vagoneta | Numero de Vagonetas |
|-------------------------|----------------------------|
| Transmilenio | 75 |
| Convencional | 132 |
| Total | 207 |

1.2. ESTERILIZACIÓN

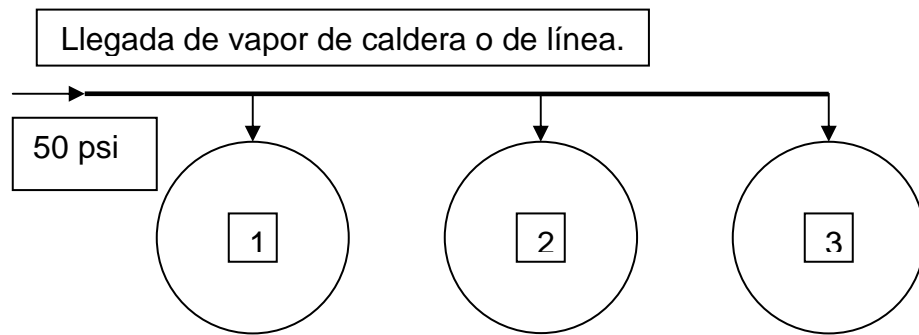
1.2.1. ESTERILIZADORES (AUTOCLAVES)

La sección se comprende de 3 esterilizadores o autoclaves, ellos reciben vapor de línea de 50 psi aprox., se considera el valor adecuado de trabajo, esto depende de cómo estén trabajando las calderas para cumplir este parámetro (combustible, fibra y otras variables (energía)), de acuerdo al momento de trabajo y al tipo de fruto que se esté esterilizando la presión dentro de los esterilizadores va a oscilar entre 0 y 45 psi.

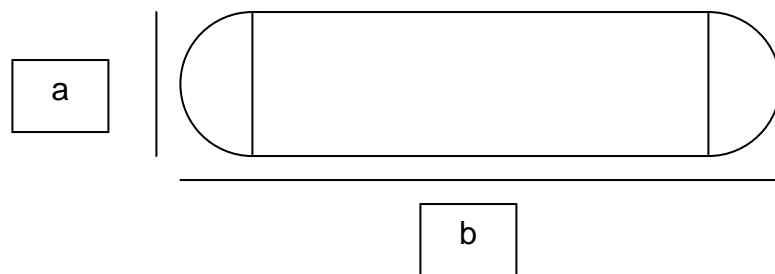
El objetivo principal de esta etapa es esterilizar los RFF lo mejor posible para evitar la acidificación, acelerar el proceso de desprendimiento de los frutos, facilitar la extracción del aceite, además sirve para la purificación del aceite, previene la formación de emulsiones durante la recuperación del aceite

crudo, entre otras características, en los esquemas 3 y 4 se muestran la de llegada de vapor de caldera a los esterilizadores y el del esterilizador, además en la tabla 9 se muestran las dimensiones de los esterilizadores, según la literatura la esterilización es la etapa más importante del proceso de extracción de aceite de palma y además esta implica la mayor utilización de vapor en la planta, los esterilizadores trabajan de uno por uno y promedian entre 15 y 20 minutos entre el fin del proceso en uno y el comienzo del proceso en el siguiente, la capacidad de cada esterilizador es de 12 vagonetas con RFF.

Esquema 3. Llegada del vapor proveniente de la caldera o vapor de línea.



Esquema 4. Esterilizador.



a y b son las dimensiones de los esterilizadores.

Tabla 9. Dimensiones de los Esterilizadores o Autoclaves.

| Dimensiones | |
|--------------------------------|---------------|
| Diámetro (m) (a) | 1.70 |
| Área (m ²) | 2.27 |
| Longitud (m) (b) | 26.05 |
| Volumen (m³) | 59.128 |

El proceso de esterilización se da en ciclos de entre 60 y 70 minutos, tiempo que no considera la entrada y salida de vagonetas y tampoco la apertura y cierre de puertas, según la información recibida, con producción normal de vapor de caldera alcanzan a salir dos esterilizadores por hora aprox., de lo contrario solo sale uno, en las tablas 9 y 10 se muestran los periodos representados en tiempos y presiones, con su explicación y de presiones de acuerdo con el tipo de fruto que se esté esterilizando.

Tabla 9. Periodos que se presentan durante la esterilización (t y P).

| Periodo | Tiempo de duración (min.) | Presión (psi) | | |
|----------------|----------------------------------|----------------------|-------------|--------------|
| | | Inicial | Pico | Final |
| Desaireado | 5 | 0 | 0 | 0 |
| Primer pico | 10 | 0 | 25 | 5 |
| Segundo pico | 10 | 5 | 30 | 5 |
| Sostenimiento | 40 | 5 | 35-40-45 | 35-40-45 * |

Donde:

*Son los valores de presión que se presentan dependiendo del tipo de fruto que se esté esterilizando en el momento y se distribuyen de la siguiente manera:

Tabla 10. Presión de acuerdo con el tipo de fruto que se esté esterilizando.

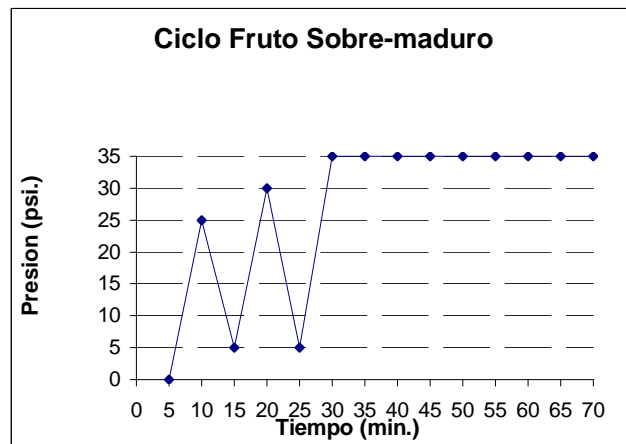
| Tipo fruto | Presión (psi) |
|--------------|---------------|
| Sobre-maduro | 35 |
| Maduro | 40 |
| Verde | 45 |

La información sobre el balance de masa luego de que los RFF salen de la esterilización es muy importante porque con este balance se comienzan a obtener datos importantes sobre pérdidas de humedad y de aceite, por lo tanto estos son valores claves a tener en cuenta en el balance global del proceso, esta información se presenta en los resultados.

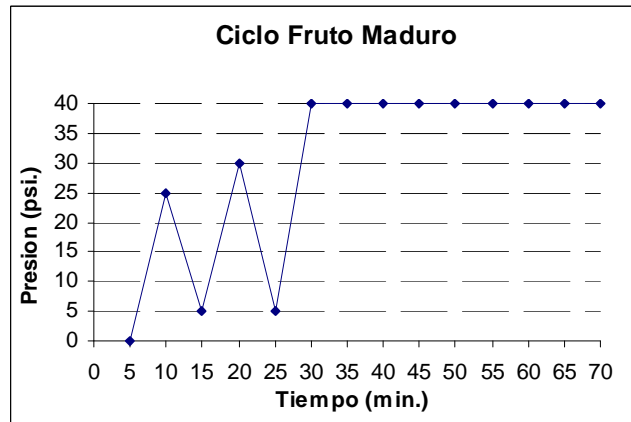
En las graficas 1, 2 y 3 que se presentan a continuación se puede ver el comportamiento del ciclo de presión de acuerdo al tipo de fruto que se esté esterilizando y sus respectivos picos en los tiempos determinados para esta etapa, en las tablas 11 y 12 se muestran la serie de temperaturas que se presentan durante el proceso de esterilización en determinados periodos de tiempo y en la salida del fruto esterilizado y la salida de los condensados y en la tabla 13 se muestran las cantidades totales entrando al proceso de esterilización.

Graficas correspondientes a los respectivos ciclos de esterilización:

Grafica 1. Ciclo de esterilización en fruto sobre-maduro.



Grafica 2. Ciclo de esterilización en fruto maduro.



Grafica 3. Ciclo de esterilización en fruto verde.

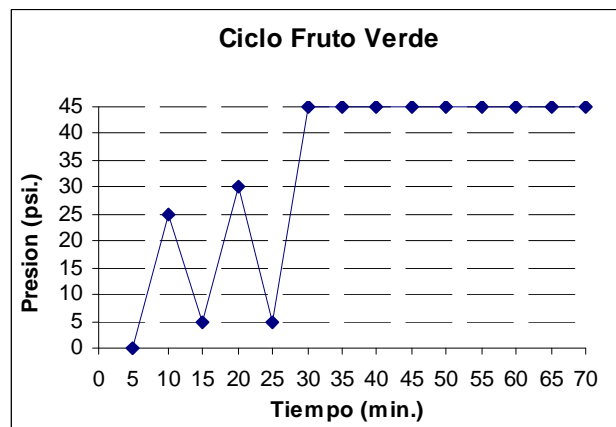


Tabla 11. Temperaturas durante un ciclo de esterilización.

| Tiempo de medida (min.) | Temperatura (°C) | | | | | Promedio |
|-------------------------|------------------|-----|-----|-----|-----|--------------|
| | T1 | T2 | T3 | T4 | T5 | |
| 5 | 86 | 86 | 91 | 94 | 93 | 90 |
| 10 | 91 | 95 | 93 | 94 | 100 | 94.6 |
| 15 | 98 | 94 | 95 | 106 | 101 | 98.8 |
| 20 | 100 | 105 | 102 | 102 | 103 | 102.4 |
| 25 | 109 | 109 | 108 | 107 | 105 | 107.6 |
| 30-70 | 105 | 110 | 113 | 114 | 115 | 111.4 |

Tabla 12. Temperaturas durante el ciclo de esterilización
(Salida de fruto y condensados de chimenea).

| Temperatura (°C) | Salida Fruto | Condensados Chimenea |
|-------------------------|---------------------|-----------------------------|
| T1 | 85 | 84 |
| T2 | 86 | 81 |
| T3 | 88 | 82 |
| T4 | 91 | 88 |
| T5 | 86 | 79 |
| Promedio | 87.2 | 82.8 |

En las tablas 11 y 12 se ven reflejados unos valores de temperaturas, que para la primera se obtuvieron en los tiempos durante los picos del ciclo de esterilización observándose que las temperaturas más elevadas se presentan durante el periodo de sostenimiento, en el caso de la segunda los valores fueron conseguidos durante momentos claves de el proceso como lo son la salidas de condensados en las descargas con temperatura máxima de 88°C y la salida del fruto luego de esterilizado alcanzando un máximo de 91°C, estos valores se deben tener en cuenta para evaluar dicha etapa respecto a sus parámetros.

Tabla 13. Cantidad entrando a esterilización, con 12 vagonetas por esterilizador.

| Capacidad Vagonetas (Ton.) | Convencional | Transmilenio | Promedio |
|-----------------------------------|---------------------|---------------------|-----------------|
| | | 1.30 | 1.55 |
| Esterilizador (1) | 15.6 | 18.6 | 17.1 |
| Esterilizador (2) | 15.6 | 18.6 | 17.1 |
| Esterilizador (3) | 15.6 | 18.6 | 17.1 |
| Total | 46.8 | 55.8 | 51.3 |

La tabla 13 muestra la capacidad de esterilización, teniendo en cuenta el tipo de vagoneta, su capacidad y además que cada esterilizador se encontrara

con 12 vagonetas para esterilizar, dando aproximadamente un máximo de 56 y un mínimo de 47 toneladas a la entrada de esta etapa.

1.2.2. BOMBA DE CONDENSADOS

La función de esta bomba es la de retirar los condensados que quedan del proceso de esterilización, estos van por canales laterales ubicados en esta zona y se dirigen a un recipiente de forma cúbica con entrada por los canales, para que en determinado momento la bomba los retire, estos condensados van por un canal hacia los pozos florentinos para recuperar algo del aceite contenido en ellos y lo recuperado regresa al proceso, el desarrollo de la caracterización de las bombas del sistema de producción de aceite crudo de palma, o sea la bomba de condensados y las bombas que se encuentran en la etapa de clarificación se llevó a cabo como se muestra en la figura 1 del texto principal, para los canales de salida de flujo es la misma figura, para evitar confusión con la forma de conseguir dichos datos, ver las tablas de las bombas presentes en el proceso, para comprender los resultados obtenidos de las bombas, los datos se encuentran en los resultados tabla 9.

1.2.3. SALIDAS DE FLUJO DEL PROCESO

Existen tres salidas de flujo importantes en el proceso que son la del canal de condensados, la del canal de centrifugas y la del canal a piscinas, a las que se les midió el caudal durante el proceso, sin embargo se debe tener en cuenta que el valor de flujo en los canales depende de factores como la densidad del fluido, trabajo de los equipos, entre otras, lo cual puede producir valores mayores o menores de caudal que el obtenido durante la medición, a diferencia de los valores de las bombas que no son tan susceptibles a los cambios en las condiciones del fluido, figura 1 del texto principal.

1.2.3.1. CANAL SALIDA DE CONDENSADOS

El fluido en el canal de condensados en la mayoría de las ocasiones está compuesto en su totalidad por agua, los lodos pesados y livianos dentro de los componentes es mínima y casi siempre sale con trazas de aceite, presenta variación en su profundidad y eso es lo que hace la diferencia de los caudales, porque el tiempo es similar, ver tabla 10 en los resultados.

1.2.3.2. CANAL SALIDA DE CENTRIFUGAS

El fluido en el canal de centrifugas en muchas de las ocasiones se compone por agua y lodos pesados, la cantidad de lodos livianos dentro de los componentes es pequeña, pero en algunas oportunidades hay que tenerla en cuenta, presenta gran variación en su profundidad y mínima en el tiempo, estos dos valores son los que producen el cambio en el caudal, ver tabla 14.

1.2.3.3. CANAL SALIDA A PISCINAS

El fluido en el canal de piscinas en muchas de las ocasiones se compone por agua y en menor cantidad de lodos pesados, la cantidad de lodos livianos dentro de los componentes no es representativa, presenta una variación notable en el tiempo y en su profundidad, estos dos valores son los que producen el cambio en el caudal, ver tabla 15.

Tabla 14. Medida promedio del flujo del canal de centrifugas.

| Canal Salida de Centrifugas | | | | |
|------------------------------------|----------|----------|----------|-----------------|
| Dimensión/ Medición | 1 | 2 | 3 | Promedio |
| Largo (m) | 2 | 2 | 2 | 2 |
| Ancho(m) | 0.3 | 0.3 | 0.3 | 0.3 |
| Profundidad (m) | 0.119 | 0.071 | 0.14 | 0.11 |
| Volumen (m ³) | 0.0714 | 0.0426 | 0.084 | 0.066 |
| Tiempo (h) | 0.003478 | 0.004335 | 0.003838 | 0.00388 |
| Caudal (m ³ /h) | 20.53655 | 9.84099 | 21.88919 | 17.4223 |
| Temperatura (°C) | 61.8 | 60.4 | 61.4 | 61.6 |

Tabla 15. Medida promedio del flujo del canal a piscinas.

| Canal Salida a Piscinas | | | | |
|--------------------------------|----------|----------|----------|-----------------|
| Dimensión/Medición | 1 | 2 | 3 | Promedio |
| Largo (m) | 2 | 2 | 2 | 2 |
| Ancho(m) | 0.45 | 0.45 | 0.45 | 0.45 |
| Profundidad (m) | 0.08 | 0.077 | 0.09 | 0.08233 |
| Volumen (m ³) | 0.072 | 0.0693 | 0.081 | 0.0741 |
| Tiempo (h) | 0.0013 | 0.0010 | 0.0008 | 0.00099 |
| Caudal (m ³ /h) | 56.909 | 71.495 | 108.71 | 79.0363 |
| Temperatura (°C) | 54 | 56.8 | 56.4 | 55.7333 |

1.3. DESFRUTACIÓN

El objetivo de la desfrutación es el de separar los racimos esterilizados en frutos sueltos y tusa por medio de un equipo desfrutador de tambor rotatorio permitiendo el paso de los frutos sueltos y no de las tusas, en esta etapa se puede perder aceite por impregnación en los racimos desfrutados por alimentación irregular, también se pierde durante la desfrutación por factores como:

1. Frutos no separados del racimo.
2. Comportamiento defectuoso del desfrutador.
3. Racimos verdes o enfermos.
4. Esterilización inadecuada.

Para terminar el fruto es conducido por tornillos sinfín y elevadores de cangilones hacia la etapa de prensado o extracción.

1.3.1. PUENTES GRÚA 1 Y 2

La función de los puentes grúa es la de recoger las vagonetas postradas sobre el suelo, llevarlas y descargarlas sobre las tolvas y dosificadores que van para los desfrutadores, en las tablas 16 y 17 la medición de los tiempos

de volteo de las vagonetas de las dos líneas sobre los desfrutadores y su respectiva explicación.

Tabla 16. Medición del tiempo de volteo de vagonetas línea 1.

| LÍNEA 1 | |
|------------------------|-------------------|
| Número de veces | Tiempo (s) |
| 1 | 124.19 |
| 2 | 130.19 |
| 3 | 131.84 |
| 4 | 129.20 |
| 5 | 124.20 |
| 6 | 127.92 |
| 7 | 130.03 |
| Promedio | 128.22 |

Tabla 17. Medición del tiempo de volteo de vagonetas línea 2.

| LÍNEA 2 | | |
|------------------------|-------------------|---------------|
| Número de veces | Tiempo (s) | |
| | Riel 1 | Riel 3 |
| 1 | 88.25 | 116.50 |
| 2 | 84.62 | 114.84 |
| 3 | 86.58 | 112.07 |
| 4 | 88.36 | 118.86 |
| 5 | 86.09 | 113.16 |
| 6 | 85.74 | 115.32 |
| 7 | 88.45 | 111.48 |
| Promedio | 86.87 | 115.32 |

En las tablas 16 y 17 se puede observar los valores del tiempo de volteo de las vagonetas en las dos líneas, se debe tener en cuenta que la toma del tiempo fue realizada desde que las vagonetas son enganchadas hasta que se desenganchan en el mismo punto, también es notorio que la línea 2 es más rápida debido al puente grúa que posee esta línea por los dos rieles produciendo un valor máximo aproximado a los 115 segundos en comparación con los 128 segundos que se tarda el puente grúa 1 en realizar la misma operación.

1.3.2. CARRO ALIMENTADOR 1 Y RODILLO DOSIFICADOR 2

La función del carro alimentador y el rodillo dosificador comienza luego de que el fruto cae sobre las tolvas y consiste en hacer llegar el fruto hasta los desfrutadores por medio del movimiento continuo de una cadena y un rodillo respectivamente, la cadena transporta el fruto una distancia antes de hacerlos descender hacia el desfrutador y el rodillo debido a la inclinación de la tolva hace caer el fruto directamente al desfrutador.

1.3.3. DESFRUTADORES 1 Y 2

Su función por medio de su rotación es la de retirar el fruto adherido en los racimos esterilizados en su mayor proporción posible, para que como consecuencia de esto haya más fruto para ser prensado o extraído su licor en la siguiente etapa.

Las tablas 18 y 19 muestran la cantidad de tusas saliendo por hora de los desfrutadores, de allí se observa que el desfrutador de la línea 2 aproximadamente duplica la cantidad del desfrutador de la línea 1, los valores se obtuvieron por promedio de 10 tomas de tiempo con una misma cantidad de tusas saliendo de los desfrutadores, la cantidad de tusas contadas fue de 50 para cada prueba, por medio del uso de unos de los datos plasmados en estas dos tablas se puede obtener la capacidad de procesamiento por hora de los desfrutadores, que se encuentran en las tablas 11 y 12 de los resultados.

Tabla 18. Cantidad de tusas por hora en desfrutador línea 1.

| LÍNEA 1 | | | |
|------------------------|------------------------|-------------------|-----------------------------|
| Numero de Veces | Numero de Tusas | Tiempo (h) | Numero de Tusa por h |
| 1 | 50 | 0.0361 | 1385.041551 |
| 2 | 50 | 0.0456 | 1096.491228 |
| 3 | 50 | 0.0498 | 1004.016064 |
| 4 | 50 | 0.0420 | 1190.47619 |
| 5 | 50 | 0.0458 | 1091.703057 |
| 6 | 50 | 0.0558 | 896.0573477 |
| 7 | 50 | 0.0410 | 1219.512195 |
| 8 | 50 | 0.0375 | 1333.333333 |
| 9 | 50 | 0.0452 | 1106.19469 |
| 10 | 50 | 0.0216 | 2314.814815 |
| Promedio | 50 | 0.0420 | 1190.4762 |

Tabla 19. Cantidad de tusas por hora en desfrutador línea 2.

| LÍNEA 2 | | | |
|------------------------|------------------------|-------------------|-----------------------------|
| Numero de Veces | Numero de Tusas | Tiempo (h) | Numero de Tusa por h |
| 1 | 50 | 0.0165 | 3030.30303 |
| 2 | 50 | 0.0234 | 2136.752137 |
| 3 | 50 | 0.0194 | 2577.319588 |
| 4 | 50 | 0.0220 | 2272.727273 |
| 5 | 50 | 0.0154 | 3246.753247 |
| 6 | 50 | 0.0155 | 3225.806452 |
| 7 | 50 | 0.0187 | 2673.796791 |
| 8 | 50 | 0.0156 | 3205.128205 |
| 9 | 50 | 0.0206 | 2427.184466 |
| 10 | 50 | 0.0204 | 2450.980392 |
| Promedio | 50 | 0.0188 | 2659.5745 |

En las tablas 20 y 21 se puede apreciar los valores de tiempos de residencia de las tusas en los desfrutadores, notándose que el mayor tiempo de residencia es el que presenta el desfrutador 2 con un valor próximo de 223 segundos comparándolo con los casi 217 segundos en el desfrutador 1, si el tiempo de residencia de los racimos en los desfrutadores es mayor el proceso de desfrutación será mejor por la expulsión de mas fruto de los racimos.

Tabla 20 y Tabla 21. Tiempo de residencia tusas desfrutador línea 1 y 2.

| LÍNEA 1 | |
|------------------------|-------------------|
| Número de veces | Tiempo (s) |
| 1 | 249.59 |
| 2 | 204.83 |
| 3 | 216.94 |
| 4 | 245.18 |
| 5 | 195.26 |
| 6 | 188.75 |
| Promedio | 216.76 |

| LÍNEA 2 | |
|------------------------|-------------------|
| Número de veces | Tiempo (s) |
| 1 | 252.47 |
| 2 | 213.59 |
| 3 | 186.66 |
| 4 | 227.13 |
| 5 | 253.09 |
| 6 | 205.38 |
| Promedio | 223.05 |

1.3.4. BANDAS TRANSPORTADORAS DE TUSAS 1 Y 2

El trabajo de las bandas transportadoras consiste en retirar los racimos vacíos que van saliendo de los desfrutadores y hacerlos llegar hacia las volquetas para ser llevados a las plantaciones.

1.3.5. SINFINES BAJO DESFRUTADORES 1 Y 2

Estos sinfines llevan el fruto que queda luego de que los racimos esterilizados pasan por los desfrutadores y lo hacen llegar a los sinfines inclinados de la línea respectiva.

1.3.6. SINFINES INCLINADOS 1 Y 2

Los sinfines inclinados reciben el fruto proveniente de los sinfines bajo desfrutador y lo llevan hacia los elevadores de cangilones.

1.3.7. ELEVADORES DE FRUTO 1 Y 2

Estos son elevadores del tipo cangilón y su trabajo consiste en tomar el fruto proveniente de los sinfines inclinados y dirigirlo al sinfín distribuidor, para así iniciar la etapa de extracción.

1.4. EXTRACCIÓN

Según la literatura luego de que el fruto sale de la etapa de desfrutación pasa a los digestores los cuales completan el rompimiento de las celdas de aceite con brazos que se mueven lentamente, la masa de frutos pasa luego a la prensa de tornillos, esta presiona el aceite crudo a través de agujeros en la pared de la cesta o camisa de la prensa, la torta prensada que se descarga por el extremo de la prensa contiene la fibra y las nueces.

Los productos separados en esta sección son:

- a) Aceite crudo: está conformado por agua, lodos y aceite, pasa a clarificación.
- b) Nueces: son aproximadamente el 15% del peso de los RFF, luego es separada en cáscara y almendra.
- c) Fibras: son aproximadamente el 15% del peso de los RFF y contiene una humedad alrededor del 37% y el contenido de aceite residual se encuentra entre 6 y 8% de aceite sobre fibra.

La fibra separada en la desfibración es transportada a la caldera como combustible y en su defecto es transportada hacia las plantaciones como abono, el diseño adecuado de esta sección es importante, si no se realiza adecuadamente puede llevar al excesivo drenaje del aceite crudo antes de la extracción por las prensas, lo cual trae consigo no solamente problemas en la clarificación y mayores pérdidas, sino también la absorción de hierro por parte del aceite de palma, la importancia de reducir la absorción de metales pesados como hierro y cobre es indicado por el valor **TOTOX**, para la producción de aceite de alta calidad se debería usar acero inoxidable en partes móviles donde haya desgaste en equipos de extracción tales como los digestores y las prensas.

1.4.1. SINFÍN DISTRIBUIDOR

El sinfín recibe el fruto que proviene de los dos elevadores de cangilones y como su nombre lo indica distribuye este fruto entre las dos líneas de proceso, dirigiéndolo hacia los sinfines alimentadores correspondientes a cada una de estas.

1.4.2. SINFINES ALIMENTADORES A DIGESTORES 1 Y 2

El sinfín de la línea correspondiente recibe el fruto que es llevado hasta allí a través del sinfín distribuidor y su objetivo es por medio del movimiento de rotación de sus respectivos ejes hacer llegar este fruto hacia los digestores asignados a cada línea, sinfín alimentador 1 (digestores 1 y 3), sinfín alimentador 2 (digestores 2 y 4).

1.4.3. DIGESTORES 1, 2, 3 Y 4

La digestión o digestores poseen características importantes según la literatura:

- a) Se recalientan los frutos y la pulpa es desprendida de las nueces y macerada.
- b) Se efectúa en recipientes cilíndricos verticales provistos de un eje central con brazos de agitación y maceración.
- c) De acuerdo con la variedad de fruto el espesor del mesocarpio está entre 4 y 8mm que se compone de celdas pegadas entre sí de forma irregular y minúscula.
- d) El fruto calentado en los digestores reduce considerablemente la viscosidad y facilita la extracción del aceite.

- e) Para reducir la cantidad residual de aceite en las fibras, se agrega agua a la masa de frutos digerida en la descarga del digestor.
- f) Aceite virgen: es el aceite separado antes de la presión dentro de los digestores.
- g) El tamaño de los digestores debe corresponder con la capacidad de las prensas y en lo posible debe operar completamente lleno.
- h) La temperatura de digestión debe encontrarse entre 90 y 95°C, no se recomiendan temperaturas superiores a los 95°C porque se aproximan al punto de ebullición del agua, esto ocasiona burbujas que no dejan caer el aceite libremente.

En el esquema 5 se muestran los digestores y en las tablas 22 y 23 muestran las dimensiones y comparaciones de los datos obtenidos con los reportados en las hojas de vida de estos equipos y su explicación, además en las tablas 24, 25, 26 y 27 se presentan los valores obtenidos de las temperaturas dentro de los digestores.

Esquema 5. Digestores.

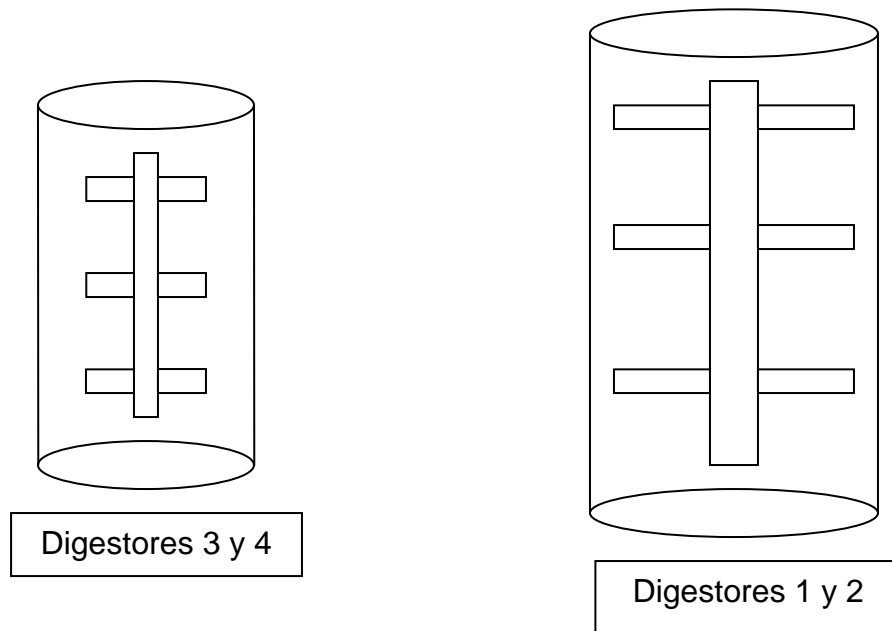


Tabla 22. Dimensiones digestores 1 y 2.

| Dimensiones | |
|--------------------------------|-------------|
| Diámetro (m) | 1.15 |
| Área (m ²) | 1.04 |
| Longitud (m) | 3.80 |
| Volumen (m³) | 3.95 |

Valor obtenido = 3.95 m³

Valor en hoja de vida del equipo = 3.80 m³

Tabla 23. Dimensiones digestores 3 y 4.

| Dimensiones | |
|--------------------------------|--------------|
| Diámetro (m) | 0.960 |
| Área (m ²) | 0.724 |
| Longitud (m) | 2.600 |
| Volumen (m³) | 1.882 |

Valor obtenido = 1.882 m³

Valor en hoja de vida del equipo = 1.800 m³

Se puede ver en las tablas 24 y 25 que los valores obtenidos del volumen de los digestores es superior al reportado en las hojas de vida de estos equipos, esto es porque midiendo se tuvo en cuenta la longitud hasta donde el fruto llegaba al llenar los digestores.

- ✦ Temperaturas internas de los digestores: La digestión cumple con los valores estipulados de temperatura consignados en el inciso (h) del texto.

Tabla 24. Temperaturas internas digestor 1.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 90 | 74 |
| T2 | 91 | |
| T3 | 90 | |
| T4 | 92 | |
| T5 | 89 | |
| Promedio | 90.4 | |

Tabla 25. Temperaturas internas digestor 2.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 93 | 84 |
| T2 | 91 | |
| T3 | 90 | |
| T4 | 93 | |
| T5 | 90 | |
| Promedio | 91.4 | |

Tabla 26. Temperaturas internas digestor 3.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 92 | No Tiene |
| T2 | 95 | |
| T3 | 93 | |
| T4 | 92 | |
| T5 | 91 | |
| Promedio | 92.6 | |

Tabla 27. Temperaturas internas digestor 4.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 91 | No Tiene |
| T2 | 92 | |
| T3 | 91 | |
| T4 | 89 | |
| T5 | 90 | |
| Promedio | 90.6 | |

1.4.4. PRENSAS 1, 2, 3 Y 4

Las prensas o prensado consisten en factores importantes según la literatura, tales como:

- a) El objetivo principal de este proceso es el de extraer la fracción líquida de la masa de frutos que sale de los digestores y que está compuesta por aceite de pulpa de palma, agua y cierta cantidad de sólidos que quedan en suspensión en el agua, la masa desaceitada que resulta del proceso (torta) la cual es compuesta por fibras y nueces, pasa luego al proceso de desfibración.
- b) Los equipos utilizados para este proceso son prensas de tornillo sinfín continuos compuestos por una canasta perforada horizontal de forma cilíndrica doble y por dos tornillos del tipo sinfín (de paso regresivo).
- c) Para facilitar la salida de aceite en el proceso se agrega agua caliente cuya cantidad debe controlarse, para asegurar buena extracción y obtener una adecuada dilución del aceite crudo para que con esto se facilite posteriormente la clarificación, el agua debe estar a una temperatura entre 90 y 95°C.
- d) La eficiencia del prensado se debe medir según las pérdidas de aceite en las fibras y el contenido de nueces rotas en la torta, teniendo en cuenta la presión (ajuste de conos), la composición del fruto (% de pulpa / % nueces) y el espesor del cuesco (cáscara que cubre la almendra).
- e) La fibra de la torta de prensa está compuesta por 18% polvo (aquí se concentra la mayor pérdida de aceite en la torta) y un 82% de fibras aproximadamente.

Tabla 28. Horas de trabajo y vida útil de canastas y tornillos en las prensas.

| Tornillos y Canastas Prensas | | | | |
|-------------------------------------|-------------------------|----------------------|-------------------------|----------------------|
| Prensa | Tornillos | | Canastas | |
| | Horas de Trabajo | Vida Útil (h) | Horas de Trabajo | Vida Útil (h) |
| 1 | 541.28 | 650 | 541.28 | 1200 |
| 2 | 355.35 | | 355.35 | |
| 3 | 495.55 | | 896.43 | |
| 4 | 54.37 | | 821.33 | |

La tabla 28 es necesario tenerla en cuenta para el proceso de consumo en prensado, debido a que las horas de trabajo de los tornillos y las canastas de las prensas es un factor determinante en la capacidad de consumo y se puede ver de la siguiente forma; las canastas y los tornillos que se encuentren con menor cantidad de horas de trabajo en prensado va a producir que el consumo se dé a menor velocidad, esto se puede observar para las prensas grandes en la 2 y en las pequeñas en la 4, pero el tiempo de trabajo tampoco debe ser muy alto debido a que los tornillos y las canastas ya se encontrarían para cambio por estar acercándose a su vida útil, la comprobación de esto se puede establecer en los datos presentes en la tabla 14 del documento principal.

1.5. DESFIBRACIÓN

Esta sección según la literatura es también conocida como sección de recuperación de almendra o palmisteria y su objetivo es el de efectuar la ruptura de la cáscara de la nuez y obtener la recuperación de las almendras.

La desfibración consiste de las siguientes partes:

- Secado de nueces.
- Trituración de nueces.
- Separación neumática.
- Separación mediante hidrociclones.
- Secado de almendras.

▪ **Recuperación de Almendra:**

El acondicionamiento de las nueces comienza en el esterilizador y la separación en la prensa de tornillos. Luego del prensado, las nueces y la fibra van por un transportador rompedor de torta (tornillo sinfín) calentado que posteriormente separa y remueve la humedad de la fibra. La fibra y las nueces pasan luego a una columna de separación neumática, llamada también columna desfibradora (winnowing sistem) provista de una pantalla (dámper) para realizar ajustes en la operación dependiendo del número de prensas que trabajen. La fibra es soplada hacia un ciclón cerca a la caldera y las nueces pasan hacia abajo a un tambor pulidor para remover las impurezas o fibras adheridas y retener piezas de hierro, el tambor está diseñado para procesar gran cantidad de almendras, las nueces son acondicionadas en silos de secado antes de ser trituradas en molinos de tipo ripple, luego de la ruptura, la mezcla triturada es separada en una columna doble de separación para una separación de tipo húmedo en hidrociclones. Las cáscaras y la almendra son lavadas y las almendras pasan a un silo secador de almendras para reducir la humedad a un 7% aproximadamente y minimizar el desarrollo del AGL durante el almacenamiento y despacho.

1.5.1. SINFINES ROMPEDORES DE TORTA 1 Y 2

Estos sinfines reciben la parte sólida proveniente de la sección de extracción la cual está compuesta por fibra y nuez, transportándolas hacia las columnas neumáticas.

1.5.2. COLUMNAS NEUMATICAS DE FIBRAS 1 Y 2

En estas columnas la fibra es impulsada hacia los ciclones de fibra por impulso con aire y la nuez pasa a los tambores pulidores cayendo por gravedad.

1.5.3. TAMBORES PULIDORES 1 Y 2

Los tambores pulidores reciben las nueces provenientes de las columnas neumáticas de fibra y allí se les retiran la mayor parte de las impurezas y luego pasan a los elevadores de nueces.

1.5.4. ELEVADORES NEUMATICOS DE NUEZ 1 Y 2

Estos elevadores reciben las nueces que salen de los tambores pulidores y por medio de un ventilador son transportadas hacia el silo de nuez donde se almacenan para empezar el proceso de extracción de aceite de palmiste.

1.5.5. CICLONES DE FIBRA 1 Y 2

Los ciclones reciben la fibra que fue impulsada por las columnas neumáticas, disminuyendo la velocidad con que venían por el aumento de la cavidad y luego la envían para las exclusas.

1.5.6. EXCLUSAS DE FIBRA 1 Y 2

Las exclusas reciben la fibra que sale de los ciclones y por medio de un eje con paletas (dosificador) vuelve uniforme el flujo que al llenar cada cavidad es enviando hacia el sinfín principal de fibras.

1.5.7. SINFÍN PRINCIPAL DE FIBRA

A este sinfín llega el flujo de fibras que sale de las exclusas y lo transporta distribuyéndolo para los sinfines de alimentación de las calderas VR-1 y VR-2, el flujo de fibra que sobra de la alimentación a las calderas es conducido

por un canal hacia las volquetas para ser transportado hacia las plantaciones.

1.5.8. SINFINES ALIMENTACIÓN CALDERAS VR-1 Y VR-2

Estos sinfines reciben el flujo proveniente del sinfín principal de fibras y lo alimentan como combustible para la producción de vapor por parte de las calderas.

1.6. CLARIFICACIÓN

Según la literatura es el proceso mediante el cual es separado y purificado el aceite presente en la mezcla líquida extraída en las prensas, esta mezcla contiene aceite, agua, lodos livianos y lodos pesados, donde para lograr esta separación es aprovechada la inmiscibilidad entre el agua y el aceite.

Este proceso se divide en dos partes:

1. Clarificación estática: se hace por medio de decantación y en ella según la literatura se logra separar el 90% del aceite aproximadamente, aquí las propiedades del fluido se comportan como se muestra en la tabla 29, para que la separación estática sea la más adecuada se debe mantener una temperatura del medio entre 90 y 95 °C.

Tabla 29. Propiedades clarificación estática.

| Temperatura | Viscosidad | Fricción | Aceite |
|--------------------|-------------------|-----------------|---------------|
| Aumenta | Disminuye | Disminuye | Sube |
| Disminuye | Aumenta | Aumenta | Baja |

2. Clarificación dinámica: se realiza por medio de centrifugación, en esta etapa se requiere movimiento por fuerza centrífuga para obtener la separación, donde según la literatura se recupera alrededor del 10% de

aceite, el comportamiento de las propiedades del fluido como se muestra en la tabla 30.

Tabla 30. Propiedades clarificación dinámica.

| Dilución | Viscosidad | Fricción | Aceite |
|-----------------|-------------------|-----------------|---------------|
| Aumenta | Disminuye | Disminuye | Sube |
| Disminuye | Aumenta | Aumenta | Baja |

Los lodos livianos poseen densidad similar a la del aceite, por tal motivo si se presenta mucha agua en el sistema estos tienden a subir con el aceite, los sólidos presentes en el aceite deben estar por el orden de 5.5% en peso.

1.6.1. TANQUE DESARENADOR

La función de este tanque consiste en recibir el líquido proveniente de la etapa de extracción, el cual contiene una cantidad de sólido y tratar de retirarlos de estos y luego el resultante hacerlo llegar al tamiz vibratorio de dos formas como agua lodosa y como aceite crudo o rojo, en la tabla 31 y en la tabla 32 se encuentran tabuladas las dimensiones del tanque y la temperatura que posee el fluido contenido respectivamente y en el esquema 6 el diagrama del equipo.

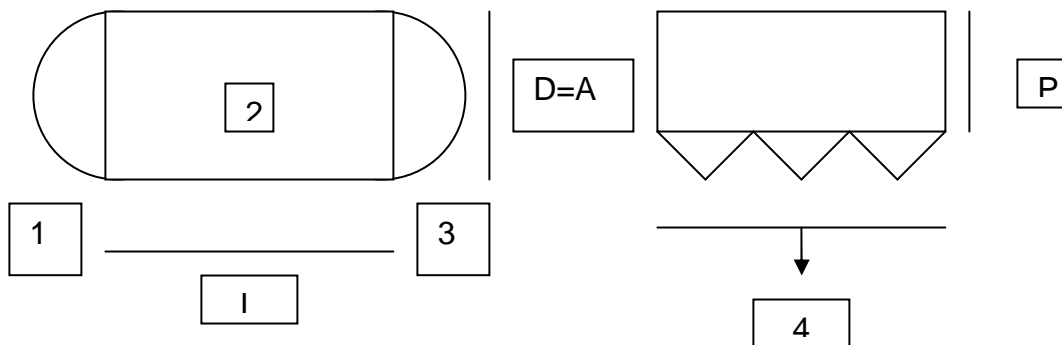
Tabla 31. Dimensiones del tanque desarenador.

| Dimensiones | | | |
|--------------------------------------|-----------------------------|------------------------|----------------------------------|
| Diámetro (m) | Área (m²) | Profundidad (m) | Volumen 1 (m³) |
| 1.80 | 1.2724 | 1.27 | 1.6159 |
| Diámetro (m) | Área (m²) | Profundidad (m) | Volumen 2 (m³) |
| 1.80 | 1.2724 | 1.27 | 1.6159 |
| Ancho (m) | Largo (m) | Profundidad (m) | Volumen 3 (m³) |
| 1.80 | 2.70 | 1.27 | 6.1722 |
| Diámetro a (m) | Diámetro b (m) | Altura (m) | Volumen 4 (m³) |
| 1.80 | 0.12 | 0.48 | 1.3083 |
| Volumen Total (m³) | | | |
| 10.7122 | | | |

Tabla 32. Temperaturas internas tanque desarenador.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|-----------------------------|-----------------------|------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 63 | 70 |
| T2 | 62 | |
| T3 | 64 | |
| T4 | 63 | |
| T5 | 64 | |
| Promedio | 63.2 | |

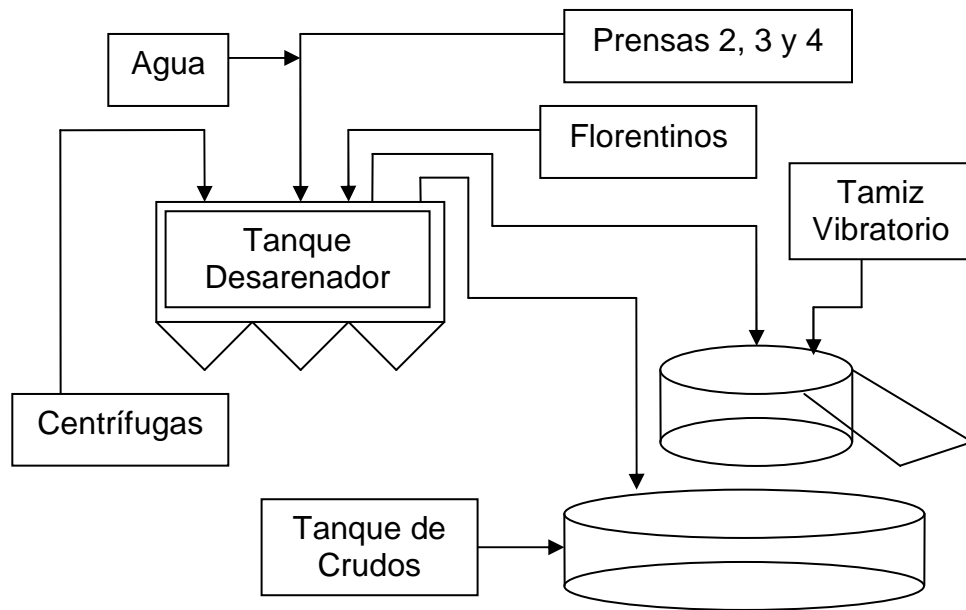
Esquema 6. Esquema tanque desarenador.



1.6.2. TAMIZ VIBRATORIO CIRCULAR

La función del tamiz circular es la de separar el fluido con contenido de aceite del sólido por medio de vibración, donde el sólido cae por una rampa hacia una bandeja y el fluido pasa directo al tanque de crudos.

Esquema 7. Figura de las llegadas de flujo al tamiz vibratorio.



En las tablas 33, 34, 35 y 36 se muestran los datos obtenidos de los flujos volumétricos y másicos que son enviados por los posos florentinos, centrifugas 1, 3, y 4, presas 2, 3 y 4 y la adición de agua o dilución del sistema dentro del tamiz vibratorio, con el fin de esclarecer los valores individuales de los flujos enviados por cada equipo al sistema al final de la muestra de estas tablas se sugiere ir a la sección de pruebas no realizadas para saber porque el procedimiento indicado no se realizo con todas las centrifugas y todas las presas como es debido y en el anexo 2 (esquema 13) se muestra el dibujo que ilustra la llegada de los flujos a los equipos correspondientes, la figura 4 que esta a continuación también ayuda con el entendimiento de que era lo que se quería.

Tabla 33. Cantidad enviada por Florentinos + Centrifugas 1, 3 y 4 +
Prensas 2, 3 y 4 + Agua

| Cantidad Enviada por Florentinos + Centrifugas 1, 3 y 4 + Prensas 2, 3 y 4 + Agua | | | | | | | | |
|---|------------------------|----------------------|-----------------|---------------------------|----------------|----------------------------|-------------------|---------------------|
| Diámetro (m) | Área (m ²) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m ³) | Tiempo (h) | Caudal (m ³ /h) | Peso afrecho (Kg) | Flujo másico (Kg/h) |
| 1.006 | 0.79485 | 0.61 – 0.53 | 0.08 | 0.063588 | 0.00687 | 9.2529 | 1.12 | 162.9749 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.61 – 0.53 | 0.08 | 0.063588 | 0.00681 | 9.3474 | 1.25 | 183.7485 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.59 – 0.516 | 0.074 | 0.058819 | 0.0068 | 8.6498 | 1.00 | 147.0588 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.603 – 0.525 | 0.078 | 0.061998 | 0.00683 | 9.0834 | 1.12333 | 164.5941 |

Tabla 34. Cantidad enviada por Centrifugas 1, 3 y 4+ Prensas 2, 3 y 4 + Agua

| Cantidad Enviada por Centrifugas 1, 3 y 4 + Prensas 2, 3 y 4 + Agua | | | | | | | | |
|---|------------------------|------------------------|-----------------|---------------------------|------------------|----------------------------|-------------------|---------------------|
| Diámetro (m) | Área (m ²) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m ³) | Tiempo (h) | Caudal (m ³ /h) | Peso afrecho (Kg) | Flujo másico (Kg/h) |
| 1.006 | 0.79485 | 0.58 – 0.54 | 0.04 | 0.031794 | 0.00683611 | 4.6509 | 0.8 | 117.0256 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.57 – 0.531 | 0.039 | 0.03099915 | 0.00681111 | 4.5513 | 1.0 | 146.8189 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.571 – 0.53 | 0.041 | 0.03258885 | 0.00681667 | 4.7808 | 0.6 | 88.0196 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.5736 – 0.5336 | 0.04 | 0.031794 | 0.0068213 | 4.6609 | 0.8 | 117.2880 |

Tabla 35. Cantidad enviada por Prensas 2, 3 y 4 + Agua

| Cantidad Enviada por Prensas 1, 2 y 3 + Agua | | | | | | | | |
|---|-----------------------------|------------------------|------------------------|--------------------------------|-------------------|---------------------------------|--------------------------|----------------------------|
| Diámetro (m) | Área (m²) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Peso afrecho (Kg) | Flujo másico (Kg/h) |
| 1.006 | 0.79485 | 0.548 – 0.528 | 0.02 | 0.015897 | 0.00686111 | 2.3169 | 0.5 | 72.8745 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.53 – 0.51 | 0.02 | 0.015897 | 0.0068 | 2.3377 | 0.3 | 44.1176 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.534 – 0.512 | 0.022 | 0.0174867 | 0.00679167 | 2.5747 | 0.4 | 58.8957 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.5373 – 0.5166 | 0.0207 | 0.0164269 | 0.00681759 | 2.4098 | 0.4 | 58.6293 |

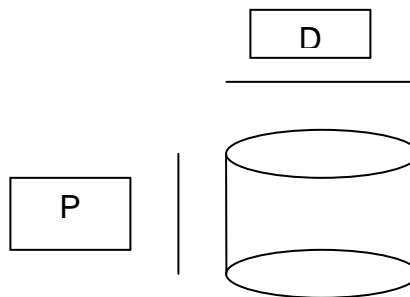
Tabla 36. Cantidad enviada pro Prensas 2, 3 y 4

| Cantidad Enviada por Prensas 2, 3 y 4 | | | | | | | | |
|--|-----------------------------|-----------------------|------------------------|--------------------------------|-------------------|---------------------------------|--------------------------|----------------------------|
| Diámetro (m) | Área (m²) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Peso afrecho (Kg) | Flujo másico (Kg/h) |
| 1.006 | 0.79485 | 0.536 – 0.52 | 0.016 | 0.0127176 | 0.00674167 | 1.8864 | 0.3 | 44.4994 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.544 – 0.528 | 0.016 | 0.0127176 | 0.00673056 | 1.8895 | 0.4 | 59.4305 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.547 – 0.53 | 0.017 | 0.01351245 | 0.00686389 | 1.9686 | 0.35 | 50.9915 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.5423 – 0.526 | 0.01633 | 0.01298255 | 0.0067787 | 1.9149 | 0.35 | 51.6404 |

1.6.3. TANQUE DE ACEITE CRUDO

La función de este tanque es la de recibir el líquido con contenido de aceite proveniente del tamiz vibratorio y del tanque desarenador para luego ser bombeado hacia clarificación pasando por las columnas precalentadoras, en este punto el aceite es llamado aceite crudo o rojo, en el esquema 8 se divide el tanque de crudos, en la tabla 37 se muestran las dimensiones del mismo y en la tabla 38 la temperatura del fluido contenido allí.

Esquema 8. Tanque de Crudos.



P y D son las dimensiones del tanque de crudos.

Tabla 37. Dimensiones del tanque de crudo.

| Dimensiones | |
|--------------------------------|---------------|
| Diámetro (m) | 2.012 |
| Área (m ²) | 3.1794 |
| Profundidad (m) | 0.920 |
| Volumen (m³) | 2.9251 |

Tabla 38. Temperaturas internas tanque de crudo.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|-----------------------------|-----------------------|------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 66 | No Sirve |
| T2 | 70 | |
| T3 | 68 | |
| T4 | 68 | |
| T5 | 66 | |
| Promedio | 67.6 | |

1.6.4. BOMBAS DE ACEITE CRUDO 1 Y 2

La función de estas bombas es la de sacar el aceite crudo del tanque para llevarlo a clarificación e impedir el llenado del mismo, estas bombas se encuentran en la parte inferior del tanque de crudo, además poseen retorno en el momento que no se recibe más en clarificación, en las tablas 39 y 40 se encuentran tabulados los valores correspondientes a la caracterización de estas bombas.

Tabla 39. Caudal bomba de crudo 1.

| Bomba de Crudo 1 | | | | | | | | |
|-------------------------|-----------------------------|-----------------------|------------------------|--------------------------------|-------------------|---------------------------------|----------------------|-------------------------|
| Diámetro (m) | Área (m²) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Potencia (HP) | Temperatura (°C) |
| 1.006 | 0.79485 | 0.576 – 0.480 | 0.096 | 0.07630 | 0.00697 | 10.9486 | 4 | .55 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.577 – 0.482 | 0.095 | 0.07551 | 0.00654 | 11.5529 | 4 | 55 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.579 – 0.482 | 0.097 | 0.07710 | 0.00671 | 11.5028 | 4 | 56 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.588 – 0.492 | 0.096 | 0.07630 | 0.00754 | 10.1216 | 4 | 57 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.575 – 0.479 | 0.096 | 0.07630 | 0.00738 | 10.3426 | 4 | 56 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.579 – 0.483 | 0.096 | 0.07630 | 0.00703 | 10.8937 | 4 | 55.8 |

Tabla 40. Caudal bomba de crudo 2.

| Bomba de Crudo 2 | | | | | | | | |
|-------------------------|-----------------------------|-----------------------|------------------------|--------------------------------|-------------------|---------------------------------|----------------------|-------------------------|
| Diámetro (m) | Área (m²) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Potencia (HP) | Temperatura (°C) |
| 1.006 | 0.7948 | 0.583 – 0.486 | 0.097 | 0.0771 | 0.0078 | 9.9520 | 4 | 48 |
| 1.006 | 0.7948 | 0.590 – 0.492 | 0.098 | 0.0778 | 0.0081 | 9.6598 | 4 | 48 |
| 1.006 | 0.7948 | 0.581 – 0.483 | 0.098 | 0.0779 | 0.0077 | 10.1163 | 4 | 49 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.580 – 0.490 | 0.096 | 0.0763 | 0.0076 | 10.1104 | 4 | 47 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.586 – 0.489 | 0.097 | 0.0771 | 0.0077 | 10.0712 | 4 | 48 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.584 – 0.488 | 0.0972 | 0.07726 | 0.0078 | 9.9819 | 4 | 48 |

1.6.5. COLUMNAS PRECALENTADORAS 1 Y 2

La función de estas columnas es la de hacer alcanzar al aceite crudo la temperatura adecuada antes de hacer su ingreso a clarificación en los clarificadores vertical (#1) y horizontal (#2), para que esta etapa se lleve a cabo de la mejor forma posible y cumpla con su objetivo, que es el de separar el aceite de los lodos livianos, pesados y del agua, en las tablas 41 y 42 se encuentran los datos de las temperaturas que manejan las columnas precalentadoras, tomadas por medio del termómetro de laser y comparándolas con las del dispositivo de medición que poseen.

Tabla 41. Temperaturas externas columna precalentadora 1.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 66 | No Tiene |
| T2 | 65 | |
| T3 | 65 | |
| T4 | 64 | |
| T5 | 63 | |
| Promedio | 64.6 | |

Tabla 42. Temperaturas externas columna precalentadora 2.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 75 | 78 |
| T2 | 76 | |
| T3 | 76 | |
| T4 | 75 | |
| T5 | 74 | |
| Promedio | 75.2 | |

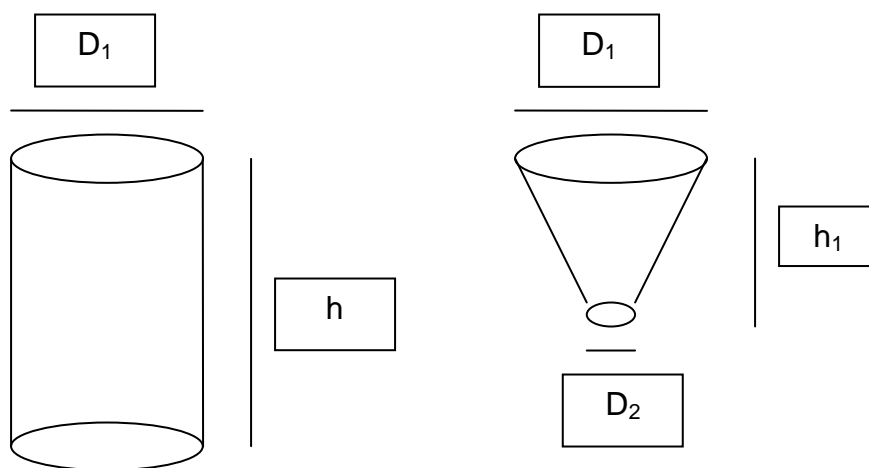
1.6.6. AGITADOR DE FUERZAS CORTANTES

El objetivo del agitador es el de hacer a través del giro de sus aspas salir la capa de aceite hacia la parte superior del tanque clarificador vertical y hacer mas móviles los lodos entrantes para proporcionar una mejor separación en el recipiente y garantizar que lo que salga para el tanque de lodos posea el menor contenido de aceite posible.

1.6.7. CLARIFICADOR VERTICAL Y HORIZONTAL

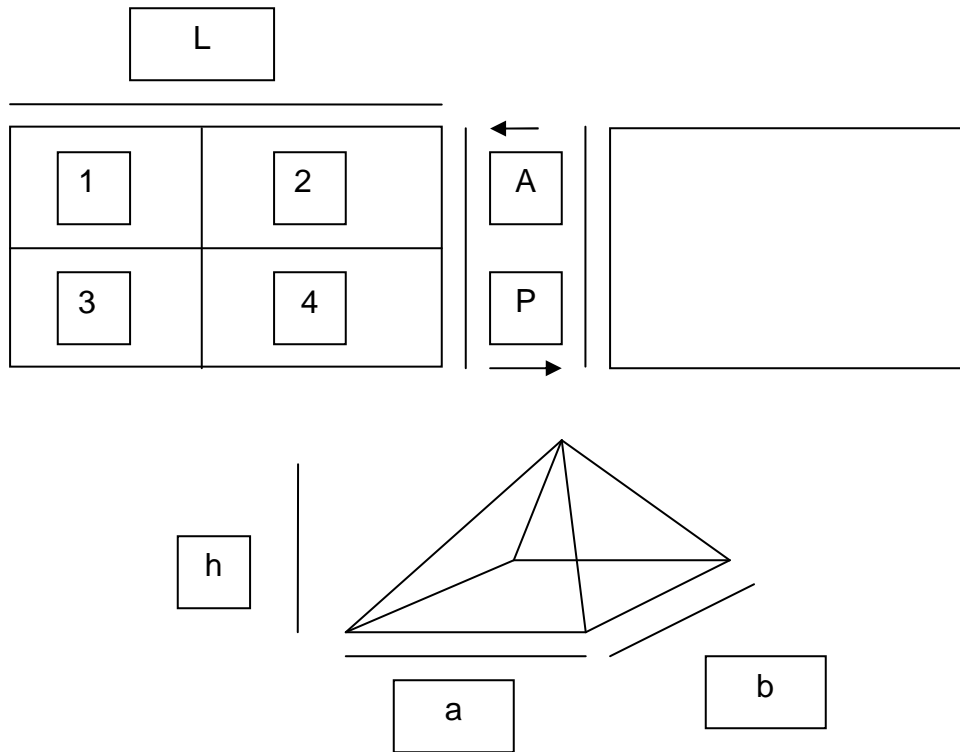
Su función es la de recuperar y purificar el aceite proveniente de la etapa de extracción o sea del aceite crudo, por decantación, aprovechamiento de la inmiscibilidades entre el agua y el aceite y de las diferencias de densidades del aceite, agua, lodos livianos y lodos pesados lo cual facilita su separación, en los esquemas 9 y 10 se encuentran representados los tipos de clarificadores, en las tablas 43 y 44 las dimensiones y en las tablas 44 y 45 las temperaturas que maneja el fluido contenido en ellos en forma de tablas respectivamente.

Esquema 9. Clarificador Vertical.



D_1 , D_2 , h y h_1 son las dimensiones del clarificador vertical.

Esquema 10. Clarificador Horizontal.



L, A, P, h, a, y b son las dimensiones que se dan para el clarificador horizontal.

Tabla 43. Dimensiones clarificador vertical.

| Dimensiones | | |
|--------------------------------------|----------------|------|
| Unidad / Figura | CILINDRO | CONO |
| Diámetro 1 (m) | 4.20 | 4.20 |
| Diámetro 2 (m) | - | 0.29 |
| Área (m ²) | 13.8545 | - |
| Altura (m) | 5.06 | 1.35 |
| Volumen (m ³) | 70.1036 | 6.70 |
| Volumen Total (m³) | 76.8036 | |

Tabla 44. Dimensiones clarificador horizontal.

| Dimensiones | | | |
|--------------------------------------|------------------|------------------------|----------------------------------|
| Ancho (m) | Largo (m) | Profundidad (m) | Volumen 1 (m³) |
| 2.62 | 2.50 | 2.40 | 15.72 |
| Ancho (m) | Largo (m) | Profundidad (m) | Volumen 2 (m³) |
| 2.62 | 3.03 | 2.40 | 19.0526 |
| Ancho (m) | Largo (m) | Profundidad (m) | Volumen 3 (m³) |
| 2.43 | 2.50 | 2.40 | 14.58 |
| Ancho (m) | Largo (m) | Profundidad (m) | Volumen 4 (m³) |
| 2.43 | 3.03 | 2.40 | 17.6710 |
| Altura (m) | Ancho (m) | Profundidad (m) | Volumen 5 (m³) |
| 0.63 | 2.50 | 2.40 | 1.26 |
| Altura (m) | Ancho (m) | Profundidad (m) | Volumen 6 (m³) |
| 0.63 | 3.03 | 2.40 | 1.5271 |
| Altura (m) | Ancho (m) | Profundidad (m) | Volumen 7 (m³) |
| 0.63 | 2.50 | 2.40 | 1.26 |
| Altura (m) | Ancho (m) | Profundidad (m) | Volumen 8 (m³) |
| 0.63 | 3.03 | 2.40 | 1.5271 |
| Volumen Total (m³) | | | |
| 72.5978 | | | |

Tabla 45. Temperaturas internas clarificador vertical.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 80 | 84 |
| T2 | 81 | |
| T3 | 81 | |
| T4 | 79 | |
| T5 | 80 | |
| Promedio | 80.2 | |

Tabla 46. Temperaturas internas clarificador horizontal.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 80 | 85 ± 10 |
| T2 | 81 | |

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|----------------------------------|-----------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T3 | 82 | |
| T4 | 82 | |
| T5 | 83 | |
| Promedio | 81.6 | |

1.6.8. BOMBAS DESLODADORAS 1 Y 2

La función de estas bombas es la de sacar lodos del tanque inferior para llevarlo al tanque superior del mismo equipo luego de que llegan los lodos provenientes de clarificación para que se pueda enviar a centrifugación y recuperar residuos de aceite en la sección, las bombas se encuentran en la parte inferior del tanque de lodos, en las tablas 47 y 48 se encuentran los valores de la caracterización de estas bombas de acuerdo con las pruebas realizadas.

Tabla 47. Caudal bomba desarenadora 1.

| Bomba Desarenadora 1 | | | | | | | |
|-----------------------------|-----------------------------|------------------------|--------------------------------|-------------------|---------------------------------|----------------------|-------------------------|
| Diámetro (m) | Área (m²) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Potencia (HP) | Temperatura (°C) |
| 2.65 | 5.5155 | 0.256 | 1.41196 | 0.1006 | 14.0226 | 4 | 53 |
| 2.65 | 5.5155 | 0.256 | 1.41196 | 0.1010 | 13.9725 | 4 | 52 |
| 2.65 | 5.5155 | 0.256 | 1.41196 | 0.0998 | 14.1400 | 4 | 54 |
| 2.65 | 5.5155 | 0.256 | 1.41196 | 0.1012 | 13.9510 | 4 | 53 |
| 2.65 | 5.5155 | 0.256 | 1.41196 | 0.1004 | 14.0629 | 4 | 54 |
| 2.65 | 5.5155 | 0.256 | 1.41196 | 0.1007 | 14.0298 | 4 | 53.2 |

Tabla 48. Caudal bomba desarenadora 2.

| Bomba Desarenadora 2 | | | | | | | |
|-----------------------------|-----------------------------|------------------------|--------------------------------|-------------------|---------------------------------|----------------------|-------------------------|
| Diámetro (m) | Área (m²) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Potencia (HP) | Temperatura (°C) |
| 2.65 | 5.5154715 | 0.256 | 1.41196 | 0.07319 | 19.2905 | 4 | 46 |
| 2.65 | 5.5154715 | 0.256 | 1.41196 | 0.07171 | 19.6888 | 4 | 45 |
| 2.65 | 5.5154715 | 0.256 | 1.41196 | 0.07432 | 18.9978 | 4 | 45 |
| 2.65 | 5.5154715 | 0.256 | 1.41196 | 0.07232 | 19.5216 | 4 | 47 |
| 2.65 | 5.5154715 | 0.256 | 1.41196 | 0.07456 | 18.9369 | 4 | 46 |
| 2.65 | 5.5154715 | 0.256 | 1.41196 | 0.07322 | 19.2872 | 4 | 45.8 |

1.6.9. CICLÓN DESARENADOR

El ciclón desarenador cumple con el propósito de sacar la arena que viene en los lodos de clarificación para poder enviar en la forma más adecuada los lodos a centrifugación y así conseguir la recuperación posterior por medio de las centrifugas.

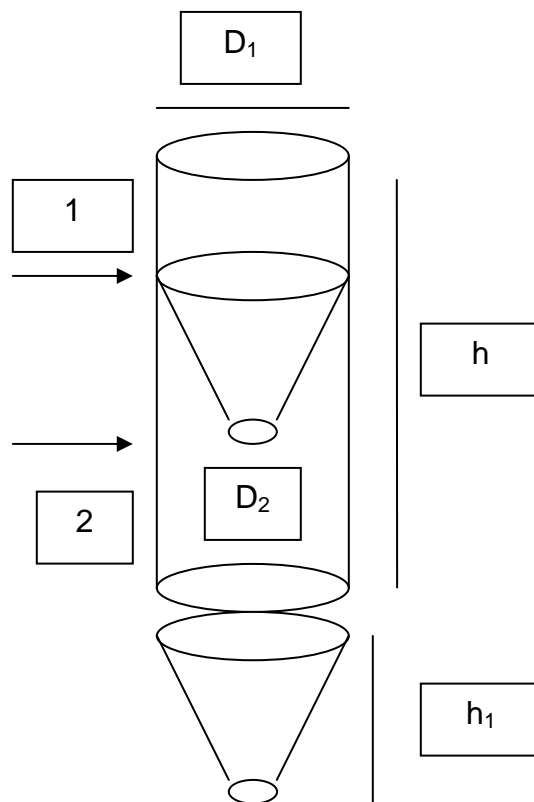
1.6.10. TAMIZ DE LODOS

Este equipo sirve para retener los lodos que provienen de los clarificadores y dejar pasar el líquido hacia el tanque inferior de lodos, el que está compuesto por dos secciones donde la una alimenta a la otra por bombeo en la parte baja del mismo.

1.6.11. TANQUE DE LODOS

En este tanque se concentran todos los lodos que provienen de los clarificadores, estos llegan a la sección superior del mismo y luego se dirigen hacia los filtros cepillo para pasar a centrifugación, pero antes pasan por el tamiz de lodos, para allí recuperar lo que no se logro en clarificación, en el esquema 11 se encuentran el bosquejo del tanque de lodos, en la tabla 49 las dimensiones y en la tabla 50 las temperaturas que maneja el fluido contenido en el.

Esquema 11. Tanque de Lodos.



D_1 , D_2 , h y h_1 son las variables de dimensiones que se dan para caracterizar este tanque.

Tabla 49. Dimensiones tanque de lodos.

| Dimensiones | | | | | |
|--|----------------|-----------|---------------|-----------|-----------|
| Unidad / Figura | CILINDRO 1 | CONO 1 | CILINDRO 2 | CONO 2 | CONO 1 |
| Diámetro 1 (m) | 2.65 | 2,65 | 2.65 | 2.65 | 2.65 |
| Diámetro 2 (m) | - | 0,16 | - | 0.16 | 0.16 |
| Área (m ²) | 5.5155 | - | 5.5155 | - | - |
| Altura (m) | 2.75 | 0,75 | 4.88 | 1.26 | 0.75 |
| Volumen (m ³) | 15.1675 | 5,8686 | 26.9155 | 2.4648 | 5.8686 |
| Volumen Total a (m ³) | 21.0361 | | 23.5117 | | |
| Volumen Total b (m³) | 44.5478 | | | | |

Tabla 50. Temperaturas internas tanque de lodos.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 90 | 86 |
| T2 | 90 | |
| T3 | 91 | |
| T4 | 92 | |
| T5 | 92 | |
| Promedio | 91 | |

1.6.12. FILTROS CEPILLO 1, 2, 3 Y 4

La función de los filtros cepillo es la de homogenizar los residuos sólidos por medio de unas cerdas que producen una especie de rompimiento de los sólidos dentro del líquido, para que cuando el líquido saliente de ellos pase a centrifugación la separación por fuerza centrífuga sea la más apropiada.

1.6.13. CENTRIFUGAS DE LODOS 1, 2, 3 Y 4

El trabajo de las centrifugas consiste en tratar de recuperar el aceite que no pudo ser recuperado en la etapa de clarificación que según la literatura es del orden del 10% y es conocida como clarificación dinámica, que gracias a la fuerza centrífuga que ejerce por el giro logra separar el aceite de los lodos pesados y livianos cumpliendo con tal objetivo, estos lodos ya vienen más homogéneas luego de su paso por los filtros cepillo.

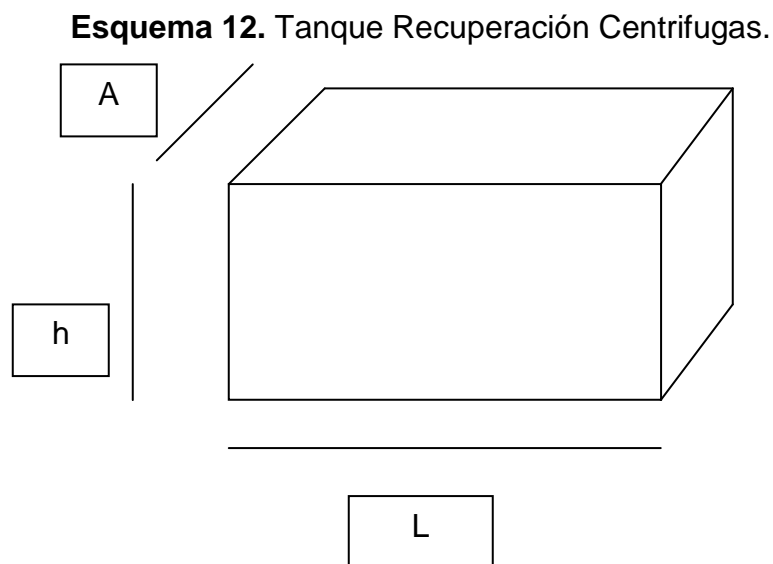
Capacidades de las centrifugas:

- a) Centrifuga (1) 3000 L/h.
- b) Centrifuga (2) 12000 L/h.
- c) Centrifuga (3) 6000 L/h.
- d) Centrifuga (4) 6000 L/h.

Los datos de la capacidad de flujo de las centrifugas se obtuvieron de la información suministrada por un ingeniero de la compañía INAL (Industrias Acuña Limitada) quien realizo las medidas de estos flujos, en la sección de pruebas no realizadas se dará la explicación del porque no se midieron estos flujos.

1.6.14. TANQUE DE RECUPERACIÓN CENTRIFUGA

En este tanque se hace la recepción del aceite que fue recuperado por medio de las centrifugas y se almacena allí hasta que es bombeado para ser dirigido al tanque desarenador, es decir al inicio del proceso, para volver a hacer el ciclo nuevamente, además recibe lo que se recupera en florentinos, en el esquema 12 se encuentra el dibujo del tanque de recuperación de centrifuga, en la tabla 51 las dimensiones y en la tabla 52 las temperaturas que maneja el fluido contenido.



A, h y L son las dimensiones para el tanque de recuperación de centrifugas, este mismo esquema se utiliza para expresar las dimensiones del tanque recolector de purgas y tanque de aceite terminado.

Tabla 51. Dimensiones tanque recuperación centrifugas.

| Dimensiones | |
|--------------------------------|-------------|
| Ancho (m) | 1.00 |
| Largo (m) | 1.50 |
| Área (m ²) | 1.50 |
| Alto (m) | 0.59 |
| Volumen (m³) | 0.89 |

Tabla 52. Temperaturas internas tanque recuperación centrifugas.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|----------------------------------|-----------------------------------|
| Temperatura s | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 50 | No tiene |
| T2 | 51 | |
| T3 | 51 | |
| T4 | 52 | |
| T5 | 52 | |
| Promedio | 51.2 | |

1.6.15. BOMBA DE RECUPERACIÓN CENTRIFUGA

El trabajo que realiza esta bomba es el de retirar el aceite recuperado de centrifugas y el aceite recuperado de florentinos y llevarlo al proceso nuevamente haciéndolo llegar al tanque desarenador que es en el que inicia la etapa de clarificación, en la tabla 53 se encuentra la caracterización de la bomba de acuerdo con las pruebas establecidas .

Tabla 53. Caudal bomba de recuperación centrifugas.

| Bomba de Recuperación Centrifugas | | | | | | | | |
|--|----------------------|---------------------------|----------------------------|------------------------------------|-----------------------|-------------------------------------|--------------------------|-----------------------------|
| Ancho (m) | Largo (m) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Potencia (HP) | Temperatura (°C) |
| 1 | 1.5 | 0.365 – 0.295 | 0.07 | 0.105 | 0.00429 | 24.4660 | 3.7 | 49 |
| 1 | 1.5 | 0.355 – 0.285 | 0.07 | 0.105 | 0.00417 | 25.1497 | 3.7 | 49 |
| 1 | 1.5 | 0.343 – 0.275 | 0.068 | 0.102 | 0.00433 | 23.5083 | 3.7 | 47 |
| 1 | 1.5 | 0.364 – 0.292 | 0.072 | 0.108 | 0.00438 | 24.6387 | 3.7 | 48 |
| 1 | 1.5 | 0.349 – 0.284 | 0.065 | 0,0975 | 0.0044 | 22.4137 | 3.7 | 47 |
| 1 | 1.5 | 0.3552 – 0.2862 | 0.069 | 0.1035 | 0.00431 | 24.0353 | 3.7 | 48 |

1.6.16. TANQUE RECOLECTOR DE PURGAS

El propósito de este tanque es el de hacer la recepción de las purgas provenientes de los clarificadores vertical, horizontal y del tanque sedimentador y dirigirlos al tanque de lodos a través de bombeo para seguir con la recuperación, el esquema 12 presenta el dibujo del equipo, en la tabla 54 están las dimensiones y en la tabla 55 se encuentran las temperaturas que maneja el fluido contenido en el.

Tabla 54. Dimensiones tanque recolector de purgas.

| Dimensiones | |
|--------------------------------|-------------|
| Ancho (m) | 0.93 |
| Largo (m) | 2.00 |
| Área (m ²) | 1.86 |
| Alto (m) | 0.77 |
| Volumen (m³) | 1.43 |

Tabla 55. Temperaturas internas tanque recolector de purgas.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|-----------------------------|-----------------------|------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 38 | No Tiene |
| T2 | 37 | |
| T3 | 37 | |
| T4 | 38 | |
| T5 | 36 | |
| Promedio | 37.2 | |

1.6.17. BOMBA RECOLECTORA DE PURGAS

La función de esta bomba es la de retirar las purgas que provienen de los tanques clarificadores y del tanque sedimentador y dirigirlos al tanque desarenador para que comience el ciclo de clarificación desde el inicio y así lograr una mejor recuperación y purificación del aceite, en la tabla 56 se encuentran los valores para la caracterización de la bomba de acuerdo con las pruebas establecidas para esta.

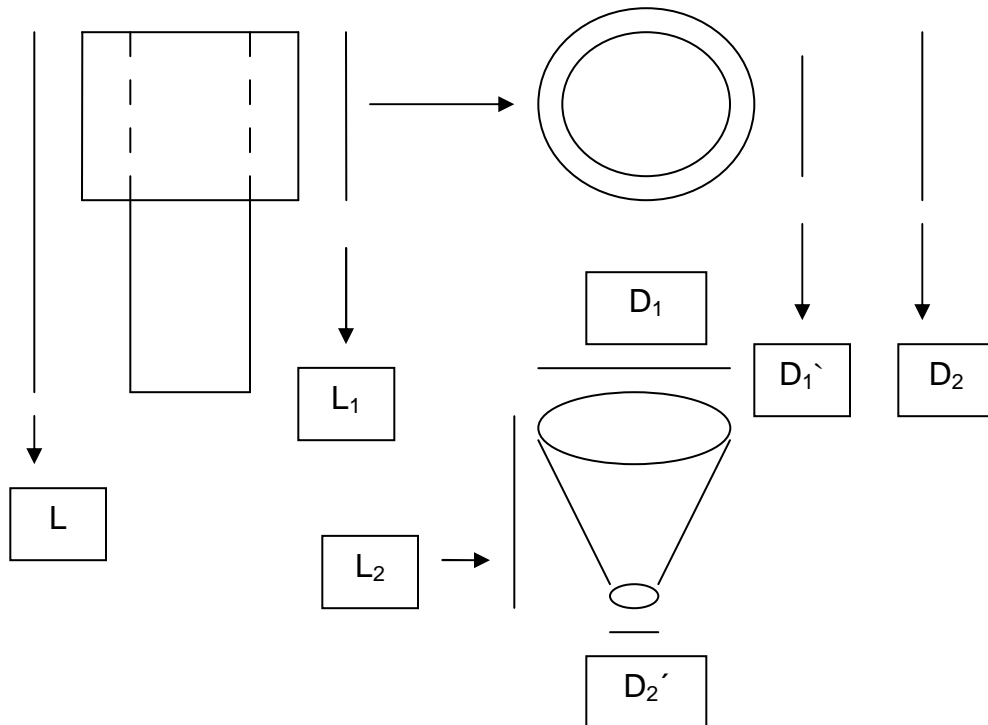
Tabla 56. Caudal bomba recolectora de purgas.

| Bomba Recolectora de Purgas | | | | | | | | |
|------------------------------------|------------------|------------------------|------------------------|--------------------------------|-------------------|---------------------------------|----------------------|-------------------------|
| Ancho (m) | Largo (m) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Potencia (HP) | Temperatura (°C) |
| 0.93 | 2 | 0.519 – 0.419 | 0.1 | 0.186 | 0.006128 | 30.3535 | 3.6 | 35 |
| 0.93 | 2 | 0.419 – 0.349 | 0.07 | 0.1302 | 0.006133 | 21.2282 | 3.6 | 34 |
| 0.93 | 2 | 0.450 – 0.364 | 0.086 | 0.15996 | 0.006308 | 25.3569 | 3.6 | 37 |
| 0.93 | 2 | 0.428 – 0.346 | 0.082 | 0.15252 | 0.005938 | 25.6815 | 3.6 | 36 |
| 0.93 | 2 | 0.512 – 0.426 | 0.086 | 0.15996 | 0.006116 | 26.1514 | 3.6 | 35 |
| 0.93 | 2 | 0.4656 – 0.3808 | 0.0848 | 0.157728 | 0.006125 | 25.7543 | 3.6 | 35.4 |

1.6.18. TANQUE SEDIMENTADOR

La operación que realiza el tanque sedimentador es la de hacer el ultimo retiro de los lodos que acompañan al aceite y separarlo en dos fases la que va como sedimento al tanque de purgas y la que va como aceite al tanque de aceite terminado, en el esquema 13 se encuentra el tanque sedimentador, en la tabla 57 las dimensiones y en la tabla 58 las temperaturas que maneja el fluido contenido.

Esquema 13. Tanque Sedimentador.



L , L_1 , L_2 , D_1 , D_2 , D_1' y D_2' son las dimensiones correspondientes para el tanque sedimentador.

Tabla 57. Dimensiones tanque sedimentador.

| Dimensiones | | | |
|---|-------------------|-------------------|-------------|
| Unidad / Figura | CILINDRO 1 | CILINDRO 2 | CONO |
| Diámetro 1 (m) | 2.17 | 2.17 | 1.77 |
| Diámetro 2 (m) | - | 1.77 | 0.09´ |
| Área 1 (m ²) | 3.6984 | 3.6984 | - |
| Área 2 (m ²) | - | 2.4606 | - |
| Área 1 (m ²) - Área 2 (m ²) | - | 1.2378 | - |
| Altura (m) | 3.07 | 1.12 | 0,48 |
| Volumen (m ³) | 11.3540 | 1.3863 | - |
| Volumen Total a (m ³) | 12.7403 | | 1.6589 |
| Volumen Total b (m³) | 14.3992 | | |

Tabla 58. Temperaturas internas tanque sedimentador.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 33 | 40 |
| T2 | 33 | |
| T3 | 34 | |
| T4 | 34 | |
| T5 | 35 | |
| Promedio | 33.8 | |

1.6.19. SECADOR ATMOSFÉRICO DE ACEITE

El objetivo del secador es el de retirar las ultimas cantidades de humedad presentes en el aceite antes de que llegue al tanque de aceite terminado y así concluya la esterilización.

1.6.20. TANQUE DE ACEITE TERMINADO

La función de este tanque es la de recibir el aceite luego de concluido el proceso de clarificación que se conoce como aceite terminado y ser bombeado a los tanques de almacenamiento, en el esquema 12 se

encuentra el tanque de aceite terminado, en la tabla 59 las dimensiones y en la tabla 60 las temperaturas que maneja el fluido contenido en el.

Tabla 59. Dimensiones tanque de aceite terminado.

| Dimensiones | |
|--------------------------------|--------------|
| Ancho (m) | 0.93 |
| Largo (m) | 2.00 |
| Área (m ²) | 1.86 |
| Alto (m) | 0.98 |
| Volumen (m³) | 1.823 |

Tabla 60. Temperaturas internas tanque de aceite terminado.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 85 | 85 |
| T2 | 86 | |
| T3 | 89 | |
| T4 | 89 | |
| T5 | 88 | |
| Promedio | 87.4 | |

1.6.21. BOMBAS DE ACEITE TERMINADO 1 Y 2

La función de estas bombas es la de sacar el aceite del tanque de aceite terminado proveniente de la etapa de clarificación y hacen llegar el aceite terminado a los tanques de almacenamiento, en las tablas 61 y 62 se encuentra la caracterización de las bombas de acuerdo con las pruebas establecidas para esta.

Tabla 61. Caudal bomba de aceite terminado 1.

| Bomba de Aceite Terminado 1 | | | | | | | | |
|------------------------------------|------------------|-----------------------|------------------------|--------------------------------|-------------------|---------------------------------|----------------------|-------------------------|
| Ancho (m) | Largo (m) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Potencia (HP) | Temperatura (°C) |
| 0.93 | 2 | 0.462 – 0.438 | 0.024 | 0.04464 | 0.00597 | 7.4676 | 3.6 | 38 |
| 0.93 | 2 | 0.443 – 0.418 | 0.025 | 0.0465 | 0.00606 | 7.6683 | 3.6 | 37 |
| 0.93 | 2 | 0.525 – 0.497 | 0.028 | 0.05208 | 0.00604 | 8.6241 | 3.6 | 41 |
| 0.93 | 2 | 0.515 – 0.481 | 0.034 | 0.06324 | 0.00595 | 10,618 | 3.6 | 38 |
| 0.93 | 2 | 0.485 – 0.458 | 0.027 | 0.05022 | 0.00605 | 8.2970 | 3.6 | 39 |
| 0.93 | 2 | 0.486 – 0.4584 | 0.0276 | 0.051336 | 0.00601 | 8.5351 | 3.6 | 38.6 |

Tabla 62. Caudal bomba de aceite terminado 2.

| Bomba de Aceite Terminado 2 | | | | | | | | |
|------------------------------------|------------------|------------------------|------------------------|--------------------------------|-------------------|---------------------------------|----------------------|-------------------------|
| Ancho (m) | Largo (m) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Potencia (HP) | Temperatura (°C) |
| 0.93 | 2 | 0.598 – 0.568 | 0.03 | 0.0558 | 0.00446 | 12.4925 | 15 | 44 |
| 0.93 | 2 | 0.568 – 0.540 | 0.028 | 0.05208 | 0.00446 | 11.6742 | 15 | 44 |
| 0.93 | 2 | 0.540 – 0.492 | 0.048 | 0.08928 | 0.00457 | 19.5266 | 15 | 43 |
| 0.93 | 2 | 0.492 – 0.458 | 0.034 | 0.06324 | 0.004469 | 14.1494 | 15 | 45 |
| 0.93 | 2 | 0.458 – 0.429 | 0.029 | 0.05394 | 0.004397 | 12.2668 | 15 | 43 |
| 0.93 | 2 | 0.5312 – 0.4974 | 0.0338 | 0.062868 | 0.004473 | 14.0219 | 15 | 43.8 |

1.6.22. TANQUES DE ALMACENAMIENTO 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8 Y 9

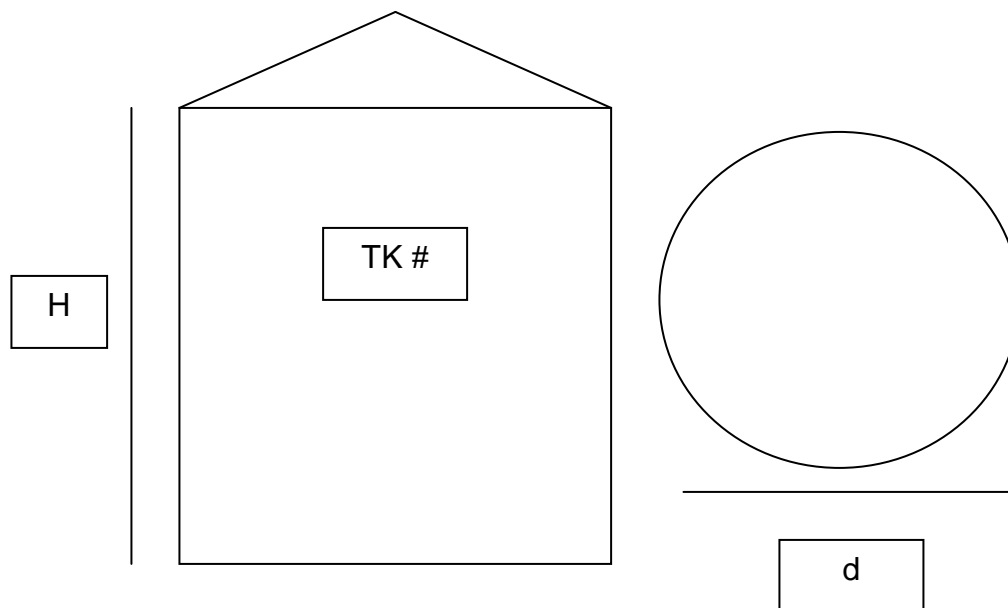
El trabajo que realizan estos tanques es el de almacenar los aceites terminados provenientes del proceso o sea los aceites de palma y palmiste y el agua de los pozos o de vivero para ser utilizada en el proceso.

Que están almacenando los tanques en estos momentos:

- a) Tanque (1) (Aceite) en el momento Vacío.
- b) Tanque (2) (Aceite Recuperado) en el momento recibe Agua.
- c) Tanque (3) (Aceite) en el momento Vacío.
- d) Tanque (4) (Aceite) recibe Aceite de Palma.
- e) Tanque (5) (Aceite) recibe Aceite de Palma.
- f) Tanque (6) (Aceite) en el momento Vacío.
- g) Tanque (7) (Aceite) recibe Aceite de Palmiste.
- h) Tanque (8) (Aceite) en el momento Vacío.
- i) Tanque (9) (Aceite) recibe Agua.

En el esquema 14 se encuentra el bosquejo del tipo de tanques de almacenamiento empleados en la planta y en la tabla 63 las capacidades parciales y total de almacenamiento dentro de la planta, en la tabla 64 se encuentran las densidades del aceite en función de la temperatura, esta es utilizada con el fin de saber la cantidad real de aceite que es despachado en cada venta, por medio de formulas aplicadas en el laboratorio.

Esquema 14. Tanques de Almacenamiento.



H y d son las dimensiones tomadas para todos los tanques de almacenamiento.

Tabla 63. Capacidades tanques de almacenamiento.

| Tanque (No) | Capacidad (Ton) | Formulas H=Altura (m) D=Densidad (Kg/L) |
|--------------------------------------|-----------------|--|
| 1 | 105 | $[(16.4173 * H) + 1.6417] * D$ |
| 2 | 120 | $[(25.51 * H) + 1.3] * D$ |
| 3 | 305 | $[(47.41 * H) + 5.5] * D$ |
| 4 | 310 | $[(47.41 * H) + 5.5] * D$ |
| 5 | 310 | $[(47.41 * H) + 5.5] * D$ |
| 6 | 310 | $[(47.41 * H) + 5.5] * D$ |
| 7 | 310 | $[(47.41 * H) + 5.5] * D$ |
| 8 | 310 | $83.48 * H * D$ |
| 9 | 550 | $90.42 * H * D$ |
| Capacidad Total Almacenamiento (Ton) | | 2630 |

Tabla 64. Densidad del aceite crudo de palma de acuerdo a la temperatura.

| Temperatura (°C) | Densidad (Kg/L) | Temperatura (°C) | Densidad (Kg/L) | Temperatura (°C) | Densidad (Kg/L) |
|------------------|-----------------|------------------|-----------------|------------------|-----------------|
| 25 | 0.9056 | 45 | 0.8839 | 65 | 0.8711 |
| 26 | 0.9036 | 46 | 0.8832 | 66 | 0.8706 |
| 27 | 0.9019 | 47 | 0.8824 | 67 | 0.8702 |
| 28 | 0.9004 | 48 | 0.8817 | 68 | 0.8697 |
| 29 | 0.8991 | 49 | 0.8810 | 69 | 0.8693 |
| 30 | 0.8976 | 50 | 0.8804 | 70 | 0.8689 |
| 31 | 0.8966 | 51 | 0.8796 | 71 | 0.8686 |
| 32 | 0.8954 | 52 | 0.8790 | 72 | 0.8683 |
| 33 | 0.8944 | 53 | 0.8783 | 73 | 0.8680 |
| 34 | 0.8933 | 54 | 0.8776 | 74 | 0.8678 |
| 35 | 0.8923 | 55 | 0.8770 | 75 | 0.8676 |
| 36 | 0.8913 | 56 | 0.8763 | 76 | 0.8673 |
| 37 | 0.8907 | 57 | 0.8757 | 77 | 0.8671 |
| 38 | 0.8895 | 58 | 0.8751 | 78 | 0.8669 |
| 39 | 0.8887 | 59 | 0.8744 | 79 | 0.8667 |
| 40 | 0.8878 | 60 | 0.8739 | 80 | 0.8665 |
| 41 | 0.8870 | 61 | 0.8733 | - | - |
| 42 | 0.8863 | 62 | 0.8727 | 90 | 0.8598 |
| 43 | 0.8854 | 63 | 0.8721 | - | - |
| 44 | 0.8846 | 64 | 0.8716 | 98 | 0.8493 |

1.6.23. BOMBAS DE DESPACHO 1 Y 2

Las bombas de despacho realizan la acción de llenado de los carro-tanques por medio de la succión del producto terminado de los tanques de almacenamiento, este producto puede ser aceite de palma o palmiste según corresponda al cargue y lo retiran del tanque que se encuentre apto para dicha operación y de acuerdo con los requerimientos expresados por el cliente, en las tablas 65 y 66 se encuentra la caracterización de las bombas de acuerdo con las pruebas establecidas para esta.

Tabla 65. Caudal bomba de despacho 1.

| Bomba de Despachos 1 | | | | |
|-----------------------------|------------------------|----------|----------|-----------------|
| Dimensiones/Forma | Formula | | | |
| | 1 | 2 | 3 | Promedio |
| Altura Inicial (m) | 3.793 | 2.922 | 2.04 | - |
| Altura Final (m) | 2.922 | 2.04 | 1.181 | - |
| Dif. Alturas (m) | 0.871 | 0.882 | 0.859 | 0.870667 |
| Masa Inicial (Kg) | 158900 | 122640 | 85950 | - |
| Masa Final (Kg) | 122790 | 86120 | 50460 | - |
| Dif. Masa (Kg) | 36110 | 36520 | 35490 | 36040 |
| Densidad (Kg/L) | 0.8744 | 0.8733 | 0.8716 | 0.8731 |
| Volumen (L) | 41296.9 | 41818.39 | 40718.22 | 41277.84 |
| Tiempo (h) | 0.6846 | 0.6847 | 0.7066 | 0.691967 |
| Caudal (L/h) | 60317.3 | 61076.48 | 57628.05 | 59673.94 |
| Temperatura Tanque (°C) | 59 | 61 | 64 | 61.33333 |
| Temperatura Bomba (°C) | 57 | 56 | 57 | 56,66667 |
| Potencia (HP) | 15 | 15 | 15 | 15 |
| Dimensiones/Forma | Bascula y Carga | | | |
| | 1 | 2 | 3 | Promedio |
| Masa (Kg) | 35870 | 36050 | 34860 | 35593.33 |
| Densidad (Kg/L) | 0.8776 | 0.8757 | 0.8739 | 0.875733 |
| Volumen (L) | 40872.84 | 41167.07 | 39890.15 | 40643.35 |
| Tiempo (h) | 0.6846 | 0.6847 | 0.7066 | 0.691967 |
| Caudal (L/h) | 59697.91 | 60125.22 | 56456.09 | 58759.74 |
| Temperatura Aceite (°C) | 54 | 57 | 60 | 57 |

Tabla 66. Caudal bomba de despacho 2.

| Bomba de Despachos 2 | | | | |
|-----------------------------|-----------------------------|-----------------------------|-----------------------------|-----------------------------|
| Dimensiones/Forma | Formula | | | |
| | 1 | 2 | 3 | Promedio |
| Altura Inicial (m) | 5.267 | 7.003 | 6.020 | - |
| Altura Final (m) | 4.429 | 6.159 | 5.168 | - |
| Dif. Alturas (m) | 0.838 | 0.844 | 0.852 | 0.8447 |
| Masa Inicial (Kg) | 220330 | 292410 | 251600 | - |
| Masa Final (Kg) | 185540 | 257370 | 216220 | - |
| Dif. Masa (Kg) | 34790 | 35040 | 35380 | 35070 |
| Densidad (Kg/L) | 0.8757 | 0.8763 | 0.8770 | 0.876333 |
| Volumen (L) | 39728.22 | 39986.31 | 40342.07 | 40018.87 |
| Tiempo (h) | 1.1854 | 1.1488 | 1.1863 | 1.1735 |
| Bomba de Despachos 2 | Bomba de Despachos 2 | Bomba de Despachos 2 | Bomba de Despachos 2 | Bomba de Despachos 2 |
| Temperatura Tanque (°C) | 57 | 56 | 55 | 56 |
| Temperatura Bomba (°C) | 32 | 32 | 33 | 32.33333 |
| Potencia (HP) | 3.6 | 3.6 | 3.6 | 3.6 |
| Dimensiones/Forma | Bascula y Carga | | | |
| | 1 | 2 | 3 | Promedio |
| Masa (Kg) | 34530 | 34760 | 35120 | 34803.33 |
| Densidad (Kg/L) | 0.8804 | 0.8776 | 0.8790 | 0.8783 |
| Volumen (L) | 39220.81 | 39608.02 | 39954.49 | 39781.26 |
| Tiempo (h) | 1.1854 | 1.1488 | 1.1863 | 1.1735 |
| Caudal (L/h) | 33084 | 34477.73 | 33679.92 | 33747.22 |
| Temperatura Aceite (°C) | 50 | 54 | 52 | 52 |

1.6.24. BOMBA DE RECUPERACION FLORENTINOS

El objetivo de esta bomba es el de dirigir el aceite recuperado en el florentino hacia el tanque desarenador para que vuelva a iniciar el ciclo de clarificación en el tamiz vibratorio y tanque de crudos, en la tabla 67 se encuentra la tabla con la caracterización de la bomba de acuerdo con las pruebas establecidas para esta.

Tabla 67. Caudal bomba de recuperación florentinos.

| Bomba Florentinos | | | | | | | | |
|--------------------------|----------------------|---------------------------|----------------------------|------------------------------------|-----------------------|-------------------------------------|--------------------------|-----------------------------|
| Largo (m) | Ancho (m) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Potencia (HP) | Temperatura (°C) |
| 1.492 | 0.997 | 0.476 – 0.419 | 0.057 | 0.08478 | 0.00576 | 14.7033 | 3.6 | 33 |
| 1.492 | 0.997 | 0.419 – 0.364 | 0.055 | 0.08181 | 0.00569 | 14.3743 | 3.6 | 29 |
| 1.492 | 0.997 | 0.364 – 0.308 | 0.056 | 0.08330 | 0.0057 | 14.6143 | 3.6 | 32 |
| 1.492 | 0.997 | 0.368 – 0.310 | 0.058 | 0.08627 | 0.00573 | 15.0409 | 3.6 | 33 |
| 1.492 | 0.997 | 0.480 – 0.422 | 0.058 | 0.08627 | 0.00568 | 15.1806 | 3.6 | 30 |
| 1.492 | 0.997 | 0.4214 – 0.3646 | 0.0568 | 0.08449 | 0.00571 | 14.7826 | 3.6 | 31.4 |

1.6.25. BOMBAS DE LODOS A PISCINAS 1 Y 2

La función de estas bombas es la de retirar y dirigir los lodos pesados y residuos del proceso hacia las piscinas anaerobias (1 y 2) y facultativa (3) por medio de un canal en esta dirección, lo que se encuentra en este foso es lo proveniente de florentinos que ya es desecho, en las tablas 68 y 69 se encuentra la caracterización de las bombas de acuerdo con las pruebas establecidas para esta

Tabla 68. Caudal bomba de lodos a piscinas 1.

| Bomba a Piscinas 1 | | | | | | | | |
|---------------------------|------------------|------------------------|------------------------|--------------------------------|-------------------|---------------------------------|----------------------|-------------------------|
| Largo (m) | Ancho (m) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Potencia (HP) | Temperatura (°C) |
| 4 | 2.15 | 1.254 – 1.210 | 0.044 | 0.3784 | 0.012377 | 30.5709 | 3.6 | 54 |
| 4 | 2.15 | 1.215 – 1.170 | 0.045 | 0.387 | 0,012319 | 31,4137 | 3.6 | 53 |
| 4 | 2.15 | 1.185 – 1.149 | 0.036 | 0.3096 | 0.012375 | 25.0181 | 3.6 | 55 |
| 4 | 2.15 | 1.170 – 1.131 | 0.039 | 0.3354 | 0.01243 | 26,9638 | 3.6 | 53 |
| 4 | 2.15 | 1.140 – 1.102 | 0.038 | 0.3268 | 0.01239 | 26.3607 | 3.6 | 56 |
| 4 | 2.15 | 1.1928 – 1.1544 | 0.0404 | 0.34744 | 0.01238 | 28.0654 | 3.6 | 54.2 |

Tabla 69. Caudal bomba de lodos a piscinas 2.

| Bomba a Piscinas 2 | | | | | | | | |
|---------------------------|------------------|------------------------|------------------------|--------------------------------|-------------------|---------------------------------|----------------------|-------------------------|
| Largo (m) | Ancho (m) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Potencia (HP) | Temperatura (°C) |
| 4 | 2.15 | 0.724 – 0.686 | 0.038 | 0.3268 | 0.012333 | 26.4972 | 3.6 | 38 |
| 4 | 2.15 | 0.697 – 0.659 | 0.038 | 0.3268 | 0.012308 | 26.5511 | 3.6 | 41 |
| 4 | 2.15 | 0.668 – 0.631 | 0.037 | 0.3182 | 0.01215 | 26.1893 | 3.6 | 42 |
| 4 | 2.15 | 0.637 – 0.595 | 0.042 | 0.3612 | 0.012352 | 29.2403 | 3.6 | 41 |
| 4 | 2.15 | 0.600 – 0.557 | 0.043 | 0.3698 | 0.012244 | 30.2014 | 3.6 | 39 |
| 4 | 2.15 | 0.6652 - 0,6256 | 0.0396 | 0.34056 | 0.012277 | 27.7359 | 3.6 | 40.2 |

Tabla 70. Valores de masa en esterilización y desfrutación.

| Numero RFF /Peso Etapas | w RFF (Kg) | w Esterilización (Kg) | w Desfrutación (Kg) | w RFF (Kg) - w Esterilizado (Kg) | w Esterilizado (Kg) - w Desfrutado (Kg) |
|-------------------------|---------------|-----------------------|---------------------|----------------------------------|---|
| 1 | 14.25 | 12.50 | 5.00 | 1.75 | 7.50 |
| 2 | 15.25 | 11.00 | 3.00 | 4.25 | 8.00 |
| 3 | 22.50 | 17.50 | 5.00 | 5.00 | 12.50 |
| 4 | 17.00 | 13.00 | 3.50 | 4.00 | 9.50 |
| 5 | 9.50 | 6.75 | 2.25 | 2.75 | 4.50 |
| 6 | 13.25 | 10.25 | 3.50 | 3.00 | 6.75 |
| 7 | 12.25 | 6.50 | 2.50 | 5.75 | 4.00 |
| 8 | 18.50 | 12.00 | 3.50 | 6.50 | 8.50 |
| 9 | 12.00 | 9.75 | 3.00 | 2.25 | 6.75 |
| 10 | 16.50 | 12.50 | 3.50 | 4.00 | 9.00 |
| 11 | 14.25 | 11.75 | 3.75 | 2.50 | 8.00 |
| 12 | 13.50 | 10.25 | 3.50 | 3.25 | 6.75 |
| 13 | 12.75 | 11.00 | 3.25 | 1.75 | 7.75 |
| 14 | 17.00 | 14.75 | 4.50 | 2.25 | 10.25 |
| 15 | 9.00 | 6.75 | 2.00 | 2.25 | 4.75 |
| 16 | 16.00 | 11.50 | 3.25 | 4.50 | 8.25 |
| 17 | 20.00 | 13.50 | 4.00 | 6.50 | 9.50 |
| 18 | 12.00 | 9.00 | 3.25 | 3.00 | 5.75 |
| 19 | 21.00 | 17.00 | 5.00 | 4.00 | 12.00 |
| 20 | 19.50 | 12.25 | 3.50 | 7.25 | 8.75 |
| Promedio | 15.30 | 11.48 | 3.54 | 3.825 | 7.94 |
| Total | 306.00 | 229.50 | 70.75 | 76.50 | 158.75 |

Se va a adicionar una información tabulada de los valores en masa de los racimos de fruto en las etapas de esterilización y desfrutación, estos datos sirvieron para realizar el balance de masa en estas dos etapas que posteriormente sirvió de complemento del balance global del proceso, se consigno esta información en la tabla 70.

Las tablas 71 y 72 contienen los valores obtenidos para la muestra inicial tomada en el desarrollo del balance de masa sobre los condensados de chimenea y los condensados de esterilización.

Tabla 71. Valores en condensados de chimenea muestra.

| CONDENSADOS DE CHIMENEA | |
|--|----------|
| w muestra húmeda (g) | 25.1520 |
| w muestra seca+tasa+algodón+papel filtro (g) | 99.7542 |
| w tasa + algodón + papel filtro (g) | 98.6353 |
| w solidó seco aceitoso (g) | 1.1189 |
| w balón + aceite (g) | 166.7915 |
| w balón seco (g) | 166.7064 |
| w aceite (g) | 0.0851 |
| w solidó seco no aceitoso (SSNA) (g) | 1.0338 |
| % aceite en SSNA | 8.23 |
| % aceite en condensados de chimenea | 0.34 |
| Valor masa / volumen (g/L) | 3.40 |

Muestra centrifugada por 5 minutos y se encontró: Sedimentos pesados que representan el 0.3% V/V, trazas de aceite y el resto es agua.

Tabla 72. Valores en condensados de esterilización muestra.

| CONDENSADOS DE ESTERILIZADOR | |
|--|----------|
| W muestra húmeda (g) | 25.6160 |
| W muestra seca+tasa+algodón+papel filtro (g) | 79.3054 |
| W tasa + algodón + papel filtro (g) | 78.1045 |
| W solidó seco aceitoso (g) | 1.2009 |
| W balón + aceite (g) | 164.3307 |
| W balón seco (g) | 164.2567 |
| W aceite (g) | 0.074 |
| W solidó seco no aceitoso (SSNA) (g) | 1.1269 |
| % aceite en SSNA | 6.57 |
| % aceite en condensados de chimenea | 0.29 |
| Valor masa / volumen (g/L) | 2.90 |

Muestra centrifugada por 5 minutos y se encontró: Sedimentos pesados que representan el 1% V/V, trazas de aceite por valor de 0.8% V/V y el resto es agua.

De las tablas 73 a la 76 se presenta las contra-muestras 1 y 2 de los condensados de chimenea y los condensados de la etapa de esterilización, con su respectiva explicación.

Tabla 73. Valores en condensados de chimenea contra-muestra-1.

| CONDENSADOS DE CHIMENEA | |
|--|----------|
| w muestra húmeda (g) | 25.2208 |
| w muestra seca+tasa+algodón+papel filtro (g) | 80.7505 |
| w tasa + algodón + papel filtro (g) | 79.4596 |
| w solidó seco aceitoso (g) | 1.2909 |
| w balón + aceite (g) | 164.3505 |
| w balón seco (g) | 164.2548 |
| w aceite (g) | 0.0957 |
| w solidó seco no aceitoso (SSNA) (g) | 1.1952 |
| % aceite en SSNA | 8.0070 |
| % aceite en condensados de chimenea | 0.3175 |
| Valor masa / volumen (g/L) | 3.1748 |

Muestra centrifugada por 5 minutos y se encontró:

Se presentaron trazas de aceite en la superficie de la muestra con valor de 0.01% V/V, sedimentos pesados del orden de 0.05% V/V y el resto es contenido de agua.

Tabla 74. Valores en condensados de esterilización en contra-muestra-1.

| CONDENSADOS DE ESTERILIZADOR | |
|--|----------|
| w muestra húmeda (g) | 25.1632 |
| w muestra seca+tasa+algodón+papel filtro (g) | 78.7554 |
| w tasa + algodón + papel filtro (g) | 77.3824 |
| w solidó seco aceitoso (g) | 1.3730 |
| w balón + aceite (g) | 166.8151 |
| w balón seco (g) | 166.7088 |
| w aceite (g) | 0.1063 |
| w solidó seco no aceitoso (SSNA) (g) | 1.2667 |
| % aceite en SSNA | 8.3919 |
| % aceite en condensados de chimenea | 0.3335 |
| Valor masa / volumen (g/L) | 3.3350 |

Muestra centrifugada por 5 minutos y se encontró:

Se presentaron trazas de aceite en la superficie de la muestra con valor de 0.03% V/V, sedimentos pesados del orden de 0.02% V/V y el resto es contenido de agua. Los datos de la contra-muestra-2, la muestra se centrifugo por 5 minutos y se encontraron trazas de aceite en la superficie de la muestra, sedimentos pesados y el resto es contenido de agua.

Tabla 75. Valores en condensados de chimenea contra-muestra-2.

| CONDENSADOS DE CHIMENEA | |
|--|----------|
| w muestra húmeda (g) | 25.0608 |
| w muestra seca+tasa+algodón+papel filtro (g) | 92.1657 |
| w tasa + algodón + papel filtro (g) | 91.1686 |
| w solidó seco aceitoso (g) | 0.9971 |
| w balón + aceite (g) | 166.7644 |
| w balón seco (g) | 166.7107 |
| w aceite (g) | 0.0537 |
| w solidó seco no aceitoso (SSNA) (g) | 0.9434 |
| % aceite en SSNA | 5.6922 |
| % aceite en condensados de chimenea | 0.2271 |
| Valor masa / volumen (g/L) | 2.2713 |

Tabla 76. Valores en condensados de esterilización en contra-muestra-2.

| CONDENSADOS DE ESTERILIZADOR | |
|--|----------|
| w muestra húmeda (g) | 25.0325 |
| w muestra seca+tasa+algodón+papel filtro (g) | 79.6030 |
| w tasa + algodón + papel filtro (g) | 78.4675 |
| w solidó seco aceitoso (g) | 1.1355 |
| w balón + aceite (g) | 164.3094 |
| w balón seco (g) | 164.2578 |
| w aceite (g) | 0.0516 |
| w solidó seco no aceitoso (SSNA) (g) | 1.0839 |
| % aceite en SSNA | 4.7606 |
| % aceite en condensados de chimenea | 0.1902 |
| Valor masa / volumen (g/L) | 1.9018 |

A continuación se realiza una comparación entre las dos contra muestras y la muestra original:

En las cuatro tablas anteriores pertenecientes a las contra-muestras-1 y 2 se puede notar como fue el cambio en los contenidos de aceite respecto de los condensados de chimenea y los condensados del esterilizador, en la contra-muestra 2 contienen mayor cantidad de aceite que los condensados del esterilizador y el valor es notorio, en la contra-muestra-1 el comportamiento es el contrario; los condensados del esterilizador contienen mayor cantidad de aceite que los condensados de la chimenea pero este valor de diferencia es mínimo.

La muestra y la contra-muestra 2 presentan un comportamiento similar debido a que en las dos; los condensados de chimenea presentan mayor contenido de aceite que los condensados de chimenea, se realizaron dos contra-muestras para poder establecer de una forma más clara unos valores de los contenidos de aceite que están presentes en las dos clases de condensados en la etapa de esterilización.

ANEXO 2. TEORIA SOBRE CARACTERIZACIÓN DE UN PROCESO Y PALMA AFRICANA

CARACTERIZACIÓN DE UN PROCESO

Cuando se caracteriza un proceso no existe una pauta estandarizada que se pueda seguir, pero hay algunas formas que nos pueden servir para llegar globalmente por medio de una serie de herramientas a conseguirlo.

Algunos Tipos de Caracterización:

Caracterización Descriptiva:

Esta forma tiene en cuenta lo concerniente a las operaciones y demás variables de proceso, como las de entrada y salida, lo que se alimenta, lo que se produce, los balances de masa y energía, las variables a mantener y a controlar como presiones, temperaturas, flujos, niveles y otras variables a conocer del sistema, además se puede tener en cuenta en esta etapa lo que tiene que ver con la parte de los equipos luego de diseñados y requerimientos de materiales, lo anterior se representa con diagramas de flujo de diferente detalle y se traducen en manuales de proceso y operación.

Caracterización Evaluativa:

Aquí se tienen en cuenta los criterios referentes a algún tipo de evaluación económica básica del proceso (materias primas, insumos, mercado, localización, etc.), las perspectivas del proyecto, que y con qué fin se va a producir, lo anterior se verá reflejado en la competitividad y rentabilidad del proceso, entre otras.

Caracterización Prospectiva:

Esta parte contiene lo que tiene que ver con la obsolescencia tecnológica, el cumplimiento de las expectativas del proceso y luego de un tiempo de producción como se ve el proceso, para tomar las decisiones pertinentes sobre el proyecto, lo que se quiere con esto es llegar a predecir o proyectar el futuro del proceso.

Caracterización Ambiental:

En esta parte se debe tener en cuenta todos los aspectos concernientes a una evaluación ambiental del proceso, saber cómo este puede afectar el medio donde se está desarrollando, como lo que se produce, los servicios industriales bien suministrados, si se puede integración energética para disminuir el consumo de energía, tratar de llevar a cabo si es posible las Prácticas de Producción Más Limpia (PML) y lo que se considere pertinente para que se cumplan con las condiciones ambientales más adecuadas, esta clase de caracterización puede tener su parte en cada una de las anteriores, por la relevancia de la misma en todos los aspectos.

Como se puede ver en el anterior texto hace falta tener en cuenta más aspectos concernientes al tema, para que pueda ser considerada realmente como la caracterización de un proceso, lo que se trató de hacer con la explicación sobre los tipos de caracterización fue dar una idea global sobre algunas de las muchas variables que se deben considerar al momento de emprender el desarrollo de un tema tan complejo como el de la caracterización de un proceso, el tipo de caracterización que se llevo a cabo durante esta práctica fue la **Caracterización Descriptiva**.

HISTORIA DE LA PALMA AFRICANA

La palma de aceite es una planta tropical propia de climas cálidos que crece en tierras por debajo de los 500 metros sobre el nivel del mar, es originaria del Golfo de Guinea (África occidental), de ahí su nombre científico, *Elaeis guineensis* Jacq y su denominación popular: palma africana de aceite, se extiende hasta 15° de latitud norte y sur, este es un cultivo que tarda entre 2 y 3 años para empezar a producir frutos y puede hacerlo durante más de 25 años, dentro de los cultivos de semillas oleaginosas es el que produce mayor cantidad de aceite por hectárea, con un contenido del 50% en el fruto, puede rendir de 3.000 a 5.000 Kg de aceite de pulpa por hectárea, mas 600 a 1.000 Kg de aceite de palmiste, la producción mundial de aceite de palma se calcula en más de 3.000 millones de toneladas métricas, los principales países productores son: Malasia, Nigeria, Indonesia, Zaire, Costa de Marfil, y otros países africanos y sudamericanos, su introducción a la América tropical se atribuye a los colonizadores y comerciantes esclavos portugueses, que la usaban como parte de la dieta alimentaria de sus esclavos en el Brasil.

LA PALMA AFRICANA EN COLOMBIA

En 1932, Florentino Claes fue quien introdujo la palma africana de aceite en Colombia y fueron sembradas con fines ornamentales en la Estación Agrícola de Palmira (Valle del Cauca), pero el cultivo comercial sólo comenzó en 1945 cuando la United Fruit Company estableció una plantación en la zona bananera del departamento del Magdalena, la expansión del cultivo en Colombia ha mantenido un crecimiento sostenido, los departamentos que poseen más área sembrada en palma de aceite son en su orden: Meta (1), Cesar (2), **Santander (3)**, Magdalena (4), Nariño (5), Casanare (6), Bolívar (7), Cundinamarca (8) y Norte de Santander (9), Colombia es el primer productor de palma de aceite en América Latina y el cuarto en el mundo,

tiene como fortaleza un gremio que cuenta con sólidas instituciones, ya que desde 1962 fue creada la Federación Nacional de Cultivadores de Palma de Aceite a mediados de la década de 1960 existían 18.000 hectáreas en producción y hoy existen más de 270.000 hectáreas en 73 municipios del país distribuidos en cuatro zonas productivas:

- **Norte** - Magdalena, Norte del Cesar, Atlántico, Guajira.
- **Central** - **Santander**, Norte de Santander, sur del Cesar, Bolívar.
- **Oriental** - Meta, Cundinamarca, Casanare, Caquetá.
- **Occidental** – Nariño.

LA PLANTA

En una palma de aceite se contonean alegres flores masculinas y femeninas, de las que nacen frutos por millares, esféricos, ovoides o alargados, para conformar racimos compactos de entre 10 y 40 kilogramos de peso. Antes de adquirir el alegre y vistoso color anaranjado rojizo del sol tropical que les brinda la madurez, los frutos son de color violeta oscuro, casi negro. En su interior guardan una única semilla, la almendra o palmiste, que protegen con el cuesco, un endocarpio leñoso rodeado, a su vez, por una pulpa carnososa. Ambas, almendra y pulpa, proveen aceite con generosidad. La primera, el de palmiste, y la segunda, el de palma propiamente dicho.

El tallo o estípite de la reina de las oleaginosas es erecto y tiene la forma de un cono invertido. Antes de envejecer es áspero, por las bases peciolares que lo revisten. Pero cuando llega a la vejez, aunque liso, se muestra segmentado por las cicatrices que le imprimen sus cerca de cuarenta hojas al marchitarse y caer.

En su edad mediana las hojas se extienden de manera casi paralela al suelo, entre tres y siete metros. Cada una está compuesta de unos 250 folíolos lineales, insertos a uno y otro lado del pecíolo, pero de manera irregular. La apariencia desordenada de la hoja es uno de los rasgos característicos de la especie.

La vida productiva de la palma de aceite puede durar más de cincuenta años, pero desde los veinte o veinticinco su tallo alcanza una altura que dificulta las labores de cosecha y marca el comienzo de la renovación en las plantaciones comerciales.

PROCESO AGROINDUSTRIAL

La palma de aceite es un cultivo perenne y de tardío y largo rendimiento ya que la vida productiva puede durar más de 50 años, pero desde los 25 se dificulta su cosecha por la altura del tallo.

El procesamiento de los frutos de la palma de aceite se lleva a cabo en la planta de beneficio o planta extractora. En ella se desarrolla el proceso de extracción del aceite crudo de palma y de las almendras o del palmiste.

El proceso consiste en esterilizar los frutos, desgranarlos, macerarlos, extraer el aceite de la pulpa, clarificarlo y recuperar las almendras del bagazo resultante, lo cual se realiza mediante procesos mecánicos y térmicos.

De las almendras se obtienen dos productos: el aceite de palmiste y la torta de palmiste que sirve para alimentos animal.

Al fraccionar el aceite de palma se obtienen también dos productos: la oleína y la estearina de palma. La primera es líquida en climas cálidos y se puede mezclar con cualquier aceite vegetal. La otra es la fracción más sólida y sirve para producir grasas, principalmente margarinas y jabones. Las propiedades de cada una de las porciones del aceite de palma explican su versatilidad, así como sus numerosas aplicaciones.

Múltiples Usos:

Por su composición física, el aceite de palma puede usarse en diversas preparaciones sin necesidad de hidrogenarse, proceso mediante el cual se forman los trans, indeseables ácidos grasos precursores de enfermedades como la diabetes y los cardiovasculares, entre otras.

Actualmente, es el segundo aceite más consumido en el mundo y se emplea como aceite de cocina, para elaborar productos de panadería, pastelería, confitería, heladería, sopas instantáneas, salsas, diversos platos congelados y deshidratados, cremas no lácteas para mezclar con el café.

A su vez, los aceites de palma y palmiste sirven de manera especial en la fabricación de productos oleoquímicos como los ácidos grasos, ésteres grasos, alcoholes grasos, compuestos de nitrógeno graso y glicerol, elementos esenciales en la producción de jabones, detergentes, lubricantes para pintura, barnices, gomas y tinta.

En los últimos tiempos ha venido tomando fuerza su utilización como biocombustible. El biodiésel en la actualidad es una nueva alternativa para la utilización del aceite de palma como materia prima de otros productos.

PALMA DE ACEITE CULTIVO ECOLOGICO

Las palmas de aceite adultas conforman verdaderos paisajes forestales donde cohabitan numerosas especies de flora y fauna. Crean microclimas y ambientes favorables para la sostenibilidad de los cultivos y el bienestar de las poblaciones que habitan alrededor de ellas.

Por fijar cantidades considerables de gas carbónico mediante la fotosíntesis, esta planta contribuye a mitigar el calentamiento global. Todas las sus partes de la palma se utilizan, por lo tanto no hay desperdicios que contaminen.

Dentro de los cultivos de semillas oleaginosas, la palma de aceite es la más eficiente en la conversión de energía y su siembre previene la erosión.

En Colombia la palma de aceite se establece sin necesidad de talar bosques nativos, pues ocupa territorios que antes eran utilizados para otras actividades agropecuarias. Para evitar el uso de plaguicidas químicos, se han implementado diversas técnicas de control biológico. A partir de ahí, los palmicultores colombianos se comprometen con el medio ambiente, adoptando una gestión de buenas prácticas que les permitan asegurar la competitividad frente a los estándares internacionales y estar atentos a la sostenibilidad del planeta.

LA PALMA SOCIAL

La palma de aceite ha ido ocupando en forma pacífica y sostenible el territorio nacional.

Hoy se yergue orgullosa en setenta y tres municipios de la mitad de los departamentos de Colombia, donde genera alrededor de ochenta mil

empleos que benefician a miles de familias y contribuye al desarrollo regional.

La agroindustria palmera agrupa a pequeños cultivadores, trabajadores agrícolas, personal administrativo, técnicos y profesionales de diferentes disciplinas, empresarios del campo e industriales. Un variado equipo humano, cohesionado por su indeclinable vocación trabajadora y empresarial.

En las regiones palmeras de Colombia se unen los medianos y grandes empresarios con los pequeños productores en alianzas estratégicas, en las que confluyen los saberes, las culturas y las energías en mutua disposición para el progreso.

EL ACEITE DE PALMA PARA LA SALUD HUMANA

El aceite de palma contiene una relación 1:1 entre ácidos grasos saturados e insaturados, además es fuente importante de antioxidantes naturales como los tocoferoles, los tocotrienoles, y los carotenos. Se han realizado múltiples estudios sobre los efectos del consumo de aceite de palma en la salud humana, principalmente relacionados con el perfil lipídico, el retinol sérico (vitamina A), la trombosis arterial y el cáncer los cuales indican que:

- Tiene una alta concentración de grasa monoinsaturada, en forma de ácido oléico.
- Las dietas ricas en ácidos grasos monoinsaturados ayudan a reducir el colesterol sanguíneo, disminuyendo uno de los principales factores de riesgo en enfermedades coronarias.

- Algunos estudios han demostrado que el efecto del ácido palmítico sobre el colesterol sanguíneo es comparable con el del ácido esteárico, considerado como neutro.
- Es fuente natural de vitamina E, en forma de tocoferoles y tocotrienoles. Estos últimos actúan como protectores contra el envejecimiento de las células, la arteriosclerosis, el cáncer y algunas enfermedades neurodegenerativas como el alzheimer.
- Sin refinar, el aceite de palma es la fuente natural más rica de beta-caroteno (provitamina A). Su consumo ha resultado de gran utilidad para prevenir y tratar la deficiencia de vitamina A en poblaciones a riesgo.

En modelos humanos y animales se ha observado que el consumo de oleína de palma no altera significativamente los niveles de colesterol sanguíneo, reduce la oxidación de las LDL y la incidencia de tumores malignos, aumenta los niveles de retinol sanguíneo y previene la formación de trombos.

**CARACTERIZACIÓN DEL PROCESO DE EXTRACCIÓN DE ACEITE
CRUDO DE PALMA**

DIEGO LEONARDO PEÑA TRUJILLO

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE FISICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2008

**CARACTERIZACIÓN DEL PROCESO DE EXTRACCIÓN DE ACEITE
CRUDO DE PALMA**

DIEGO LEONARDO PEÑA TRUJILLO

**Trabajo de grado presentado como requisito parcial para optar por el
título de Ingeniero Químico**

Director

ÁLVARO RAMÍREZ GARCÍA

Ph.D. Ingeniero Químico


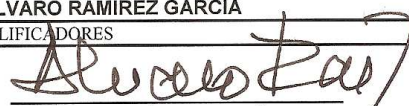
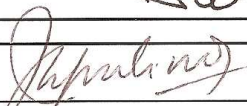
**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE FISCOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2008



UNIVERSIDAD
INDUSTRIAL DE
SANTANDER


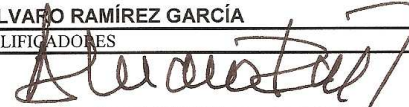
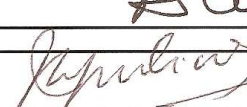
NOTA DEL PROYECTO DE GRADO

| | | |
|--|---|---|
| NOMBRE DEL ESTUDIANTE DIEGO LEONARDO PEÑA TRUJILLO | | CÓDIGO 2020042 |
| TÍTULO DEL PROYECTO “CARACTERIZACIÓN DEL PROCESO DE EXTRACCIÓN DE ACEITE CRUDO DE PALMA” | | |
| CODIGO | FACULTAD INGENIERÍAS FISCOQUIMICAS | CARRERA INGENIERIA QUIMICA |
| CALIFICACIÓN CUATRO PUNTO CUATRO (4.4) | | |
| DIRECTOR DEL PROYECTO | | |
| NOMBRE ALVARO RAMÍREZ GARCÍA | | FIRMA  |
| CALIFICADORES | | |
| F N |  ALVARO RAMÍREZ GARCÍA | F N  JORGE ENRIQUE PULIDO FLOREZ |
| | | FECHA A M D 08 05 12 |



UNIVERSIDAD
INDUSTRIAL DE
SANTANDER

NOTA DEL PROYECTO DE GRADO

| | | |
|--|---|---|
| NOMBRE DEL ESTUDIANTE DIEGO LEONARDO PEÑA TRUJILLO | | CÓDIGO 2020042 |
| TÍTULO DEL PROYECTO “CARACTERIZACIÓN DEL PROCESO DE EXTRACCIÓN DE ACEITE CRUDO DE PALMA” | | |
| CODIGO | FACULTAD INGENIERÍAS FISCOQUIMICAS | CARRERA INGENIERIA QUIMICA |
| CALIFICACIÓN APROBADO | | |
| DIRECTOR DEL PROYECTO | | |
| NOMBRE ALVARO RAMÍREZ GARCÍA | | FIRMA  |
| CALIFICADORES | | |
| F N |  ALVARO RAMÍREZ GARCÍA | F N  JORGE ENRIQUE PULIDO FLOREZ |
| | | FECHA A M D 08 05 12 |

DEDICATORIA

A toda mi familia, encabezada por mi mamá Rocio Astrid, que sin su dedicación, apoyo, firmeza, constancia y muchas cosas más, no hubiese sido posible la realización de mi carrera, a mi papá Jaime Orlando, que en toda oportunidad me animó y me hizo salir adelante con su "USTEDES SON LOS MEJORES, NUNCA LO OLVIDEN" que me lleno de fortaleza para culminar esta etapa con éxito, a mis hermanos Jaime Enrique, Tatiana Rocio y Andrés Felipe, que siempre han estado conmigo en los momentos más importantes, dándome la fuerza necesaria para continuar, a mi sobrino Nicolás Alejandro que representa una alegría mas para la familia y a mi Tía Alida Aurora, que siempre ha estado pendiente en toda ocasión para acompañarme; son tantas las palabras que tengo de agradecimiento y aprecio para ustedes, que de verdad no salen, GRACIAS POR TODO.

A mis amigos, por estar en las buenas, en las malas y enseñarme tanto, ellos son los que de verdad entienden el significado de la palabra AMISTAD.

A mis compañeros de la universidad, por brindarse en un esfuerzo enorme, que es la culminación de un sueño por decirlo así y por dejarme aprender de todos algo.

Con el mayor afecto del mundo: DIEGO.

AGRADECIMIENTOS

El autor expresa sus agradecimientos:

A la Empresa Palmeras de Puerto Wilches S.A. (P.P.W. S.A.), por hacer posible el desarrollo de esta práctica dentro de sus instalaciones y con la colaboración de todos los departamentos y personal correspondiente.

Al Ingeniero Carlos Contreras, en ese momento gerente de la empresa P.P.W. S.A., por darme la oportunidad de realizar la práctica y a todos sus colaboradores por estar pendientes del desarrollo de la misma y por sus valiosos aportes y asesoría.

Al Doctor Álvaro Ramírez García, por su dirección del proyecto.

A la Universidad Industrial de Santander y a la Escuela de Ingeniería Química por brindarme la formación profesional.

INDICE

| | PÁág |
|---|------|
| INTRODUCCION..... | 1 |
| 1. OBJETIVOS..... | 2 |
| 1.1 OBJETIVO GENERAL | 2 |
| 1.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS | 2 |
| 2. DESARROLLO EXPERIMENTAL..... | 4 |
| 3. ETAPAS..... | 5 |
| 3.1. RECEPCIÓN | 5 |
| 3.1.1. Báscula | 5 |
| 3.1.2. Tolva de recibo | 5 |
| 3.1.3. Vagonetas..... | 5 |
| 3.2. ESTERILIZACIÓN | 5 |
| 3.2.1. Esterilizadores (autoclaves)..... | 5 |
| 3.2.2. Bomba de condensados | 5 |
| 3.2.3. Salidas de flujo de proceso..... | 6 |
| 3.3. DESFRUTACIÓN | 6 |
| 3.3.1. Puentes grúa 1 y 2..... | 6 |
| 3.3.2. Carro alimentador 1 y rodillo dosificador 2..... | 6 |
| 3.3.3. Desfrutador 1 y 2 | 6 |
| 3.3.4. Bandas transportadoras de tusa 1 y 2 | 7 |
| 3.3.5. Sinfines bajo desfrutador 1 y 2 | 7 |
| 3.3.6. Sinfines inclinados 1 y 2..... | 7 |
| 3.3.7. Elevadores de fruto 1 y 2 | 7 |
| 3.4. EXTRACCIÓN | 8 |
| 3.4.1. Sinfín desfrutador..... | 8 |
| 3.4.2. Sinfines alimentadores a digestores 1 y 2..... | 8 |

| | |
|--|----|
| 3.4.3. Digestores 1, 2, 3 y 4 | 8 |
| 3.4.4. Prensas 1, 2, 3 y 4 | 9 |
| 3.5. DESFIBRACIÓN | 10 |
| 3.5.1. Sinfines rompedores de torta 1 y 2 | 10 |
| 3.5.2. Columnas neumaticas de fibra 1 y 2..... | 10 |
| 3.5.3. Tambores pulidores 1 y 2..... | 10 |
| 3.5.4. Elevadores neumaticos de nuez 1 y 2 | 10 |
| 3.5.5. Ciclones de fibra 1 y 2 | 10 |
| 3.5.6. Exclusas de fibra 1 y 2..... | 10 |
| 3.5.7. Sinfín principal de fibra 1 y 2 | 10 |
| 3.5.8. Sinfines alimentación calderas vr-1 y vr-2..... | 10 |
| 3.6. CLARIFICACIÓN | 10 |
| 3.6.1. Tanque desarenador..... | 10 |
| 3.6.2. Tamiz vibratorio circular | 10 |
| 3.6.3. Tanque de aceite crudo | 12 |
| 3.6.4. Bombas de aceite crudo 1 y 2..... | 12 |
| 3.6.5. Columnas precalentadoras 1 y 2 | 12 |
| 3.6.6. Agitador de fuerzas cortantes | 12 |
| 3.6.7. Clarificador vertical y horizontal | 12 |
| 3.6.8. Bombas desoladoras 1 y 2..... | 12 |
| 3.6.9. Ciclón desarenador..... | 12 |
| 3.6.10. Tamiz de lodos..... | 12 |
| 3.6.11. Tanque de lodos | 12 |
| 3.6.12. Filtros cepillo 1, 2, 3 y 4 | 12 |
| 3.6.13. Centrifugas de lodos 1, 2, 3 y 4 | 12 |
| 3.6.14. Tanque de recuperación centrifuga | 12 |
| 3.6.15. Bombas de recuperación centrifuga | 12 |
| 3.6.16. Tanque recolector de purgas | 12 |
| 3.6.17. Bomba recolectora de purgas..... | 12 |
| 3.6.18. Tanque sedimentador | 12 |

| | |
|--|----|
| 3.6.19. Secador atmosferico de aceite..... | 12 |
| 3.6.20. Tanque de aceite terminado | 12 |
| 3.6.21. Bombas de aceite terminado 1 y 2..... | 12 |
| 3.6.22. Tanques de almacenamiento 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7,8 y 9 | 12 |
| 3.6.23. Bombas de despacho 1 y 2..... | 12 |
| 3.6.24. Bomba de recuperación florentinos | 12 |
| 3.6.25. Bombas de lodos a piscinas 1 y 2..... | 12 |
| 4. BALANCE DE MASA | 14 |
| 4.1. VALORES DE MASA EN LAS ETAPAS | 15 |
| 4.2. VALORES DE MASA Y PORCENTAJES BALANCE DE MASA | 15 |
| 4.3. PORCENTAJE DE FRUTO ADHERIDO EN TUSA | 15 |
| 4.4. PORCENTAJE DE ACEITE EN TUSA | 15 |
| 5. PRUEBAS NO REALIZADAS | 16 |
| 5.1. FLUJOS SOBRE TAMIZ VIBRATORIO CON LAS 4 PRENSAS Y LAS 4 CENTRIFUGAS FUNCIONANDO..... | 16 |
| 5.2. FLUJOS DE FIBRA Y NUEZ PRENSAS 1 Y 2 | 16 |
| 5.3.MEDICIÓN DE CAUDAL CENTRIFUGAS 1, 2, 3 Y 4 | 17 |
| 5.4. LICOR DE PRENSADO, PRENSAS 1, 2, 3 Y 4 | 17 |
| 5.5. CUBICACIÓN DE LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO..... | 17 |
| 6. RESULTADOS Y ANALISIS..... | 18 |
| 6.1 VALORES DE MASA EN LAS ETAPAS | 32 |
| 6.2 VALORES DE MASA Y PORCENTAJE BALANCE EN MASA | 33 |
| 6.3 PORCENTAJE DE FRUTO ADHERIDO EN TUSA | 34 |
| 6.4 PORCENTAJE DE ACEITE EN TUSA | 35 |
| CONCLUSIONES | 37 |
| RECOMENDACIONES | 39 |
| BIBLIOGRAFÍA..... | 41 |
| ANEXOS..... | 42 |

LISTA DE TABLAS

| | Pág. |
|---|------|
| Tabla 1. Entradas, número de viajes y peso entrando de RFF de enero 2007..... | 18 |
| Tabla 2. Entradas, número de viajes y peso entrando de RFF de febrero 2007..... | 18 |
| Tabla 3. Entradas, número de viajes y peso entrando de RFF de marzo 2007..... | 18 |
| Tabla 4. Capacidad real de almacenamiento de fruto en planta..... | 19 |
| Tabla 5. Valores de fruto y vagonetas procesados durante enero de 2007.. | 20 |
| Tabla 6. Valores de fruto y vagonetas procesados durante febrero de 2007 | 20 |
| Tabla 7. Valores de fruto y vagonetas procesados durante marzo de 2007 . | 20 |
| Tabla 8. Eficiencia del proceso (Real Vs. Instalada)..... | 21 |
| Tabla 9. Caudal bomba de condensados..... | 22 |
| Tabla 10. Medida promedio del flujo del canal de condensados..... | 22 |
| Tabla 11. Capacidad desfrutador línea 1 | 23 |
| Tabla 12. Capacidad desfrutador línea 2 | 23 |
| Tabla 13. Cantidad de masa desfrutador línea 1 durante el balance de masa..... | 24 |
| Tabla 14. Cantidad de masa desfrutador línea 2 durante el balance de masa..... | 24 |
| Tabla 15. Capacidad de los elevadores de fruto línea 1 y 2 | 24 |
| Tabla 16. Densidad fruto..... | 25 |
| Tabla 17. Tiempo de consumo del fruto en los digestores..... | 25 |

| | |
|--|----|
| Tabla 18. Consumo prensas | 25 |
| Tabla 19. Flujo fibra y nuez prensa 3..... | 26 |
| Tabla 20. Flujo fibra y nuez prensa 4..... | 26 |
| Tabla 21. Porcentaje de extracción enero 2007..... | 27 |
| Tabla 22. Porcentaje de extracción febrero 2007 | 27 |
| Tabla 23. Porcentaje de extracción marzo 2007..... | 27 |
| Tabla 24. Eficiencia de extracción del proceso..... | 28 |
| Tabla 25. Corriente prensas balance desfibración | 29 |
| Tabla 26. Flujo másico tambores pulidores 1 y 2..... | 29 |
| Tabla 27. Flujo másico silo de nuez..... | 30 |
| Tabla 28. Flujo másico hidrociclón..... | 30 |
| Tabla 29. Flujo másico cáscara | 30 |
| Tabla 30. Flujo másico finos | 31 |
| Tabla 31. Flujo másico fibra línea 1 y 2 | 31 |
| Tabla 32. Balance de masa en esterilización | 33 |
| Tabla 33. Balance de masa en desfrutación | 33 |

LISTA DE FIGURAS

| | Pág. |
|---|-------------|
| Figura 1. Procedimiento de medición para los caudales de bombas y canales. | 7 |
| Figura 2. Densidad del fruto dentro de los digestores | 8 |
| Figura 3. Esquema de la determinación de las cantidades correspondientes | 11 |
| Figura 4. Procedimiento Balance de Masa | 24 |
| Figura 5. Esquema Balance de Masa Esterilización y desfrutación..... | 33 |
| Figura 6. Esquema Balance de Masa General del proceso | 35 |

LISTA DE ANEXOS

| | Pág. |
|--|------|
| Anexo 1. Teoría general y datos de los equipos del proceso | 43 |
| Anexo 2. Teoría sobre caracterización de un proceso y palma africana | 112 |

RESUMEN

TITULO:
CARACTERIZACIÓN DEL PROCESO DE EXTRACCIÓN DE ACEITE CRUDO DE PALMA

AUTOR:
DIEGO LEONARDO PEÑA TRUJILLO

PALABRAS CLAVES

Palabras claves: caracterización, aceite, proceso, extracción, etapas, pruebas, medición.

DESCRIPCIÓN

El presente trabajo se llevó a cabo en la empresa Palmeras de Puerto Wilches S.A. (PPW S.A.), donde se realizó una caracterización de tipo descriptivo sobre las etapas del proceso de extracción de aceite crudo de palma, desde la recepción de RFF (Racimos de Fruta Fresco) hasta el almacenamiento y posterior despacho del aceite; con el fin de conseguir la información suficiente e importante que permitiese el cumplimiento de los objetivos principalmente planteados, se desarrollaron una serie de pruebas, mediciones y comparaciones entre lo obtenido y lo teórico, con lo anterior se adquirirían los datos de mayor relevancia dentro del proceso; algunas de las pruebas fueron la obtención de los caudales de los canales de salida del proceso y las bombas de las etapas correspondientes, la densidad de fruto dentro de los digestores y las capacidades de consumo de fruto en las prensas, dentro de las mediciones se destacan, la cubicación u obtención de las dimensiones volumétricas de los equipos, capacidades de los equipos más importantes y por supuesto la realización del balance global de masa del proceso, en lo que se refiere a las comparaciones, las de interés se hicieron de las capacidades del proceso a partir del TRH (Toneladas de Racimos Procesados por Hora), de los porcentajes de extracción del proceso, del consumo de las prensas y de las temperaturas en los equipos, las capacidades obtenidas sin comparación con la teórica por falta de datos fueron, las de almacenamiento de fruto en planta, las de los desfrutadores de cada línea, cantidades de masa en desfrutación, tiempos de consumo y otros flujos dentro del proceso, lo anterior entre muchas otras pruebas.

* Proyecto de Grado

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas, Escuela de Ingeniería Química,
Director Ph. D. Álvaro Ramírez García.

ABSTRACT

TITLE

CHARACTERIZATION OF THE PROCESS EXTRACTION FOR RAW OIL PALM *

AUTHOR

DIEGO LEONARDO PEÑA TRUJILLO **

KEY WORDS:

Characterization, oil, process, extraction, stages, tests, measurement.

DESCRIPTION

The present work was carried out in the company Palmeras de Puerto Wilches Wilches S.A. (PPW S.A.), where a characterization of descriptive type was realized on the stages of the process of extraction of raw oil of palm, from the reception of RFF (Bunches of Fruit Fresh) up to the storage and later sale of the oil; in order to obtain the sufficient and important information that was allowing the fulfillment of the principally raised targets, there developed a series of tests, measurements and comparisons between the obtained and the theoretical thing, with the previous thing the information of more relevancy was acquired inside the process; some of the tests were the securing of the wealths of the channels of exit of the process and the bombs of the corresponding stages, the thickness of fruit inside the digestores and the capacities of consumption of fruit in the presses, inside the measurements there stand out, to cube or securing of the dimensions volumetric of the teams, capacities of the most important teams and of course the achievement of the global balance of mass of the process, as for the comparisons, those of interest did of the capacities of the process from the TRH (Tons of Bunches Processed per Hour), of the percentages of extraction of the process, of the consumption of the presses and of the temperatures in the machines, the capacities obtained without comparison with the theorist for lack of information were, those of storage of fruit in plant, those of the unfastens of fruit of every line, quantities of mass in unfasten fruit, times of consumption and other flows inside the process, the previous thing between many other tests.

*Degree Project

** Physical-chemistries Engineering Faculty, Chemical Engineering School, Director Ph. D. Álvaro Ramírez García.

INTRODUCCIÓN

La extracción de aceite crudo de palma es un proceso que tiene en Colombia casi 50 años de presencia en nuestro medio, pero en estos momentos a adquirido una particular importancia debido al auge en lo que respecta a los biocombustibles en especial el biodiesel, ya que por medio de la realización de otros procesos u operaciones sobre el aceite es posible obtener estos combustibles.

Por medio de la experiencia adquirida se pudo establecer que este no es un proceso complicado en su desarrollo el que se presenta en este tipo de plantas de procesamiento, este es un proceso que se da en cuatro (4) etapas claves tales como la esterilización (tratamiento por medio de picos de presión para inhibir la bacteria que produce la acidificación del aceite, facilitar el desprendimiento del fruto y la extracción del aceite, entre otros), desfrutación (retiro del fruto contenido en los racimos por golpeo de estos en las paredes de los desfrutadores), extracción o prensado (obtención del liquido aceitoso o licor de prensa y la fibra) y clarificación (el retiro de los residuos sólidos aceitosos y no aceitosos por medio de la sedimentación, además del retiro de la humedad con un secador atmosférico), por ultimo procede al almacenamiento y posterior despacho, además se debe tener en cuenta que este es un proceso que se da en ausencia de cualquier tipo de reacción química.

Lo que se desarrolló durante el periodo que duro la practica fue la caracterización descriptiva del proceso de extracción de aceite crudo de palma para la empresa Palmeras de Puerto Wiches S.A., debido a que allí no se encontraba dicha información relevante e importante para tener claro como se está dando el proceso en valores medibles, lo más importante fue el

cumplimiento de los objetivos planteados desde el comienzo y el poder dejar en la empresa un documento donde se encuentra consignada toda la información que se pudo recopilar.

1. OBJETIVOS

1.1 OBJETIVO GENERAL

Realizar la caracterización del proceso de extracción de aceite crudo de palma, desde la recepción del RFF (Racimos de Fruta Fresca) hasta su almacenamiento.

1.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Obtener las variables de operación de los equipos escogidos en cada etapa del proceso.
- Establecer si las condiciones de operación de los equipos son las adecuadas para el proceso, en comparación con sus respectivos manuales y hojas de vida.
- Desarrollar el diagrama de flujo de masas del proceso de extracción de aceite crudo de palma.
- Determinar la capacidad de procesamiento dentro de la planta y compararla con la instalada.

2. DESARROLLO EXPERIMENTAL

En esta sección se presentaran los diferentes métodos utilizados durante el desarrollo de la práctica, los cuales permitieron llegar al cumplimiento de los objetivos previstos al iniciar la misma.

El proceso se divide en una serie de etapas con sus respectivos equipos, donde los datos de mayor importancia para el cumplimiento de los objetivos de la práctica se encontrarán consignados en la parte de los resultados, lo que hace referencia a la teoría, funcionamiento y algunos otros datos relevantes de cada uno de estos se mostrará en el anexo 1 en su respectivo ítem, entonces la información se presentara como sigue a continuación.

3. ETAPAS

3.1 RECEPCIÓN

3.1.1 Báscula

3.1.2 Tolva de recibo. Los datos adquiridos para los dos equipos anteriores fueron los de las cantidades de fruto entrando en planta durante el primer trimestre de 2007, de acuerdo al número de viajes y el peso unitario promedio respectivo de los viajes, medición hecha en la báscula y este es el mismo valor de fruto que se obtiene en al tolva de recibo, los valores tabulados se presentan en los resultados.

3.1.3 Vagonetas. La medición hecha sobre este equipo corresponde a la cantidad de vagonetas que fueron procesadas durante el primer trimestre de 2007, teniendo en cuenta el fruto contenido y procesado, con peso promedio por vagoneta, además los datos presentados del fruto procesado en planta sirvieron para determinar el TRH (Toneladas de Racimos Procesadas por Hora) real del proceso, con su respectiva eficiencia, estos datos se encuentran en la parte de los resultados.

Para terminar con la caracterización de la primera etapa del proceso se realizó la determinación de la capacidad real de almacenamiento de fruto en planta, teniendo en cuenta que la tolva de recibo y el total de las vagonetas se encontraran al máximo de su capacidad, para encontrar el dato óptimo.

3.2 ESTERILIZACIÓN

3.2.1 Esterilizadores (autoclaves)

3.2.2 Bomba de condensados. La prueba sobre este equipo se dio al momento de realizar la medición de su caudal (anexo 1, punto 1.2.2.), que sirvió como punto de partida para la medición de los caudales de las bombas de la etapa de clarificación (anexo 1, punto 1.6.) y de las salidas de flujo del proceso (anexo 1, punto 1.2.3.) (canal salida de condensados, canal salida centrifugas, canal salidas a piscinas), por medio del siguiente esquema, donde se muestra el procedimiento para dicha medición, en la figura 1 y en los resultados se muestra la tabla con estos datos como ejemplo para las demás bombas.

3.2.3 Salidas de flujo del proceso. La medida sobre estos canales de salida de flujo del proceso fue posterior a la realizada sobre la bomba de condensados, esta medida se hizo de la misma forma que la de la bomba, por medio del esquema de procedimiento presentado en la figura 1 del presente, los datos para el primer canal de salida se presentan en los resultados.

CANAL SALIDA DE CONDENSADOS

CANAL SALIDA DE CENTRIFUGAS

CANAL SALIDA A PISCINAS

3.3 DESFRUTACIÓN

3.3.1 Puentes grúa 1 Y 2

3.3.2 Carro alimentador 1 y rodillo dosificador 2

3.3.3 Desfrutadores 1 Y 2

Para estos equipos se obtuvieron las capacidades reales en peso por unidad de tiempo y cantidad de masa que pueden retener los desfrutadores datos

presentados en los resultados y en el anexo 1, punto 1.3.3. se muestran los datos de tusas expulsadas por hora y tiempo de residencia de las mismas.

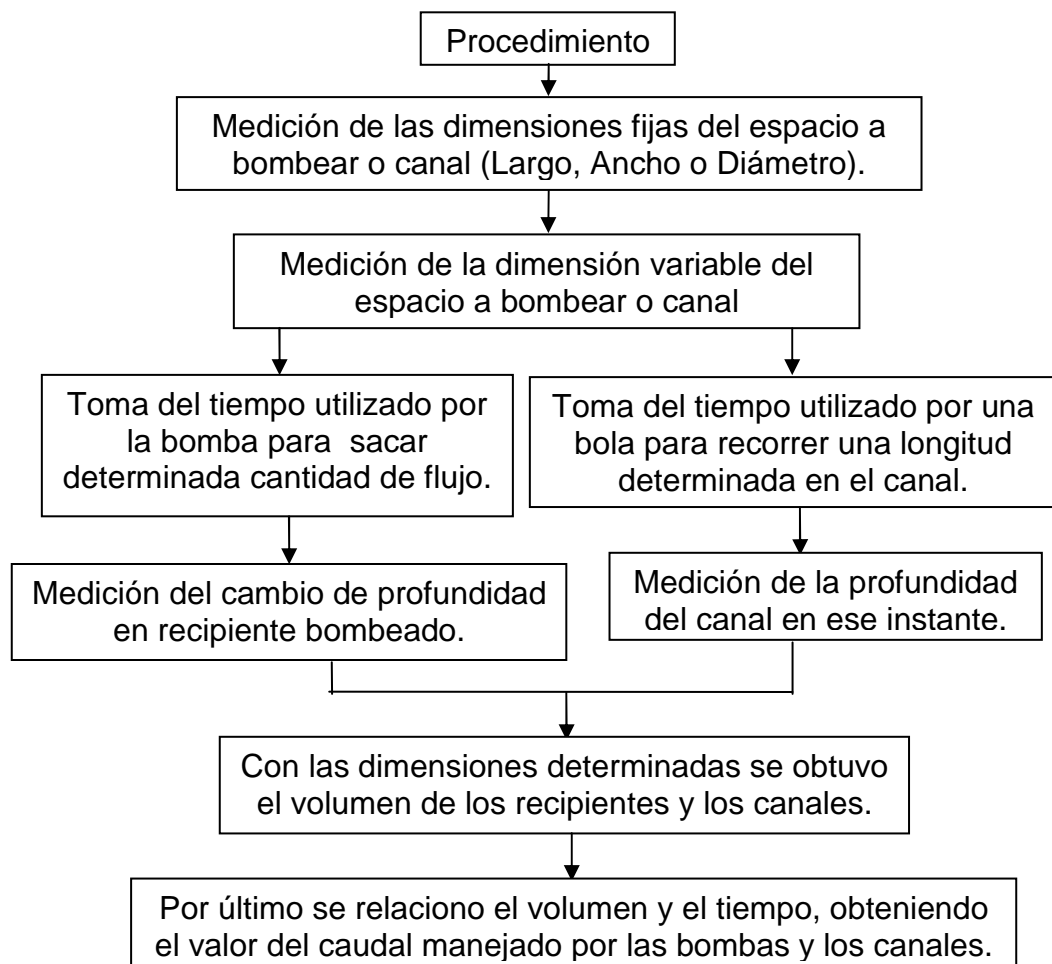
3.3.4 Bandas transportadoras de tusas 1 y 2

3.3.5 Sinfines bajo desfrutadores 1 y 2

3.3.6 Sinfines inclinados 1 y 2

3.3.7 Elevadores de fruto 1 y 2

Figura 1. Procedimiento de medición del los caudales en bombas y canales.



Sobre estos equipos se realizó la medición de la capacidad real en masa por unidad de tiempo, datos presentados en los resultados.

3.4 EXTRACCIÓN

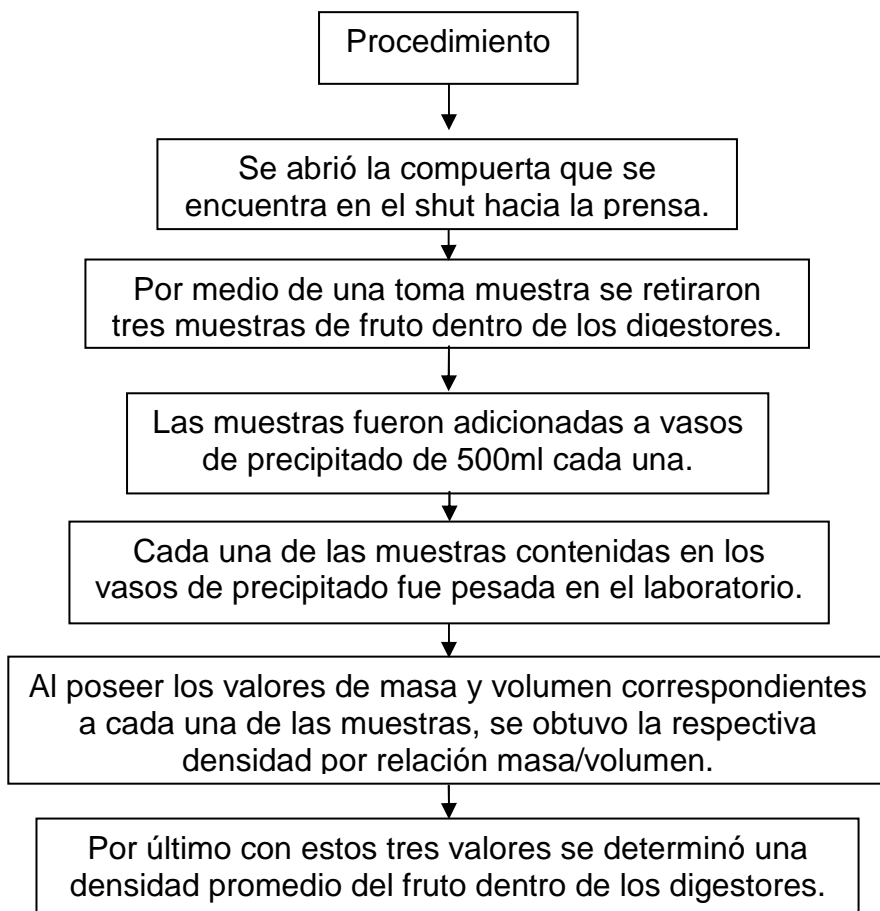
3.4.1 Sinfín distribuidor

3.4.2 Sinfines alimentadores a digestores 1 y 2

3.4.3 Digestores 1, 2, 3 y 4

En los digestores se realizó una de las pruebas más útiles para el trabajo, esta fue la determinación de la densidad del fruto contenido en estos equipos y se hizo siguiendo los pasos presentados en el procedimiento de la figura 2, los valores se presentan en los resultados.

Figura 2. Densidad del fruto dentro de los digestores.



3.4.4 Prensas 1, 2, 3 y 4. Se procedió con una prueba sobre estos equipos con el fin de conseguir el valor más aproximado del consumo real de prensado en planta, a continuación se presenta el procedimiento realizado para dicha prueba, la cual fue bastante dispendiosa pero muy útil para el desarrollo del trabajo, los valores obtenidos se muestran en los resultados, además en los resultados también se pueden observar los datos que dieron sobre este mismo tema pero para una prueba fallida, por otra parte en los resultados se presentan los datos del flujo másico de fibra y nuez provenientes de las prensas 3 y 4 (prensas pequeñas).

Procedimiento: Capacidad de consumo real prensas.

- ✓ Se comenzó sacando bultos con nuez procedentes del silo de nuez.
- ✓ Se pinto la nuez de los bultos con pintura de color azul para notar una diferencia en la salida de las prensas.
- ✓ Los bultos pintados se subieron hacia donde se encuentran los digestores.
- ✓ Al llenarse los digestores se procedió a adicionar unos bultos encima del fruto, la cantidad de bultos dependía del digestor al que se le realizara la prueba.
- ✓ En el instante que se adicionaban los bultos a los digestores se empezó a tomar el tiempo y el proceso de llegada de fruto seguía trabajando normal.
- ✓ La toma del tiempo se detuvo al momento que se pudo divisar una porción de la nuez pintada en la salida de cada prensa.
- ✓ Luego con la densidad del fruto y el volumen de los digestores se obtuvo la cantidad de masa que contiene cada uno.
- ✓ Por último teniendo la masa dentro de los digestores y el tiempo en que se consumió el fruto, con una relación se obtuvo la capacidad de consumo de las prensa.

Unas medidas importantes en lo referente a la extracción en planta fueron obtenidos posterior al prensado, son estos los valores del porcentaje de extracción en el primer trimestre de 2007 y la eficiencia real de extracción del proceso, datos presentados en los resultados.

3.5 DESFIBRACIÓN

En esta etapa globalmente se realizo un balance general de masa sobre los equipos de la misma, cuyos datos se tabularon y se presentan en los resultados.

3.5.1 Sinfines rompedores de torta 1 y 2

3.5.2 Columnas neumáticas de fibras 1 y 2

3.5.3 Tambores pulidores 1 y 2

3.5.4 Elevadores neumáticos de nuez 1 y 2

3.5.5 Ciclones de fibra 1 y 2

3.5.6 Exclusas de fibra 1 y 2

3.5.7 Sinfín principal de fibra

3.5.8 Sinfines alimentación calderas vr-1 y vr-2

3.6 CLARIFICACIÓN

3.6.1 Tanque desarenador

3.6.2 Tamiz vibratorio circular

Se midieron por medio de la llegada al tamiz vibratorio los flujos masicos y volumétricos provenientes de florentinos, centrifugas, prensas con agua

(dilución) y prensas sin agua, con el fin de saber cuál es la cantidad aproximada que adicionan en conjunto las prensas a la etapa de clarificación, cada prueba se realizó tres veces con las bombas de crudo fuera de funcionamiento en cada experimento, se midieron las distancias, tiempos, cantidades de afrecho producido y fluido adicionado al tamiz vibratorio y al tanque de crudo durante cada prueba.

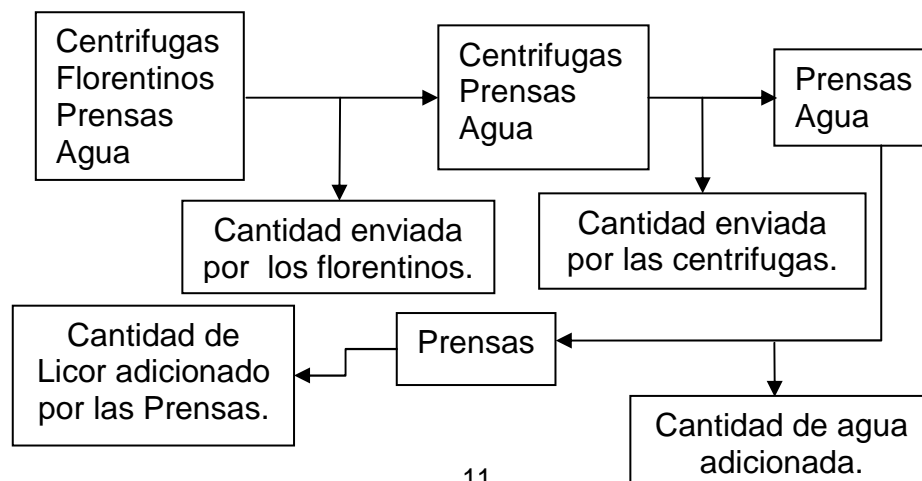
Implementos:

- 6 palos de igual tamaño teniéndolos como medidores.
- Cronómetro.
- Flexómetro.
- Costales para afrecho.
- Peso.

Realizado antes de las pruebas:

- ✓ Observar trabajo del proceso, para tener las mismas condiciones en cada prueba.
- ✓ Dejar fuera de funcionamiento las bombas de crudo.
- ✓ Hablar con los operarios para solicitud de colaboración con las mediciones.

Figura 3. Esquema de la determinación de las cantidades correspondientes.



- 3.6.3 Tanque de aceite crudo**
- 3.6.4 bombas de aceite crudo 1 y 2**
- 3.6.5 Columnas precalentadoras 1 y 2**
- 3.6.6 Agitador de fuerzas cortantes**
- 3.6.7 Clarificador vertical y horizontal**
- 3.6.8 Bombas deslodadoras 1 y 2**
- 3.6.9 Ciclón desarenador**
- 3.6.10 Tamiz de lodos**
- 3.6.11 Tanque de lodos**
- 3.6.12 Filtros cepillo 1, 2, 3 y 4**
- 3.6.13 Centrifugas de lodos 1, 2, 3 y 4**
- 3.6.14 Tanque de recuperación centrifuga**
- 3.6.15 Bomba de recuperación centrifuga**
- 3.6.16 Tanque recolector de purgas**
- 3.6.17 Bomba recolectora de purgas**
- 3.6.18 Tanque sedimentador**
- 3.6.19 Secador atmosférico de aceite**
- 3.6.20 Tanque de aceite terminado**
- 3.6.21 Bombas de aceite terminado 1 y 2**
- 3.6.22 Tanques de almacenamiento 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8 y 9**
- 3.6.23 Bombas de despacho 1 y 2**
- 3.6.24 Bomba de recuperacion florentinos**
- 3.6.25 Bombas de lodos a piscinas 1 y 2**

Para complementar la información anterior, se presenta lo relevante a uno de los objetivos más importantes del trabajo, el referente al balance global de masa del proceso en las etapas correspondientes.

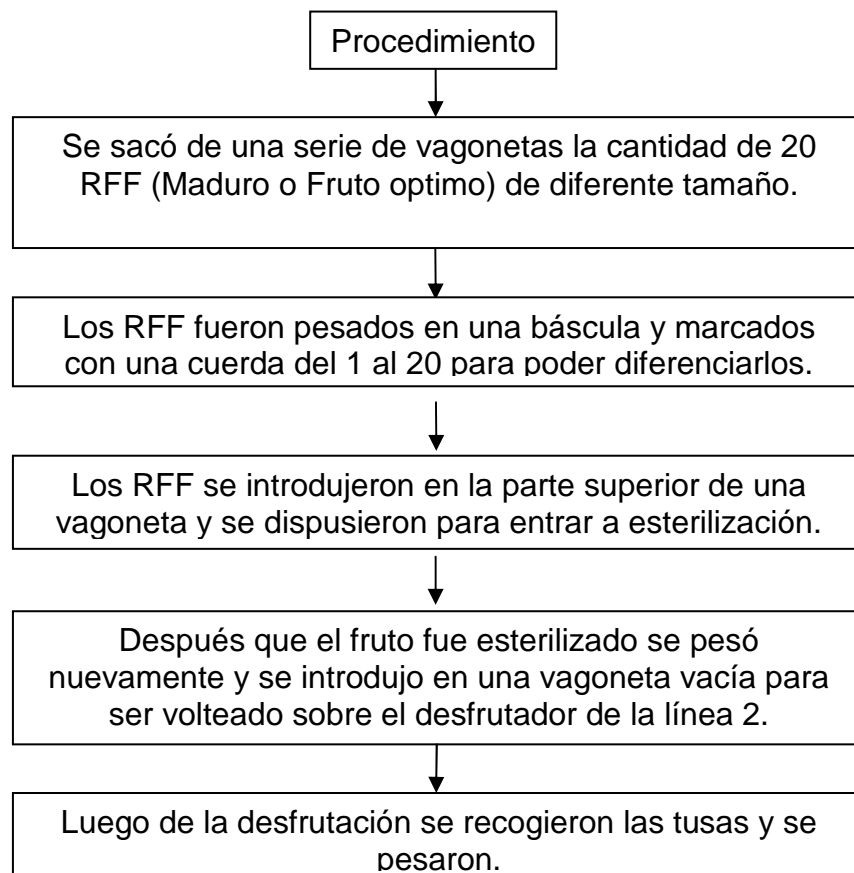
4. BALANCE DE MASA

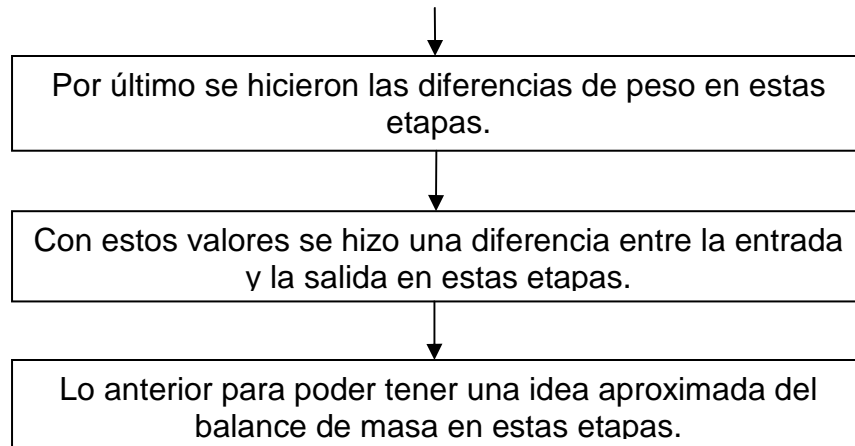
Se procedió con la realización de un balance de masa desde que el RFF (Maduro o Fruto optimo) estaba en la vagoneta hasta que salieron las tusas vacías de los desfrutadores.

En la figura 4 se encuentra plasmado el esquema del procedimiento que se siguió para realizar el balance general de masa del proceso de extracción de aceite crudo de palma.

Los datos correspondientes a esta sección se presentan en la parte de los resultados.

Figura 4. Procedimiento Balance de Masa.





4.1 VALORES DE MASA EN LAS ETAPAS

4.2 VALORES DE MASA Y PORCENTAJES BALANCE DE MASA

4.3 PORCENTAJE DE FRUTO ADHERIDO EN TUSA

4.4 PORCENTAJE DE ACEITE EN TUSA

Por último se presenta la información que hace referencia a la serie de pruebas que quedaron sin realizar, que por diferentes circunstancias que se explicaran allí impidieron su desarrollo dentro de la elaboración del trabajo.

5. PRUEBAS NO REALIZADAS

Las pruebas que no se realizaron fue debido a factores como mantenimiento de los equipos del proceso, logística y organización de las pruebas, falta de energía, dificultades en la toma de las muestras entre otros y esto afecto el desarrollo de las siguientes pruebas importantes dentro de la caracterización del proceso.

5.1 FLUJOS SOBRE TAMIZ VIBRATORIO CON LAS 4 PRENSAS Y LAS 4 CENTRIFUGAS EN FUNCIONAMIENTO

La prueba con las 4 prensas y las 4 centrifugas no fue posible realizar debido a que en el momento en que se realizó con 3 de cada equipo fue por mantenimiento de la centrifuga 2 y de la prensa 1, luego los meses siguientes por falta de fruto no se encendían las 4 prensas por poca cantidad, ni las 4 centrifugas por poco lodo, cuando funcionaban las 4 de uno del otro no y en el tiempo restante ya fue por falta de organización en cómo desarrollarla sin que se afectara algún factor del proceso.

5.2 FLUJOS DE FIBRA Y NUEZ PRENSAS 1 Y 2

Esta prueba sobre las prensas se complicó debido a que poseen un shut (caída) sobre el sinfín torta el cual debía ser retirado para poder introducir un costal y tomar la respectiva muestra, debido al vapor expulsado en esta parte del equipo los mecánicos no sacaban esta pieza por miedo a quemarse; este procedimiento se debía hacer durante un mantenimiento, otro factor que afectó dicha toma era que esta medida producía para del equipo por un tiempo de 15 a 20 minutos aprox. para cada una y esto no fue permitido.

5.3 MEDICIÓN CAUDAL CENTRIFUGAS 1, 2, 3 Y 4

La no realización de esta prueba fue por no hallar la mejor forma para llevarla a cabo o sea falta de logística, por cómo ponerle una marca al tanque de lodos para ver cuanta cantidad de lodos consumía cada centrifuga y hacerlo por lo menos en tres oportunidades para cada una con el fin de conseguir un promedio de flujo y patrón de consumo de lodos del proceso.

5.4 LICOR DE PRENSADO, PRENSA 1, 2, 3 Y 4

En el caso de esta prueba la no realización se dio por dificultad en la toma de muestra del flujo, porque el flujo que sale de las camisas de prensado lo hace a alta velocidad y no en la misma dirección, además con una temperatura elevada y no se consiguió una forma de llevarlo a cabo sin provocar una lesión en personas participantes de esta toma de muestras.

5.5 CUBICACIÓN TANQUES DE ALMACENAMIENTO

Esta prueba no se pudo realizar porque esta medición es hecha por personas especializadas en el tema, las cuales cobran por su servicio y como no se disponía de la autoridad para manejo de recursos; ni de peticiones de este tipo, por tal motivo no se pudo proceder con el desarrollo de dicha prueba.

6. RESULTADOS Y ANÁLISIS

De aquí en adelante se presentan los datos más importantes obtenidos de todo el proceso, son plasmados como resultados y análisis, tales datos fueron adquiridos por medio de información suministrada, pruebas realizadas, además del constante contacto con el proceso y se logro expresar de la siguiente manera.

- Los primeros datos hacen constancia de lo que posee el proceso en la etapa conocida como recepción en cantidades de fruto en planta, fruto procesado y capacidad de almacenamiento, esto se refleja en las tablas 1 a 8 con su respectiva explicación, el resto de información sobre esta etapa se encuentra en el anexo 1, punto 1.1..

Tabla 1. Entradas, número de viajes y peso entrando de RFF de enero 2007.

| Enero | Numero de Viajes | Peso de RFF Entrando (Kg) | Peso por Viaje (Kg) |
|-----------------|-------------------------|----------------------------------|----------------------------|
| Total | 1319 | 12355820 | 9367.5663 |
| Promedio | 43.97 | 411860.6667 | |

Tabla 2. Entradas, número de viajes y peso entrando de RFF de febrero 2007.

| Febrero | Numero de Viajes | Peso de RFF Entrando (Kg) | Peso por Viaje (Kg) |
|-----------------|-------------------------|----------------------------------|----------------------------|
| Total | 1365 | 12920900 | 9465.8608 |
| Promedio | 45.50 | 430696.6667 | |

Tabla 3. Entradas, número de viajes y peso entrando de RFF de marzo 2007.

| Marzo | Numero de Viajes | Peso de RFF Entrando (Kg) | Peso por Viaje (Kg) |
|-----------------|-------------------------|----------------------------------|----------------------------|
| Total | 1299 | 11787020 | 9073.9184 |
| Promedio | 43.3 | 392900.6667 | |

Al observar las tablas 1 y 2 se puede apreciar que la recepción durante febrero fue superior en 565080 Kg de fruto y 46 viajes durante todo el mes con fruto entrando a planta, en la tabla 3 se nota una disminución en la entrada de fruto representativa, debido a la caída de la cosecha durante marzo, comparándola con la tabla 1 disminuyo 20 viajes y 568800 Kg durante todo el mes y con respecto de la tabla 2 fue de 66 viajes y 1133880 Kg durante todo el mes, con las comparaciones anteriores se puede apreciar que el mes con mejor cosecha y mejor entrada de RFF a la planta fue febrero.

Tabla 4. Capacidad real de almacenamiento de fruto en planta.

| Capacidad de Almacenamiento de Fruto en Planta | | |
|---|---------------|--------------|
| Tipo de Vagoneta | Transmilenio | Convencional |
| Numero de Vagonetas | 75 | 132 |
| Capacidad Vagoneta (Ton) | 1.55 | 1.30 |
| Almacenamiento Vagonetas (Ton) | 116.25 | 171.60 |
| Almacenamiento Total Vagonetas (Ton) | 287.85 | |
| Almacenamiento Total Tolva (Ton) | 130 | |
| Almacenamiento Total Planta (Ton) | 417.85 | |

En la tabla 4 se puede apreciar la capacidad real de almacenamiento de fruto en planta, para obtener este dato se tuvo en cuenta el tipo de vagoneta, la cantidad existente de cada una y su capacidad, valor que asciende a las 288 Ton. Aprox., a este valor se le adiciona la capacidad de la tolva de recibo que asciende a las 130 Ton., lo anterior nos arroja un valor de almacenamiento en planta muy cercano a las 418 Ton. de fruto en planta en su capacidad máxima de almacenamiento, el balance de masa en las vagonetas no posee mucha información, lo que hay para observar aquí es que la masa entrante debería salir en su totalidad lo cual no ocurre, porque luego de que las vagonetas son volteadas sobre las tolvas para desfrutación quedan algunos residuos en ellas que no representan mayor pérdida pero de todas formas se deben tener en cuenta.

Tabla 5. Valores de fruto y vagonetas procesados durante enero de 2007.

| Enero | Vagonetas Procesadas | Peso Promedio Vagoneta (Kg) | Fruto Procesado (Kg) |
|-----------------|-----------------------------|------------------------------------|-----------------------------|
| Total | 8793 | 42001.025 | 12328456.03 |
| Promedio | 293.1 | 1400.034167 | 410948.5342 |

Tabla 6. Valores de fruto y vagonetas procesados durante febrero de 2007.

| Febrero | Vagonetas Procesadas | Peso Promedio Vagoneta (Kg) | Fruto Procesado (Kg) |
|-----------------|-----------------------------|------------------------------------|-----------------------------|
| Total | 9323 | 38515 | 12772216 |
| Promedio | 332.9642857 | 1375.535714 | 456150.5714 |

Tabla 7. Valores de fruto y vagonetas procesados durante marzo de 2007.

| Marzo | Vagonetas Procesadas | Peso Promedio Vagoneta (Kg) | Fruto Procesado (Kg) |
|-----------------|-----------------------------|------------------------------------|-----------------------------|
| Total | 9097 | 39122.615 | 12161084.79 |
| Promedio | 293.4516129 | 1262.019839 | 392293.0577 |

En las tablas 5 y 6 se ve la diferencia de vagonetas y fruto procesado entre los meses de enero y febrero, reflejándose en un aumento de los valores en febrero de 530 vagonetas y 443759.97 Kg de fruto procesados, esto se da en parte porque durante este mes las prensas estuvieron funcionando bien y hubo fruto suficiente para procesar, la tabla 7 en comparación con la tabla 5 tuvo un aumento de 304 vagonetas procesadas y una disminución de fruto procesado de 167371.24 Kg de fruto procesado en el mes y con respecto de la tabla 6 se produjo una disminución de 226 vagonetas procesadas y una disminución de 611131.21 Kg de fruto procesado en el mes, esto refleja como perjudico la baja de cosecha durante marzo el procesamiento de fruto en planta.

Para obtener el TRH real promedio del proceso presentado en la tabla 8 concerniente a cada mes se procede a desarrollar la siguiente fórmula:

TRH real mes = (Fruto procesado mes (Kg) / 1 mes) * (1 Ton / 1000 Kg) * (1 mes / 25 días) * (1 día / 22 horas) = **TRH**.

Tabla 8. Eficiencia del proceso (Real Vs. Instalada).

| TRH REAL DEL PROCESO | | | |
|-----------------------------|----------------|----------------------------|-------------------------------|
| Capacidad Real | | Capacidad Instalada | Eficiencia proceso (%) |
| Mes | TRH | TRH | |
| Enero | 22.4153 | 27 | 83.01962963 |
| Febrero | 23.2222 | | 86.00814815 |
| Marzo | 22.1111 | | 81.89296296 |
| Promedio | 22.5829 | | 83.64024691 |

Como se puede apreciar en la tabla 8 la mejor eficiencia del proceso se produjo durante febrero, llegando a un máximo de 86% aprox. y en promedio durante los primeros tres meses del año no supero el 84% comparándola con la capacidad instalada en planta, esto refleja que durante el primer trimestre de 2007 la planta no cumplió con la obtención del TRH más adecuado para el proceso que para iniciar debe ser la capacidad instalada en planta, para que se hubiese cumplido dicha meta durante estos tres meses se debió haber procesado 4.32 Ton/h de fruto de más de las que fueron procesadas en promedio aproximadamente durante este periodo de tiempo diariamente.

- En la etapa de esterilización los resultados más importantes se tienen en cuenta en el balance de masa por etapa y global del proceso, las tablas 9 y 10 presentadas a continuación se adicionan para comprobar el procedimiento utilizado y descrito en la figura 1, el resto de la información de esta etapa se consigno en el anexo 1, punto 1.2., con tablas, esquemas y graficas para visualizar mejor la etapa en todo su contexto.

Tabla 9. Caudal bomba de condensados.

| Bomba de Condensados | | | | | |
|--------------------------------|----------|----------|----------|----------|-----------------|
| Dimensión/ Medición | 1 | 2 | 3 | 4 | Promedio |
| Largo (m) | 1,2 | 1,2 | 1,2 | 1,2 | 1,2 |
| Ancho(m) | 1,1 | 1,1 | 1,1 | 1,1 | 1,1 |
| Profundidad (m) | 0,034 | 0,033 | 0,033 | 0,034 | 0,0335 |
| Volumen (m ³) | 0,04488 | 0,04356 | 0,04356 | 0,04488 | 0,04422 |
| Tiempo (h) | 0,005739 | 0,005828 | 0,005789 | 0,0058 | 0,00579 |
| Caudal (m ³ /h) | 7,820329 | 7,474547 | 7,524760 | 7,73793 | 7,63939 |
| Temperatura (°C) | 34 | 36 | 35 | 36 | 35,25 |
| Potencia (HP) | 2,4 | 2,4 | 2,4 | 2,4 | 2,4 |

Tabla 10. Medida promedio del flujo del canal de condensados.

| Canal Salida de Condensados | | | | |
|------------------------------------|----------|----------|----------|-----------------|
| Dimensión/ Medición | 1 | 2 | 3 | Promedio |
| Largo (m) | 2 | 2 | 2 | 2 |
| Ancho(m) | 0.3 | 0.3 | 0.3 | 0.3 |
| Profundidad (m) | 0.036 | 0.055 | 0.065 | 0,052 |
| Volumen (m ³) | 0.0216 | 0.033 | 0.039 | 0.0312 |
| Tiempo (h) | 0.00101 | 0.00105 | 0.00101 | 0.00102 |
| Caudal (m ³ /h) | 21.6668 | 31.7232 | 38.7232 | 30.7044 |
| Temperatura (°C) | 82.8 | 81.8 | 81.2 | 81.9333 |

- En la etapa de desfrutación los datos de mayor valor para el desarrollo del trabajo hacen referencia al equipo principal de esta sección, los desfrutadores con capacidades y cantidades en cada línea en el proceso y el otro dato fue el de la capacidad de los elevadores de fruto en cada línea para saber qué cantidad llevan estos hacia los digestores, se tabuló y explicó

entre las tablas 11 a 15, el resto de información sobre esta etapa se muestra en el anexo 1, punto 1.3., con sus respectivas características.

Tabla 11. Capacidad desfrutador línea 1.

| Capacidad Desfrutador 1 | |
|-----------------------------------|------------------|
| Cantidad de Tusas (#) | 50 |
| Tiempo promedio (h) | 0.0420 |
| Numero de Tusas / hora | 1190.4762 |
| Peso promedio Fruto entrando (Kg) | 11.48 |
| Capacidad entrando (Kg/h) | 13666.6667 |
| Peso promedio Fruto saliendo (Kg) | 3.54 |
| Capacidad saliendo (Kg/h) | 4214.2857 |
| Capacidad Total (Kg/h) | 9452.3810 |

Tabla 12. Capacidad desfrutador línea 2.

| Capacidad Desfrutador 2 | |
|-----------------------------------|-------------------|
| Cantidad de Tusas (#) | 50 |
| Tiempo promedio (h) | 0.0188 |
| Numero de Tusas / hora | 2659.5745 |
| Peso promedio Fruto entrando (Kg) | 11.48 |
| Capacidad entrando (Kg/h) | 30531.9153 |
| Peso promedio Fruto saliendo (Kg) | 3.54 |
| Capacidad saliendo (Kg/h) | 9414.8937 |
| Capacidad Total (Kg/h) | 21117.0216 |

De las tablas 18 y 19 del anexo 1 se tomaron los valores promedio, que son los tres primeros presentados en las tablas 11 y 12, sirvieron para obtener las capacidades reales de los desfrutadores, se puede observar que el desfrutador de la línea 2 duplica en capacidad al de la línea 1, además estos valores también fueron conseguidos utilizando unos datos del balance de masa presentes en la sección 2, en lo que tiene que ver con pesos de fruto en el interior de los desfrutadores, por otro lado también en el anexo 1 (tablas 20 y 21) se muestran los tiempos de residencia de las tusas en los desfrutadores de las líneas 1 y 2, con la explicación de las diferencias entre estos valores.

Tabla 13. Cantidad de masa desfrutador línea 1 durante el balance de masa.

| LÍNEA 1 | |
|---|----------------|
| Masa entrando (Kg) | 229.50 |
| Tiempo de residencia promedio (h) | 0.0602 |
| Flujo masico a la entrada (Kg/h) | 3812.30 |
| Masa saliendo (Kg) | 70.75 |
| Tiempo de residencia promedio (h) | 0.0602 |
| Flujo masico a la salida (Kg/h) | 1175.25 |
| Flujo masico total de fruto (Kg/h) | 2637.05 |

Tabla 14. Cantidad de masa desfrutador línea 2 durante el balance de masa.

| LÍNEA 2 | |
|---|----------------|
| Masa entrando (Kg) | 229.50 |
| Tiempo de residencia promedio (h) | 0.0619 |
| Flujo masico a la entrada (Kg/h) | 3707.59 |
| Masa saliendo (Kg) | 70.75 |
| Tiempo de residencia promedio (h) | 0.0619 |
| Flujo masico a la salida (Kg/h) | 1142.97 |
| Flujo masico total de fruto (Kg/h) | 2564.62 |

En las tablas 13 y 14 se aprecian las cantidades de fruto que se encontraban en los defrutadores teniendo como base de cálculo datos del balance de masa de la sección 2 de los resultados, se hace notorio que el desfrutador 1 posee un valor mayor de fruto por unidad de tiempo sin que sea muy superior, ascendiendo a los 72.42 Kg/h, produciendo que una mayor cantidad de fruto sea extraído a través de la línea 1.

Tabla 15. Capacidad de los elevadores de fruto línea 1 y 2.

| Capacidad Elevadores Línea 1 Y 2 | |
|--|--------------|
| Capacidad cangilón (Kg) | 1.8 |
| Tiempo gastado por línea en dar una vuelta (s) | 30 |
| Numero de Cangilones por Línea (#) | 65 |
| Capacidad de Línea 1 y 2 (Kg/h) | 14040 |

- Al continuar con la muestra de los resultados aparece la etapa de extracción, etapa de bastante relevancia dentro del proceso, estos datos comprenden el seguimiento del procedimiento en la figura 2 para obtener la densidad a granel del fruto, procedimiento para calcular eficiencia en el prensado seguido de la figura 2, flujos de fibra y nuez en las prensas pequeñas, extracción mensual y eficiencia de extracción real, dicha información se consigna desde la tabla 16 hasta la tabla 24 con su respectivo análisis, la información restante de esta etapa esta en el anexo 1, punto 1.4..

Tabla 16. Densidad fruto.

| Densidad Fruto en Digestores | | | |
|-------------------------------------|---------------|----------|----------|
| Valor / Muestra | 1 | 2 | 3 |
| Peso vaso vacío (Kg) | 0.1711 | 0.1858 | 0.1869 |
| Peso vaso + muestra (Kg) | 0.65 | 0.64 | 0.67 |
| Peso muestra (Kg) | 0.4789 | 0.4542 | 0.4831 |
| Volumen (L) | 0.50 | 0.50 | 0.50 |
| Densidad (Kg/L) | 0.9578 | 0.9084 | 0.9662 |
| Densidad Promedio (Kg/L) | 0.9441 | | |

Tabla 17. Tiempo de consumo del fruto en los digestores.

| Prensa 1 | Prensa 2 | Prensa 3 | Prensa 4 |
|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|
| Tiempo (s) | Tiempo (s) | Tiempo (s) | Tiempo (s) |
| 1178.90 | 1215.70 | 972.83 | 1010.85 |
| 1185.54 | 1206.48 | 968.32 | 1018.21 |
| 1182.22 | 1211.09 | 970.575 | 1014.53 |

Tabla 18. Consumo prensas.

| Consumo Prensas | | | | |
|---|--------------------|---------------|---------------|---------------|
| Valor / Prensa | 1 | 2 | 3 | 4 |
| Volumen Digestor (m ³) | 3.95 | 3.95 | 1.882 | 1.882 |
| Densidad Promedio fruto (Ton/m ³) | 0.9441 | | | |
| Masa Consumida (Ton) | 3.7292 | 3.7292 | 1.7768 | 1.7768 |
| Tiempo de Consumo (h) | 0.3284 | 0.3364 | 0.2696 | 0.2818 |
| Flujo Másico Prensa (Ton/h) | 11.356 | 11.085 | 6.5903 | 6.3048 |
| Capacidad Prensado Real (Ton/h) | 35.33615 | | | |
| Capacidad Prensado Instalada (Ton/h) | 33 | | | |
| Eficiencia de Prensado (%) | 107.0792446 | | | |

En la tabla 18 se muestran los valores obtenidos del consumo de las prensas, estos datos son próximos al obtenido en los informes de producción diarios, en la tabla se puede ver que la planta está consumiendo en prensado aprox. un 7% por encima de la capacidad instalada, lo cual es adecuado en la medida que la planta este en la capacidad de procesar tal cantidad en las siguientes etapas, también se puede ver que la línea 1 (prensas #1 y #3) es la que posee un mayor consumo con aproximadamente 0.5 Ton/h por encima de la línea 2 (prensas #2 y #4), los datos aquí consignados fueron el resultado de hacer la prueba sobre las prensas en dos oportunidades a cada una, el tiempo que aparece como de consumo en esta tabla son los valores promedio de tiempo que aparecen en la tabla 17 divididos entre 3600 s/h.

✦ Flujo de Fibra y nuez saliendo de las prensas

Tabla 19. Flujo fibra y nuez prensa 3.

| Flujo Fibra y Nuez Prensa 3 | | | |
|------------------------------------|------------------|-------------------|----------------------------|
| Medida/Dimensión | Masa (Kg) | Tiempo (h) | Flujo Másico (Kg/h) |
| 1 | 12.50 | 0.00926389 | 1349.325337 |
| 2 | 11.75 | 0.00871667 | 1347.992352 |
| 3 | 13.00 | 0.01013333 | 1282.894737 |
| Promedio | 12.41667 | 0.0093713 | 1326.737475 |

Tabla 20. Flujo fibra y nuez prensa 4.

| Flujo Fibra y Nuez Prensa 4 | | | |
|------------------------------------|------------------|-------------------|----------------------------|
| Medida/Dimensión | Masa (Kg) | Tiempo (h) | Flujo Másico (Kg/h) |
| 1 | 11.50 | 0.0099389 | 1157.070989 |
| 2 | 10.75 | 0.0093306 | 1152.12861 |
| 3 | 11.25 | 0.0096333 | 1167.820069 |
| Promedio | 11.17 | 0.009634 | 1159.006556 |

Lo que hace referencia con los valores de flujo que sale de fibra y nuez a través de las prensas fueron datos que no se pudieron concluir debido a que solo se pudo realizar dicha prueba sobre las prensas pequeñas (3 y 4), para estas prensas se ve que los valores son similares, sin embargo la prensa 3 posee mayor flujo ascendiendo a los 167.730919 Kg/h por encima de la prensa 4, para saber cuál es la línea que posee un mayor flujo era necesario hacer la prueba sobre las otras dos prensas (1 y 2), en el punto de pruebas no realizadas se da la explicación concerniente al porque no se realizaron las pruebas sobre estas prensas.

- Fruto procesado, Aceite producido y porcentaje de extracción durante los meses de enero, febrero y marzo de 2007:

Tabla 21. Porcentaje de extracción enero 2007.

| Enero | Fruto Procesado (Kg) | Aceite Producido (Kg) | Porcentaje Extracción (%) |
|-----------------|-----------------------------|------------------------------|----------------------------------|
| Total | 12374056 | 2535870 | 20.49344209 |
| Promedio | 412468.5333 | 84529 | 19.24306574 |

Tabla 22. Porcentaje de extracción febrero 2007.

| Febrero | Fruto Procesado (Kg) | Aceite Producido (Kg) | Porcentaje Extracción (%) |
|-----------------|-----------------------------|------------------------------|----------------------------------|
| Total | 12772258 | 2566010 | 20.09049614 |
| Promedio | 456152.0714 | 91643.21429 | 19.52748958 |

Tabla 23. Porcentaje de extracción marzo 2007.

| Marzo | Fruto Procesado (Kg) | Aceite Producido (Kg) | Porcentaje Extracción (%) |
|-----------------|-----------------------------|------------------------------|----------------------------------|
| Total | 12315523 | 2339343 | 18.99507638 |
| Promedio | 397274,9355 | 75462,67742 | 16,60766387 |

En las tablas 21 y 22 se puede apreciar que durante febrero hubo un aumento en el fruto procesado de 398202 Kg, de aceite producido de 30140 Kg, pero que durante ese mismo periodo de tiempo la disminución en el

porcentaje total de extracción fue poco apreciable, haciéndose equivalente de forma aprox. a un 0.4029% de este valor, al realizarse la comparación entre la tabla 23 y la tabla 22 se aprecia que el fruto procesado sufrió una disminución de 58533 Kg, de aceite producido de 196527 Kg y de porcentaje de extracción de 1.4984%, luego al compararla con la tabla 21 arroja los siguientes resultados una disminución de fruto procesado de 456735 Kg, de aceite procesado de 226667 Kg y de porcentaje de extracción 1.0954% del total, lo que se puede apreciar de las tres tablas anteriores es que marzo fue el mes más deficiente en cuanto a extracción de aceite crudo de palma lo que se refleja en una menor cantidad de fruto procesado, la posible causa de esta disminución puede ser la baja en la cosecha durante este periodo.

Tabla 24. Eficiencia de extracción del proceso.

| EXTRACCIÓN REAL PROCESO | | | |
|--------------------------------|-----------------------|----------------------------|-------------------------------------|
| Capacidad Real | | Capacidad Instalada | Eficiencia de Extracción (%) |
| Mes | (%) Extracción | (%) Extracción | |
| Enero | 20,49344209 | 21 | 97,58781948 |
| Febrero | 20,09049614 | | 95,66902924 |
| Marzo | 18,99507638 | | 90,45274467 |
| Promedio | 19,85967154 | | 94,56986446 |

En la tabla 24 se puede observar que a pesar de que los datos de fruto procesado fueron superiores durante el mes de febrero (Tabla 6), la mayor extracción en el proceso se logró durante el mes de enero alcanzando un 98% aproximadamente comparándolo con el porcentaje de extracción instalado, este es un valor bastante adecuado para lo que se debe manejar en el proceso, pero también se debe tener en cuenta que la extracción promedio durante el primer trimestre de 2007 estuvo muy cerca del 20% ocasionando una eficiencia promedio de extracción del 95% aproximadamente, lo cual conduce a un comportamiento favorable en el proceso por ser un valor próximo a la capacidad instalada, esto produce que

el proceso trabaje de la forma más adecuada posible y así cumpla con el requerimiento de extracción.

- La información que se presenta a continuación es la concerniente a la etapa de desfibración, donde se tabulan los flujos másicos en esta sección con trabajo de las cuatro prensas, fue realizado durante los días 15 y 23 de febrero y 23 de marzo, estos días fueron los únicos que se pudieron hacer las tomas para todos los equipos tabulados, en las tablas de la 25 a 31 aparecen los promedios totales entre las tres fechas mencionadas, el resto de la información en la etapa de desfibración se encuentra en el anexo 1, punto 1.5..

❖ BALANCE ETAPA DE DESFIBRACIÓN

Tabla 25. Corriente prensas balance desfibración.

| Corriente prensas | | | | |
|---------------------------|---------------|---------------|---------------|-----------------------|
| Prensas/Mediciones | Feb-15 | Feb-23 | Mar-23 | Promedio (Amp) |
| | 1 | 2 | 3 | |
| 1 | 80 | 70 | 60 | 70 |
| 2 | 50 | 50 | 50 | 50 |
| 3 | 60 | 50 | 50 | 53.333 |
| 4 | 50 | 40 | 45 | 45 |

Tabla 26. Flujo másico tambores pulidores 1 y 2.

| Tambor Pulidor 1 y 2 | | | | | | | |
|-----------------------------|---------------|------------------|-------------------|----------------------------|------------------|-------------------|----------------------------|
| Fecha | Medic. | 1 | | | 2 | | |
| | | Masa (Kg) | Tiempo (h) | Flujo Másico (Kg/h) | Masa (Kg) | Tiempo (h) | Flujo Másico (Kg/h) |
| Feb-15 | 1 | 10.042 | 0.0043 | 2356.97 | 8.25 | 0.0043 | 1937.86 |
| Feb-23 | 2 | 5.617 | 0.0028 | 1983.87 | 5.35 | 0.0029 | 1872.95 |
| Mar-23 | 3 | 9.217 | 0.0044 | 2098.07 | 8.62 | 0.0043 | 2015.53 |
| Promedio | | 8.292 | 0.0038 | 2146.31 | 7.41 | 0.0038 | 1942.12 |
| Suma Flujos (Kg/h) | | 4088.42 | | | | | |

Tabla 27. Flujo másico silo de nuez.

| Silo de Nuez | | | | |
|---------------------|-------------------|-------------------|-------------------|----------------------------|
| Fecha | Mediciones | Masa (Kg) | Tiempo (h) | Flujo Másico (Kg/h) |
| Feb-15 | 1 | 9.42 | 0.00424907 | 2217.017138 |
| Feb-23 | 2 | 10.3766667 | 0.00287778 | 3606.064427 |
| Mar-23 | 3 | 18.3166667 | 0.00428241 | 4277.212071 |
| Promedio | | 12.7044444 | 0.00380309 | 3366.764545 |

Diferencia = 4088.419675 – 3366.764545 = 721.65513 Kg/h.

La diferencia entre lo que sale de los tambores pulidores en tabla 26 y lo que sale del silo de nuez en la tabla 27 muestra una diferencia del 17.65% de flujo de exceso a favor de los tambores pulidores lo cual produce que el balance de masa en estos equipos sea inadecuado, para que este cumpliera con lo deseado la parrilla del silo de nuez debe ser abierta.

Tabla 28. Flujo másico hidrociclón.

| Hidrociclón | | | | |
|--------------------|-------------------|-------------------|-------------------|----------------------------|
| Fecha | Mediciones | Masa (Kg) | Tiempo (h) | Flujo Másico (Kg/h) |
| Feb-15 | 1 | 1.08333333 | 0.0167537 | 64.66594372 |
| Feb-23 | 2 | 1.08166667 | 0.00838704 | 128.94858 |
| Mar-23 | 3 | 1.33 | 0.02508333 | 53.14615801 |
| Promedio | | 1.16611111 | 0.01674136 | 82.25356059 |

Tabla 29. Flujo másico cáscara.

| Cáscara | | | | |
|-----------------|-------------------|-------------------|-------------------|----------------------------|
| Fecha | Mediciones | Masa (Kg) | Tiempo (h) | Flujo Másico (Kg/h) |
| Feb-15 | 1 | 2.4 | 0.0084287 | 284.7325069 |
| Feb-23 | 2 | 2.53333333 | 0.00424074 | 597.437174 |
| Mar-23 | 3 | 2.18 | 0.0043537 | 501.285251 |
| Promedio | | 2.37222222 | 0.00567438 | 461.151644 |

Tabla 30. Flujo másico finos.

| Finos | | | | |
|-----------------|-------------------|-------------------|-------------------|----------------------------|
| Fecha | Mediciones | Masa (Kg) | Tiempo (h) | Flujo Másico (Kg/h) |
| Feb-15 | 1 | 6.39166667 | 0.00844167 | 757.2265068 |
| Feb-23 | 2 | 3.31666667 | 0.00836944 | 396.2980821 |
| Mar-23 | 3 | 2.60 | 0.00290556 | 893.5088996 |
| Promedio | | 4.10166667 | 0.00657222 | 682.3444962 |

Tabla 31. Flujo másico fibra línea 1 y 2.

| Fibra línea 1 y 2 | | | | |
|--------------------------|-------------------|------------------|-------------------|----------------------------|
| Fecha | Mediciones | Masa (Kg) | Tiempo (h) | Flujo Másico (Kg/h) |
| Feb-15 | 1 | 19.96666667 | 0.00286944 | 6958.514502 |
| Feb-23 | 2 | 13.56666667 | 0.00204675 | 6625.966642 |
| Mar-23 | 3 | 9.47 | 0.00151019 | 6266.180197 |
| Promedio | | 14.334447 | 0.00214213 | 6691.67931 |

En las tablas 26 a 31 se muestran los flujos másicos que la sección de desfibrarían transfiere al proceso luego de que el fruto pasa por la etapa de extracción, de estos flujos se destacan los de los tambores pulidores, el silo de nuez y el de fibra representando este último el mayor valor ascendiente a 6691.67931 Kg/h cuando trabajan las dos líneas en valor promedio.

- Esta información presenta los datos para la etapa de clarificación como tal de las sustracciones realizadas entre los valores de flujos másicos y volumétricos presentes dentro de las tablas 33 a 36 del anexo 1, donde F (Florentinos), C (Centrifugas), P (Prensas), A (Agua), FI (Flujo), M (Másico) y V (Volumétrico), que se hizo sobre el tamiz vibratorio, el resto de información concerniente a esta etapa se presenta en el anexo 1, punto 1.6..

- Flujo volumétrico y másico enviado por los Florentinos:

$$FI.V.F. = (FI.V.(F + C + P + A). - FI.V.(C + P + A).) = 9.0834 - 4.6609 = 4.4225 \text{ m}^3/\text{h}.$$

$$FI.M.F. = (FI.M.(F + C + P + A). - FI.M.(C + P + A).) = 164.594 - 117.288 = 47.306 \text{ Kg/h.}$$

- Flujo volumétrico y másico enviado por las Centrifugas:

$$FI.V.C. = (FI.V.(C + P + A). - FI.V.(P + A).) = 4.6609 - 2.4098 = 2.2511 \text{ m}^3/\text{h.}$$

$$FI.M.C. = (FI.M.(C + P + A). - FI.M.(P + A).) = 117.2880 - 58.6293 = 58.6587 \text{ Kg/h.}$$

- Flujo volumétrico y másico de agua enviado al sistema:

$$FI.V.A. = (FI.V.(P + A). - FI.V.(P).) = 2.4098 - 1.9149 = 0.4949 \text{ m}^3/\text{h.}$$

$$FI.M.A. = (FI.M.(P + A). - FI.M.(P).) = 58.6293 - 51.6404 = 6.9789 \text{ Kg/h.}$$

- El flujo volumétrico y másico enviado por las prensas:

$$F.V.P. = (F.V.(P + A). - F.V.(A).) = 1.9149 - 0.4949 = 1.4200 \text{ m}^3/\text{h.}$$

$$F.M.P. = (F.M.(P + A). - F.M.(A).) = 51.6404 - 6.9789 = 44.6615 \text{ Kg/h.}$$

- Por último para cumplir con uno de los objetivos más importantes del trabajo se plasma la información concerniente al balance de masa por etapas y al balance global de masa del proceso, esto se pudo realizar por medio del seguimiento del procedimiento descrito en la figura 4 en el desarrollo experimental y se explicará entre los puntos 2.1. a 2.5. a continuación.

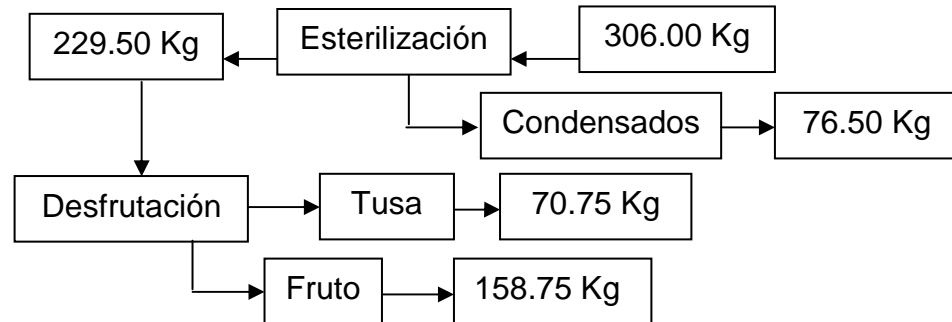
6.1 VALORES DE MASA EN LAS ETAPAS

- Masa entrando a esterilización = 306.00 Kg.
- Masa saliendo de esterilización = 229.50 Kg.
- Masa entrando a desfrutación = 229.50 Kg.

▪ Masa saliendo de desfrutación = 70.75 Kg.

❖ En el siguiente esquema se presentan los valores en masa para las dos primeras etapas del proceso.

Figura 5. Esquema Balance de Masa Esterilización y desfrutación.



6.2 VALORES DE MASA Y PORCENTAJES BALANCE DE MASA

Tabla 32. Balance de masa en esterilización.

| BALANCE ESTERILIZACIÓN | | |
|---|----------------------|---------------------------------|
| Masa | Cantidad (Kg) | Porcentaje Sobre RFF (%) |
| Entrando a Esterilización | 306.00 | 100 |
| Saliendo de Esterilización | 229.50 | 75 |
| Saliendo en Condensados (H ₂ O + Aceite) | 76.50 | 25 |

Tabla 33. Balance de masa en desfrutación.

| BALANCE DESFRUTACIÓN | | | |
|-----------------------------|----------------------|--|---------------------------------|
| Masa | Cantidad (Kg) | Porcentaje sobre Fruto Esterilizado (%) | Porcentaje Sobre RFF (%) |
| Entrando a Desfrutación | 229.50 | 100 | 75 |
| Saliendo de Fruto | 158.75 | 69.17 | 51.88 |
| Saliendo de Tusa | 70.75 | 30.83 | 23.12 |

Los datos presentados en la figura 5 y las tablas 32 y 33 muestran que la etapa de esterilización posee un problema de exceso en la salida de

condensados (agua y aceite) debido a que durante el desarrollo de la prueba se perdió el 25% del peso del fruto utilizado para el balance de masa, valor que según la literatura se encuentra entre el 10 y el 12%, lo que quiere decir que se están duplicando las cantidades establecidas y produce como consecuencia la falla del balance en la etapa, por lo tanto se debe hacer una corrección para evitar que esto siga ocurriendo, respecto a la etapa de defrutación se puede decir que no presenta problemas debido a que la salida de tusa estuvo alrededor del 23% y según la literatura está por el orden del 25% lo que hace cumplir el balance en dicha etapa y que no se tengan que realizar cambios en ese aspecto, en el anexo 1 (tabla 70) se encuentran los valores en masa de los racimos utilizados para realizar el balance de masa del proceso que esclarece el porqué de los resultados.

6.3 PORCENTAJE DE FRUTO ADHERIDO EN TUSA

Respecto de los números mencionados a continuación, estos se encuentran presentes en la tabla tal del anexo 1 (tabla 70) se obtienen los siguientes datos.

↪ También se tomo fruto adherido en tusa a las tusas número:12, 9, 19, 17, 8.

↪ Tusas que presentaron fruto adherido fueron: 9, 19, 17.

↪ Tusas que no presentaron fruto adherido fueron: 12, 8.

Peso total de las tusas = 19000 g.

$$\%w_{fat} = (50.62/19000)*100 = 0.266\%$$

Peso del fruto adherido = 50.62 g.

Peso tusas + fruto adherido = 12000 g.

$$\%w_{fat} = (50.62/12000)*100 = 0.422\%$$

Peso del fruto adherido = 50.62 g.

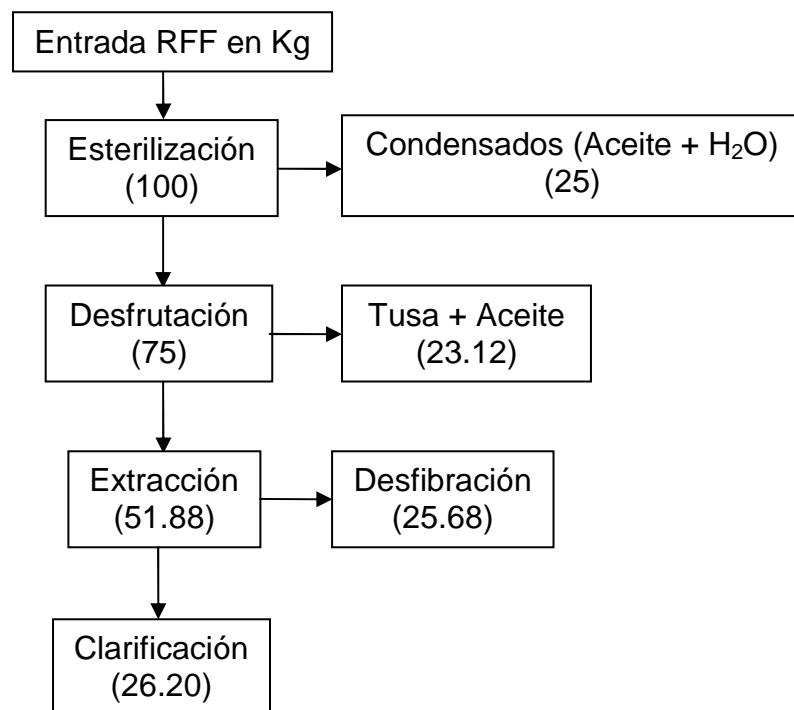
El fruto adherido en tusa se realizó con buen tiempo de desfrutación.

6.4 PORCENTAJE DE ACEITE EN TUSA

% Aceite en Sólido Seco No Aceitoso (SSNA) = 6.25%

% Aceite en Muestra Húmeda Aceitosa = 2.34

Figura 6. Esquema Balance de Masa General del proceso.



En la figura 6 se muestra la distribución del balance de masa global del proceso de extracción de aceite crudo de palma hasta clarificación y desfibración, las etapas de esterilización y desfrutación se explicaron anteriormente, según esta figura a la etapa de extracción entró prácticamente

el 52% del total utilizado para el balance, valor que se encuentra por debajo del expresado en la literatura el cual se encuentra en el orden del 60 al 65%.

Este valor esta fuera de dicho orden debido a que desde el comienzo del balance existe una pérdida excesiva en la esterilización y ésta afecta la llegada del fruto a extracción, luego se va a extraer menos cantidad de la esperada pero debido a la entrada y no a fallas en la etapa.

Para terminar con el balance se asumió un valor de porcentaje como base de calculo que según la literatura es válido ya que no se pudo realizar la prueba directamente sobre los equipos, el porqué de esta situación se explicara en las pruebas no realizadas de la sección 3, el valor es un aumento en 0.5% de exceso para la etapa de clarificación (lodos pesados, agua, lodos livianos y aceite) que para la etapa de desfibración (fibra y nuez) o sea la distribución es 50.5% para clarificación y 49.5% para desfibración de la cantidad entrante a la etapa de extracción, con esto termina el balance de masa global del proceso.

CONCLUSIONES

- Se logró conseguir las variables de los equipos más relevantes de las etapas escogidas del proceso en la medida de las posibilidades de realización de las pruebas, las cuales sirvieron para lograr el propósito, para los demás equipos se describió la operación realizada por estos dentro del proceso.
- El establecimiento de los valores obtenidos como resultados no fue posible realizarlo debido a que no hubo forma de hacer la comparación con los datos consignados en las hojas de vida de los equipos, porque en gran parte de estas no se encontraban los valores buscados para este propósito, además hacen falta manuales de los equipos, por lo tanto no se cumplió con este objetivo por falta de información pertinente.
- Para lograr la realización del balance de masa del proceso se debió hacer una suposición que según lo expresado en la literatura es válida, porque es un comportamiento más o menos establecido dentro de los balances de este tipo de proceso, la suposición se hizo por la imposibilidad de desarrollo de las pruebas requeridas para el balance en las prensas.
- Se consiguió realizar la comparación de las capacidades instaladas con las capacidades obtenidas (Reales) por desarrollo de las pruebas, estas pruebas arrojaron como resultado un TRH real de proceso aproximadamente 5 Ton/h por debajo de la instalada (27 Ton/h), a diferencia el TRH real de prensado estuvo prácticamente 2.5 Ton/h por encima de la capacidad instalada (33 Ton/h), por último el porcentaje de extracción de aceite real estuvo al menos 1% por debajo de la instalada (21%), esto da como resultado que el prensado presenta un comportamiento adecuado, a la

extracción le falta poco para cumplir la meta instalada y hay que examinar el proceso a profundidad para ajustarlo y acercarlo lo más posible a la capacidad instalada.

RECOMENDACIONES

- Si se va a tener RFF en el suelo por necesidad de llenado de la tolva, este debe ser el primero que se consuma en el proceso debido al riesgo de aumento en la acidez expresado en (AGL), sin embargo en la tolva tampoco debe permanecer por un tiempo muy prolongado por la misma razón.
- La realización de las pruebas 3.2. y 3.4. que aparecen en la sección 3 del informe, son las que van a permitir la culminación real del balance de masa del proceso sin necesidad de hacer la suposición para completarlo, que de todas formas es válida según la literatura.
- La realización de las pruebas 3.1., 3.3. y 3.5. que aparecen en la sección 3 del informe, donde la primera va a servir para saber cuáles son los flujos reales de llegada sobre el tamiz vibratorio y el tanque de crudo con todo los equipos que intervienen, la segunda para saber el flujo total de las centrifugas con el fin de obtener el consumo de lodos del proceso y la tercera para saber la cantidad de aceite que se tiene para despachar y de agua para que no falte dentro del proceso.
- El desarrollo del balance de masa realizado sobre el proceso una vez por semana o de lo contrario al menos una vez cada quince días, para saber el comportamiento del proceso y las pérdidas en las etapas, con el fin de resolver los inconvenientes que se presenten.
- En lo posible al momento de adquirir algún tipo de equipo para el proceso cualquiera que este sea exigir los manuales, planos, y características de los mismos, para adicionarlos a las hojas de vida con el fin tener toda la

información posible en caso de necesidad de información para realizar cualquier tarea relacionada con estos documentos.

BIBLIOGRAFÍA

- Federación Nacional de Cultivadores de Palma de Aceite, Palma Africana, 2007, Pagina Web: www.fedepalma.org.
- WAMBECK Noel, Sinopsis del proceso de la palma de aceite, 2005, Vol. I, I y III.

ANEXOS

ANEXO 1. TEORIA GENERAL Y DATOS DE LOS EQUIPOS DEL PROCESO

1. ETAPAS

1.1. RECEPCIÓN

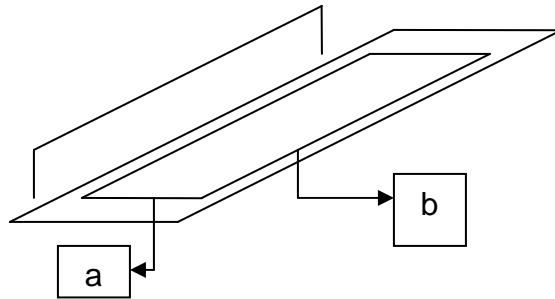
1.1.1. BASCULA

La función de la bascula es obtener el valor en peso del cargamento con RFF contenido en los transportes, el dato es conseguido cuando los transportes con RFF pasan por esta a la entrada y a la salida sin el RFF, esto da el peso real del cargamento de fruto entrando en planta, lo referente a los despachos y salida de subproductos de desecho se hace al contrario; así se sabe el peso real del cargue realizado, la capacidad máxima del puente báscula es de 80 Ton., el horario de recepción de RFF en la planta es de 5:00 a.m. – 12:00 p.m. a continuación se muestra el equipo.

Foto 1. Puente Báscula



Esquema 1. Puente báscula.



a y b son las dimensiones del puente báscula.

Tabla 1. Dimensiones puente báscula.

| Dimensiones | |
|-----------------------------|--------------|
| Ancho (m) (a) | 3.20 |
| Largo (m) (b) | 18.25 |
| Área (m²) | 58.40 |

La empresa realiza despachos de productos terminados como: aceite crudo de palma, aceite de palmiste y torta de palmiste, también se están haciendo despachos de nuez y almendra, esto ocurre cuando la capacidad de las etapas de palmisteria y planta palmiste no dan abasto con la cantidad que hay para procesar; los despachos son realizados con autorización del área comercial, respecto de la tusa, la fibra, los lodos y las cenizas, estos se consideran subproductos de desecho y salen de la planta hacia las plantaciones para ser utilizados como abono y son un gasto para la empresa, en la tabla 2 se puede observar la información de los despachos y la representación de estos valores.

Tabla 2. Cantidades de Productos terminados y subproductos de desecho despachados.

| Despacho / Peso Transporte | Lleno (Ton) | Bruto (Ton) * |
|----------------------------|-------------|---------------|
| Aceite crudo de palma | 34.0 | 53 .0 |
| Aceite de palmiste | 34.0 | 53 .0 |

| | | |
|-------------------|-------------|-------|
| Torta de palmiste | 8.5 – 9.0 | 16 .0 |
| Tusa | 4.0 – 10.58 | 16 .0 |
| Fibra | 4.0 – 10.58 | 16 .0 |
| Lodo y Cenizas | 4.0 – 10.58 | 16 .0 |
| Nuez | 5.0 – 10.0 | 16 .0 |
| Almendra | 5.0 – 10.0 | 16 .0 |

Donde:

* La tercera columna representa los valores promedio en despachos con aceite de palma y palmiste, torta de palmiste y subproductos de desecho, además de nuez y almendra en su máximo tonelaje, también se despachan carro-tanques de 11 toneladas con aceite de palma y palmiste y volquetas con los otros productos en su menor capacidad.

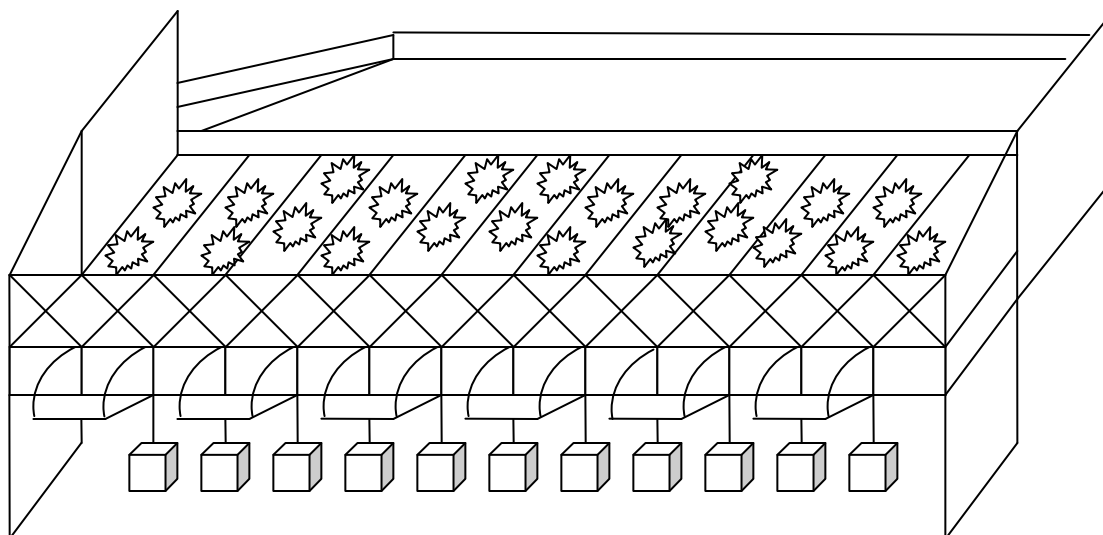
De las salidas que no son productos terminados la que más pesa es la de tusa, porque representa un porcentaje importante de los RFF equivalente al 22% de los mismos, el balance de masa para la bascula no da información útil para el diagrama de flujo de masa del proceso, porque en este equipo lo que entra es igual a lo que sale, lo importante aquí es saber cuánto RFF entra a la planta, cuanto es lo que se despacha y cuanto es lo que se desecha para cultivo, con el fin de poseer la información pertinente sobre las existencias reales de todos los productos y subproductos de desecho en planta.

1.1.2. TOLVA DE RECIBO

La tolva de recibo maneja la recepción de RFF en los transportes aceptados por la báscula, allí se realiza la calificación de los mismos, luego salen hacia las vagonetas por las bocas, la capacidad máxima de almacenamiento de la tolva es 130 Ton. y las bocas que alimentan las vagonetas son 13, dependiendo de la parte de la tolva que se encuentre llena en el momento,

se hace la descarga de RFF sobre las vagonetas por las bocas que estén listas en la ubicación con RFF disponible para dicha operación, la capacidad de cada boca es de 10 Ton., en el siguiente esquema se muestra este equipo.

Esquema 2. Tolva de Recibo.



El fruto es calificado por medio del método estrella: Consiste en una estrella con 15 puntas, que se lanza sobre el cargamento y cada punta cae sobre un racimo, estos racimos son evaluados con los valores mostrados en la tabla 3, a los racimos escogidos de acuerdo al peso del viaje, se les mira la cantidad de alvéolos que poseen y sabiendo dicho valor se clasifica el tipo de fruto por medio de la tabla 4, según esta tabla, el fruto que presente las características de podrido es devuelto al proveedor correspondiente, el fruto maduro es el único que se recibe sin problema debido a que es el mejor fruto para trabajar en el proceso, el verde y el sobre maduro se reciben, pero el proveedor es castigado con un descuento del 2.5% en el valor total de la carga y el podrido además de ser devuelto al proveedor también se le realiza el descuento anterior.

Foto 2. Estrella para calificación de fruto.

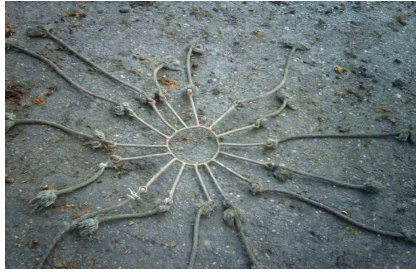


Tabla 3. Cantidad de racimos a evaluar por peso de viaje.

| Cantidad de racimos | Peso viaje (Ton) |
|----------------------------|-------------------------|
| 15 | 3 |
| 50 | 3 – 7 |
| 70 | 7 en adelante |

Tabla 4. Clasificación de fruto de acuerdo al número de alvéolos.

| Tipo de fruto | Numero de alvéolos |
|----------------------|---------------------------|
| Verde | 0 |
| Maduro | 1 – 50 |
| Sobre maduro | 51 – 100 |
| Podrido | 101 |

Por otra parte a los racimos se les mira el pedúnculo y se clasifican de tres formas de acuerdo al tipo de corte que se realizó sobre ellos, en la tabla 5 se muestran los valores para la calificación por tipo de corte realizado sobre el pedúnculo y en la foto 3 se ven los tipos de corte para establecer mejor la descripción, la clase de racimos con la que se debe trabajar es la que posee pedúnculo con corte en V, los racimos con los otros dos tipos de corte se reciben, pero los calificadores lo reportan en las observaciones, por otra parte el proveedor es castigado con una reducción en el pago del cargamento del 2.5% del total del mismo.

Tabla 5. Tipo de corte calificado sobre el pedúnculo.

| Pedúnculo | Tipo de corte |
|-----------|----------------------|
| | En V |
| | Recto de 1cm |
| | Recto mayor de 1.1cm |

Foto 3. Tipo de corte sobre pedúnculo.



En V, Recto de 1 cm y Recto mayor de 1.1 cm, respectivamente.

Los racimos con corte recto de 1cm y recto mayor de 1.1cm poseen un problema importante por el cual no deberían recibirse y es que por la forma del corte, durante el proceso arrastran aceite y esto produce perdidas, otra prueba que se le hace a los racimos que se califican es la de cantidad de impurezas presentes, esta se realiza por medio de un cuarteo del viaje que va al suelo o dentro del mismo transporte si es mucho el mugre que se percibe y allí se hace una especie de homogenización de las impurezas sobre el viaje, luego se sirne la pepa y lo que salga de mugre se divide por el total del viaje, con esto se determina el porcentaje de impurezas presentes en el respectivo viaje.

Las clases de impurezas que se manejan para evaluación son las siguientes:

- 1- Arena.
- 2- Arcilla.
- 3- Hojas.
- 4- Otros (piedras).

Al empezar el día a través del laboratorio se hace un sorteo de los viajes que van a ser calificados durante el mismo, se tienen 60 balotas numeradas y se sacan 20, son los viajes a los que se les va a realizar dicha calificación, si se hace notoria la presencia de algo extraño dentro de un viaje, se califica y se coloca dentro de las observaciones, así no esté dentro de los viajes sorteados al iniciar el día, el balance de masa en la tolva no es significativo, pero si se producen pérdidas de fruto durante el descargue de RFF y en el paso de este a las vagonetas por que se pierde en el suelo y no es recuperado en su totalidad para ir a proceso.

1.1.3. VAGONETAS

Su función es recibir el RFF proveniente de las bocas de la tolva, el fruto que cae al suelo es barrido y adicionado a la siguiente vagoneta, pero no en su totalidad, porque algo queda en el suelo que no es recuperado, es llevado a esterilización para iniciar el proceso, luego se llevan a desfrutación por medio de los rieles y cambia vías del suelo, donde los puente grúas las voltean sobre las tolvas de desfrutación para que allí caiga el fruto ya esterilizado, en la foto 4 se muestra la vista de las vagonetas, también por medio de tablas 6, 7 y 8 se establecen cantidades y capacidades de las vagonetas existentes en planta, además de las vagonetas en servicio y fuera de él.

Foto 4. Vagonetas.



Tabla 6. Cantidad de vagonetas existentes en planta.

| Vagonetas | |
|-------------------|------------|
| En Servicio | 150 |
| Fuera de Servicio | 57 |
| Total | 207 |

Tabla 7. Capacidades de las vagonetas según su forma.

| Capacidad (Ton) | |
|------------------------|--------------|
| Transmilenio | 1.550 |
| Convencional | 1.300 |
| Promedio | 1.425 |

Tabla 8. Cantidad de vagonetas de los tipos existentes.

| Tipo de Vagoneta | Numero de Vagonetas |
|-------------------------|----------------------------|
| Transmilenio | 75 |
| Convencional | 132 |
| Total | 207 |

1.2. ESTERILIZACIÓN

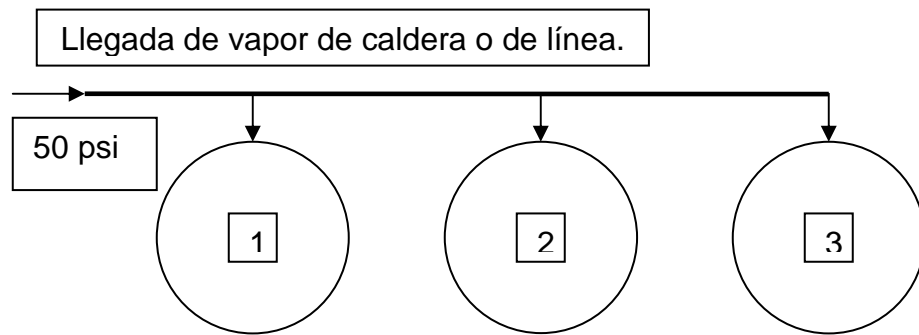
1.2.1. ESTERILIZADORES (AUTOCLAVES)

La sección se comprende de 3 esterilizadores o autoclaves, ellos reciben vapor de línea de 50 psi aprox., se considera el valor adecuado de trabajo, esto depende de cómo estén trabajando las calderas para cumplir este parámetro (combustible, fibra y otras variables (energía)), de acuerdo al momento de trabajo y al tipo de fruto que se esté esterilizando la presión dentro de los esterilizadores va a oscilar entre 0 y 45 psi.

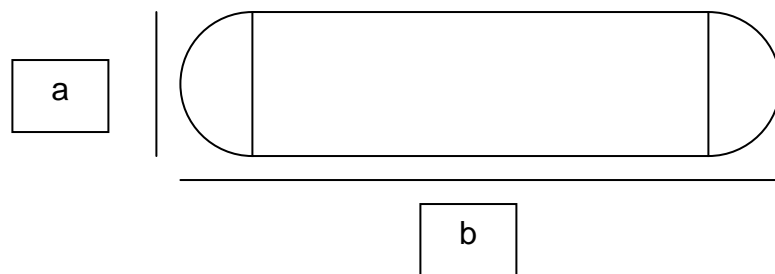
El objetivo principal de esta etapa es esterilizar los RFF lo mejor posible para evitar la acidificación, acelerar el proceso de desprendimiento de los frutos, facilitar la extracción del aceite, además sirve para la purificación del aceite, previene la formación de emulsiones durante la recuperación del aceite

crudo, entre otras características, en los esquemas 3 y 4 se muestran la de llegada de vapor de caldera a los esterilizadores y el del esterilizador, además en la tabla 9 se muestran las dimensiones de los esterilizadores, según la literatura la esterilización es la etapa más importante del proceso de extracción de aceite de palma y además esta implica la mayor utilización de vapor en la planta, los esterilizadores trabajan de uno por uno y promedian entre 15 y 20 minutos entre el fin del proceso en uno y el comienzo del proceso en el siguiente, la capacidad de cada esterilizador es de 12 vagonetas con RFF.

Esquema 3. Llegada del vapor proveniente de la caldera o vapor de línea.



Esquema 4. Esterilizador.



a y b son las dimensiones de los esterilizadores.

Tabla 9. Dimensiones de los Esterilizadores o Autoclaves.

| Dimensiones | |
|--------------------------------|---------------|
| Diámetro (m) (a) | 1.70 |
| Área (m ²) | 2.27 |
| Longitud (m) (b) | 26.05 |
| Volumen (m³) | 59.128 |

El proceso de esterilización se da en ciclos de entre 60 y 70 minutos, tiempo que no considera la entrada y salida de vagonetas y tampoco la apertura y cierre de puertas, según la información recibida, con producción normal de vapor de caldera alcanzan a salir dos esterilizadores por hora aprox., de lo contrario solo sale uno, en las tablas 9 y 10 se muestran los periodos representados en tiempos y presiones, con su explicación y de presiones de acuerdo con el tipo de fruto que se esté esterilizando.

Tabla 9. Periodos que se presentan durante la esterilización (t y P).

| Periodo | Tiempo de duración (min.) | Presión (psi) | | |
|----------------|----------------------------------|----------------------|-------------|--------------|
| | | Inicial | Pico | Final |
| Desaireado | 5 | 0 | 0 | 0 |
| Primer pico | 10 | 0 | 25 | 5 |
| Segundo pico | 10 | 5 | 30 | 5 |
| Sostenimiento | 40 | 5 | 35-40-45 | 35-40-45 * |

Donde:

*Son los valores de presión que se presentan dependiendo del tipo de fruto que se esté esterilizando en el momento y se distribuyen de la siguiente manera:

Tabla 10. Presión de acuerdo con el tipo de fruto que se esté esterilizando.

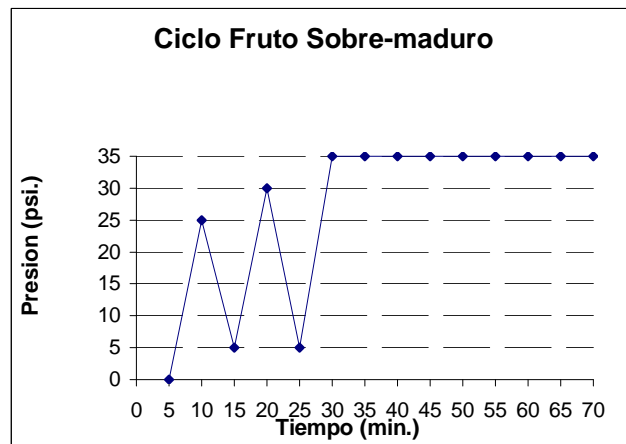
| Tipo fruto | Presión (psi) |
|--------------|---------------|
| Sobre-maduro | 35 |
| Maduro | 40 |
| Verde | 45 |

La información sobre el balance de masa luego de que los RFF salen de la esterilización es muy importante porque con este balance se comienzan a obtener datos importantes sobre pérdidas de humedad y de aceite, por lo tanto estos son valores claves a tener en cuenta en el balance global del proceso, esta información se presenta en los resultados.

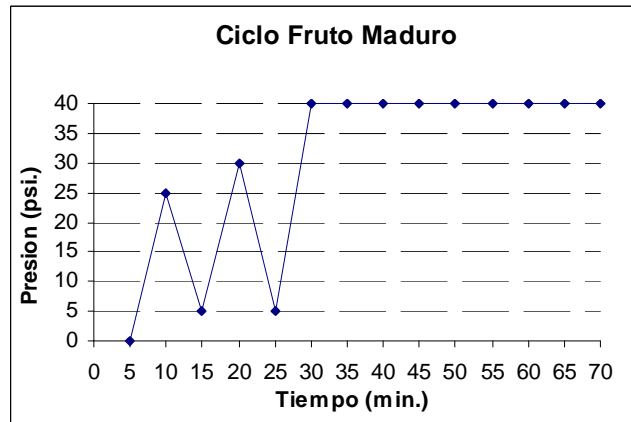
En las graficas 1, 2 y 3 que se presentan a continuación se puede ver el comportamiento del ciclo de presión de acuerdo al tipo de fruto que se esté esterilizando y sus respectivos picos en los tiempos determinados para esta etapa, en las tablas 11 y 12 se muestran la serie de temperaturas que se presentan durante el proceso de esterilización en determinados periodos de tiempo y en la salida del fruto esterilizado y la salida de los condensados y en la tabla 13 se muestran las cantidades totales entrando al proceso de esterilización.

Graficas correspondientes a los respectivos ciclos de esterilización:

Grafica 1. Ciclo de esterilización en fruto sobre-maduro.



Grafica 2. Ciclo de esterilización en fruto maduro.



Grafica 3. Ciclo de esterilización en fruto verde.

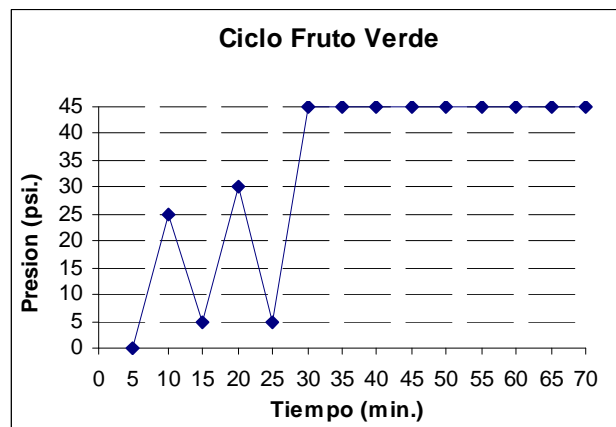


Tabla 11. Temperaturas durante un ciclo de esterilización.

| Tiempo de medida (min.) | Temperatura (°C) | | | | | Promedio |
|-------------------------|------------------|-----|-----|-----|-----|--------------|
| | T1 | T2 | T3 | T4 | T5 | |
| 5 | 86 | 86 | 91 | 94 | 93 | 90 |
| 10 | 91 | 95 | 93 | 94 | 100 | 94.6 |
| 15 | 98 | 94 | 95 | 106 | 101 | 98.8 |
| 20 | 100 | 105 | 102 | 102 | 103 | 102.4 |
| 25 | 109 | 109 | 108 | 107 | 105 | 107.6 |
| 30-70 | 105 | 110 | 113 | 114 | 115 | 111.4 |

Tabla 12. Temperaturas durante el ciclo de esterilización
(Salida de fruto y condensados de chimenea).

| Temperatura (°C) | Salida Fruto | Condensados Chimenea |
|-------------------------|---------------------|-----------------------------|
| T1 | 85 | 84 |
| T2 | 86 | 81 |
| T3 | 88 | 82 |
| T4 | 91 | 88 |
| T5 | 86 | 79 |
| Promedio | 87.2 | 82.8 |

En las tablas 11 y 12 se ven reflejados unos valores de temperaturas, que para la primera se obtuvieron en los tiempos durante los picos del ciclo de esterilización observándose que las temperaturas más elevadas se presentan durante el periodo de sostenimiento, en el caso de la segunda los valores fueron conseguidos durante momentos claves de el proceso como lo son la salidas de condensados en las descargas con temperatura máxima de 88°C y la salida del fruto luego de esterilizado alcanzando un máximo de 91°C, estos valores se deben tener en cuenta para evaluar dicha etapa respecto a sus parámetros.

Tabla 13. Cantidad entrando a esterilización, con 12 vagonetas por esterilizador.

| Capacidad Vagonetas (Ton.) | Convencional | Transmilenio | Promedio |
|-----------------------------------|---------------------|---------------------|-----------------|
| | | 1.30 | 1.55 |
| Esterilizador (1) | 15.6 | 18.6 | 17.1 |
| Esterilizador (2) | 15.6 | 18.6 | 17.1 |
| Esterilizador (3) | 15.6 | 18.6 | 17.1 |
| Total | 46.8 | 55.8 | 51.3 |

La tabla 13 muestra la capacidad de esterilización, teniendo en cuenta el tipo de vagoneta, su capacidad y además que cada esterilizador se encontrara

con 12 vagonetas para esterilizar, dando aproximadamente un máximo de 56 y un mínimo de 47 toneladas a la entrada de esta etapa.

1.2.2. BOMBA DE CONDENSADOS

La función de esta bomba es la de retirar los condensados que quedan del proceso de esterilización, estos van por canales laterales ubicados en esta zona y se dirigen a un recipiente de forma cúbica con entrada por los canales, para que en determinado momento la bomba los retire, estos condensados van por un canal hacia los pozos florentinos para recuperar algo del aceite contenido en ellos y lo recuperado regresa al proceso, el desarrollo de la caracterización de las bombas del sistema de producción de aceite crudo de palma, o sea la bomba de condensados y las bombas que se encuentran en la etapa de clarificación se llevó a cabo como se muestra en la figura 1 del texto principal, para los canales de salida de flujo es la misma figura, para evitar confusión con la forma de conseguir dichos datos, ver las tablas de las bombas presentes en el proceso, para comprender los resultados obtenidos de las bombas, los datos se encuentran en los resultados tabla 9.

1.2.3. SALIDAS DE FLUJO DEL PROCESO

Existen tres salidas de flujo importantes en el proceso que son la del canal de condensados, la del canal de centrifugas y la del canal a piscinas, a las que se les midió el caudal durante el proceso, sin embargo se debe tener en cuenta que el valor de flujo en los canales depende de factores como la densidad del fluido, trabajo de los equipos, entre otras, lo cual puede producir valores mayores o menores de caudal que el obtenido durante la medición, a diferencia de los valores de las bombas que no son tan susceptibles a los cambios en las condiciones del fluido, figura 1 del texto principal.

1.2.3.1. CANAL SALIDA DE CONDENSADOS

El fluido en el canal de condensados en la mayoría de las ocasiones está compuesto en su totalidad por agua, los lodos pesados y livianos dentro de los componentes es mínima y casi siempre sale con trazas de aceite, presenta variación en su profundidad y eso es lo que hace la diferencia de los caudales, porque el tiempo es similar, ver tabla 10 en los resultados.

1.2.3.2. CANAL SALIDA DE CENTRIFUGAS

El fluido en el canal de centrifugas en muchas de las ocasiones se compone por agua y lodos pesados, la cantidad de lodos livianos dentro de los componentes es pequeña, pero en algunas oportunidades hay que tenerla en cuenta, presenta gran variación en su profundidad y mínima en el tiempo, estos dos valores son los que producen el cambio en el caudal, ver tabla 14.

1.2.3.3. CANAL SALIDA A PISCINAS

El fluido en el canal de piscinas en muchas de las ocasiones se compone por agua y en menor cantidad de lodos pesados, la cantidad de lodos livianos dentro de los componentes no es representativa, presenta una variación notable en el tiempo y en su profundidad, estos dos valores son los que producen el cambio en el caudal, ver tabla 15.

Tabla 14. Medida promedio del flujo del canal de centrifugas.

| Canal Salida de Centrifugas | | | | |
|------------------------------------|----------|----------|----------|-----------------|
| Dimensión/ Medición | 1 | 2 | 3 | Promedio |
| Largo (m) | 2 | 2 | 2 | 2 |
| Ancho(m) | 0.3 | 0.3 | 0.3 | 0.3 |
| Profundidad (m) | 0.119 | 0.071 | 0.14 | 0.11 |
| Volumen (m ³) | 0.0714 | 0.0426 | 0.084 | 0.066 |
| Tiempo (h) | 0.003478 | 0.004335 | 0.003838 | 0.00388 |
| Caudal (m ³ /h) | 20.53655 | 9.84099 | 21.88919 | 17.4223 |
| Temperatura (°C) | 61.8 | 60.4 | 61.4 | 61.6 |

Tabla 15. Medida promedio del flujo del canal a piscinas.

| Canal Salida a Piscinas | | | | |
|--------------------------------|----------|----------|----------|-----------------|
| Dimensión/Medición | 1 | 2 | 3 | Promedio |
| Largo (m) | 2 | 2 | 2 | 2 |
| Ancho(m) | 0.45 | 0.45 | 0.45 | 0.45 |
| Profundidad (m) | 0.08 | 0.077 | 0.09 | 0.08233 |
| Volumen (m ³) | 0.072 | 0.0693 | 0.081 | 0.0741 |
| Tiempo (h) | 0.0013 | 0.0010 | 0.0008 | 0.00099 |
| Caudal (m ³ /h) | 56.909 | 71.495 | 108.71 | 79.0363 |
| Temperatura (°C) | 54 | 56.8 | 56.4 | 55.7333 |

1.3. DESFRUTACIÓN

El objetivo de la desfrutación es el de separar los racimos esterilizados en frutos sueltos y tusa por medio de un equipo desfrutador de tambor rotatorio permitiendo el paso de los frutos sueltos y no de las tusas, en esta etapa se puede perder aceite por impregnación en los racimos desfrutados por alimentación irregular, también se pierde durante la desfrutación por factores como:

1. Frutos no separados del racimo.
2. Comportamiento defectuoso del desfrutador.
3. Racimos verdes o enfermos.
4. Esterilización inadecuada.

Para terminar el fruto es conducido por tornillos sinfín y elevadores de cangilones hacia la etapa de prensado o extracción.

1.3.1. PUENTES GRÚA 1 Y 2

La función de los puentes grúa es la de recoger las vagonetas postradas sobre el suelo, llevarlas y descargarlas sobre las tolvas y dosificadores que van para los desfrutadores, en las tablas 16 y 17 la medición de los tiempos

de volteo de las vagonetas de las dos líneas sobre los desfrutadores y su respectiva explicación.

Tabla 16. Medición del tiempo de volteo de vagonetas línea 1.

| LÍNEA 1 | |
|------------------------|-------------------|
| Número de veces | Tiempo (s) |
| 1 | 124.19 |
| 2 | 130.19 |
| 3 | 131.84 |
| 4 | 129.20 |
| 5 | 124.20 |
| 6 | 127.92 |
| 7 | 130.03 |
| Promedio | 128.22 |

Tabla 17. Medición del tiempo de volteo de vagonetas línea 2.

| LÍNEA 2 | | |
|------------------------|-------------------|---------------|
| Número de veces | Tiempo (s) | |
| | Riel 1 | Riel 3 |
| 1 | 88.25 | 116.50 |
| 2 | 84.62 | 114.84 |
| 3 | 86.58 | 112.07 |
| 4 | 88.36 | 118.86 |
| 5 | 86.09 | 113.16 |
| 6 | 85.74 | 115.32 |
| 7 | 88.45 | 111.48 |
| Promedio | 86.87 | 115.32 |

En las tablas 16 y 17 se puede observar los valores del tiempo de volteo de las vagonetas en las dos líneas, se debe tener en cuenta que la toma del tiempo fue realizada desde que las vagonetas son enganchadas hasta que se desenganchan en el mismo punto, también es notorio que la línea 2 es más rápida debido al puente grúa que posee esta línea por los dos rieles produciendo un valor máximo aproximado a los 115 segundos en comparación con los 128 segundos que se tarda el puente grúa 1 en realizar la misma operación.

1.3.2. CARRO ALIMENTADOR 1 Y RODILLO DOSIFICADOR 2

La función del carro alimentador y el rodillo dosificador comienza luego de que el fruto cae sobre las tolvas y consiste en hacer llegar el fruto hasta los desfrutadores por medio del movimiento continuo de una cadena y un rodillo respectivamente, la cadena transporta el fruto una distancia antes de hacerlos descender hacia el desfrutador y el rodillo debido a la inclinación de la tolva hace caer el fruto directamente al desfrutador.

1.3.3. DESFRUTADORES 1 Y 2

Su función por medio de su rotación es la de retirar el fruto adherido en los racimos esterilizados en su mayor proporción posible, para que como consecuencia de esto haya más fruto para ser prensado o extraído su licor en la siguiente etapa.

Las tablas 18 y 19 muestran la cantidad de tusas saliendo por hora de los desfrutadores, de allí se observa que el desfrutador de la línea 2 aproximadamente duplica la cantidad del desfrutador de la línea 1, los valores se obtuvieron por promedio de 10 tomas de tiempo con una misma cantidad de tusas saliendo de los desfrutadores, la cantidad de tusas contadas fue de 50 para cada prueba, por medio del uso de unos de los datos plasmados en estas dos tablas se puede obtener la capacidad de procesamiento por hora de los desfrutadores, que se encuentran en las tablas 11 y 12 de los resultados.

Tabla 18. Cantidad de tusas por hora en desfrutador línea 1.

| LÍNEA 1 | | | |
|------------------------|------------------------|-------------------|-----------------------------|
| Numero de Veces | Numero de Tusas | Tiempo (h) | Numero de Tusa por h |
| 1 | 50 | 0.0361 | 1385.041551 |
| 2 | 50 | 0.0456 | 1096.491228 |
| 3 | 50 | 0.0498 | 1004.016064 |
| 4 | 50 | 0.0420 | 1190.47619 |
| 5 | 50 | 0.0458 | 1091.703057 |
| 6 | 50 | 0.0558 | 896.0573477 |
| 7 | 50 | 0.0410 | 1219.512195 |
| 8 | 50 | 0.0375 | 1333.333333 |
| 9 | 50 | 0.0452 | 1106.19469 |
| 10 | 50 | 0.0216 | 2314.814815 |
| Promedio | 50 | 0.0420 | 1190.4762 |

Tabla 19. Cantidad de tusas por hora en desfrutador línea 2.

| LÍNEA 2 | | | |
|------------------------|------------------------|-------------------|-----------------------------|
| Numero de Veces | Numero de Tusas | Tiempo (h) | Numero de Tusa por h |
| 1 | 50 | 0.0165 | 3030.30303 |
| 2 | 50 | 0.0234 | 2136.752137 |
| 3 | 50 | 0.0194 | 2577.319588 |
| 4 | 50 | 0.0220 | 2272.727273 |
| 5 | 50 | 0.0154 | 3246.753247 |
| 6 | 50 | 0.0155 | 3225.806452 |
| 7 | 50 | 0.0187 | 2673.796791 |
| 8 | 50 | 0.0156 | 3205.128205 |
| 9 | 50 | 0.0206 | 2427.184466 |
| 10 | 50 | 0.0204 | 2450.980392 |
| Promedio | 50 | 0.0188 | 2659.5745 |

En las tablas 20 y 21 se puede apreciar los valores de tiempos de residencia de las tusas en los desfrutadores, notándose que el mayor tiempo de residencia es el que presenta el desfrutador 2 con un valor próximo de 223 segundos comparándolo con los casi 217 segundos en el desfrutador 1, si el tiempo de residencia de los racimos en los desfrutadores es mayor el proceso de desfrutación será mejor por la expulsión de mas fruto de los racimos.

Tabla 20 y Tabla 21. Tiempo de residencia tusas desfrutador línea 1 y 2.

| LÍNEA 1 | |
|------------------------|-------------------|
| Número de veces | Tiempo (s) |
| 1 | 249.59 |
| 2 | 204.83 |
| 3 | 216.94 |
| 4 | 245.18 |
| 5 | 195.26 |
| 6 | 188.75 |
| Promedio | 216.76 |

| LÍNEA 2 | |
|------------------------|-------------------|
| Número de veces | Tiempo (s) |
| 1 | 252.47 |
| 2 | 213.59 |
| 3 | 186.66 |
| 4 | 227.13 |
| 5 | 253.09 |
| 6 | 205.38 |
| Promedio | 223.05 |

1.3.4. BANDAS TRANSPORTADORAS DE TUSAS 1 Y 2

El trabajo de las bandas transportadoras consiste en retirar los racimos vacíos que van saliendo de los desfrutadores y hacerlos llegar hacia las volquetas para ser llevados a las plantaciones.

1.3.5. SINFINES BAJO DESFRUTADORES 1 Y 2

Estos sinfines llevan el fruto que queda luego de que los racimos esterilizados pasan por los desfrutadores y lo hacen llegar a los sinfines inclinados de la línea respectiva.

1.3.6. SINFINES INCLINADOS 1 Y 2

Los sinfines inclinados reciben el fruto proveniente de los sinfines bajo desfrutador y lo llevan hacia los elevadores de cangilones.

1.3.7. ELEVADORES DE FRUTO 1 Y 2

Estos son elevadores del tipo cangilón y su trabajo consiste en tomar el fruto proveniente de los sinfines inclinados y dirigirlo al sinfín distribuidor, para así iniciar la etapa de extracción.

1.4. EXTRACCIÓN

Según la literatura luego de que el fruto sale de la etapa de desfrutación pasa a los digestores los cuales completan el rompimiento de las celdas de aceite con brazos que se mueven lentamente, la masa de frutos pasa luego a la prensa de tornillos, esta presiona el aceite crudo a través de agujeros en la pared de la cesta o camisa de la prensa, la torta prensada que se descarga por el extremo de la prensa contiene la fibra y las nueces.

Los productos separados en esta sección son:

- a) Aceite crudo: está conformado por agua, lodos y aceite, pasa a clarificación.
- b) Nueces: son aproximadamente el 15% del peso de los RFF, luego es separada en cáscara y almendra.
- c) Fibras: son aproximadamente el 15% del peso de los RFF y contiene una humedad alrededor del 37% y el contenido de aceite residual se encuentra entre 6 y 8% de aceite sobre fibra.

La fibra separada en la desfibración es transportada a la caldera como combustible y en su defecto es transportada hacia las plantaciones como abono, el diseño adecuado de esta sección es importante, si no se realiza adecuadamente puede llevar al excesivo drenaje del aceite crudo antes de la extracción por las prensas, lo cual trae consigo no solamente problemas en la clarificación y mayores pérdidas, sino también la absorción de hierro por parte del aceite de palma, la importancia de reducir la absorción de metales pesados como hierro y cobre es indicado por el valor **TOTOX**, para la producción de aceite de alta calidad se debería usar acero inoxidable en partes móviles donde haya desgaste en equipos de extracción tales como los digestores y las prensas.

1.4.1. SINFÍN DISTRIBUIDOR

El sinfín recibe el fruto que proviene de los dos elevadores de cangilones y como su nombre lo indica distribuye este fruto entre las dos líneas de proceso, dirigiéndolo hacia los sinfines alimentadores correspondientes a cada una de estas.

1.4.2. SINFINES ALIMENTADORES A DIGESTORES 1 Y 2

El sinfín de la línea correspondiente recibe el fruto que es llevado hasta allí a través del sinfín distribuidor y su objetivo es por medio del movimiento de rotación de sus respectivos ejes hacer llegar este fruto hacia los digestores asignados a cada línea, sinfín alimentador 1 (digestores 1 y 3), sinfín alimentador 2 (digestores 2 y 4).

1.4.3. DIGESTORES 1, 2, 3 Y 4

La digestión o digestores poseen características importantes según la literatura:

- a) Se recalientan los frutos y la pulpa es desprendida de las nueces y macerada.
- b) Se efectúa en recipientes cilíndricos verticales provistos de un eje central con brazos de agitación y maceración.
- c) De acuerdo con la variedad de fruto el espesor del mesocarpio está entre 4 y 8mm que se compone de celdas pegadas entre sí de forma irregular y minúscula.
- d) El fruto calentado en los digestores reduce considerablemente la viscosidad y facilita la extracción del aceite.

- e) Para reducir la cantidad residual de aceite en las fibras, se agrega agua a la masa de frutos digerida en la descarga del digestor.
- f) Aceite virgen: es el aceite separado antes de la presión dentro de los digestores.
- g) El tamaño de los digestores debe corresponder con la capacidad de las prensas y en lo posible debe operar completamente lleno.
- h) La temperatura de digestión debe encontrarse entre 90 y 95°C, no se recomiendan temperaturas superiores a los 95°C porque se aproximan al punto de ebullición del agua, esto ocasiona burbujas que no dejan caer el aceite libremente.

En el esquema 5 se muestran los digestores y en las tablas 22 y 23 muestran las dimensiones y comparaciones de los datos obtenidos con los reportados en las hojas de vida de estos equipos y su explicación, además en las tablas 24, 25, 26 y 27 se presentan los valores obtenidos de las temperaturas dentro de los digestores.

Esquema 5. Digestores.

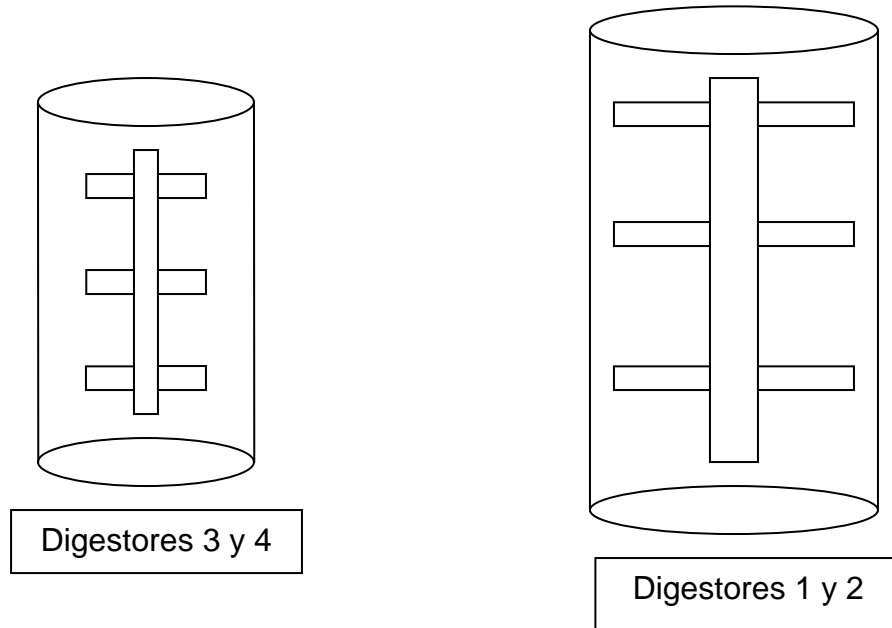


Tabla 22. Dimensiones digestores 1 y 2.

| Dimensiones | |
|--------------------------------|-------------|
| Diámetro (m) | 1.15 |
| Área (m ²) | 1.04 |
| Longitud (m) | 3.80 |
| Volumen (m³) | 3.95 |

Valor obtenido = 3.95 m³

Valor en hoja de vida del equipo = 3.80 m³

Tabla 23. Dimensiones digestores 3 y 4.

| Dimensiones | |
|--------------------------------|--------------|
| Diámetro (m) | 0.960 |
| Área (m ²) | 0.724 |
| Longitud (m) | 2.600 |
| Volumen (m³) | 1.882 |

Valor obtenido = 1.882 m³

Valor en hoja de vida del equipo = 1.800 m³

Se puede ver en las tablas 24 y 25 que los valores obtenidos del volumen de los digestores es superior al reportado en las hojas de vida de estos equipos, esto es porque midiendo se tuvo en cuenta la longitud hasta donde el fruto llegaba al llenar los digestores.

- ✦ Temperaturas internas de los digestores: La digestión cumple con los valores estipulados de temperatura consignados en el inciso (h) del texto.

Tabla 24. Temperaturas internas digestor 1.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 90 | 74 |
| T2 | 91 | |
| T3 | 90 | |
| T4 | 92 | |
| T5 | 89 | |
| Promedio | 90.4 | |

Tabla 25. Temperaturas internas digestor 2.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 93 | 84 |
| T2 | 91 | |
| T3 | 90 | |
| T4 | 93 | |
| T5 | 90 | |
| Promedio | 91.4 | |

Tabla 26. Temperaturas internas digestor 3.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 92 | No Tiene |
| T2 | 95 | |
| T3 | 93 | |
| T4 | 92 | |
| T5 | 91 | |
| Promedio | 92.6 | |

Tabla 27. Temperaturas internas digestor 4.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 91 | No Tiene |
| T2 | 92 | |
| T3 | 91 | |
| T4 | 89 | |
| T5 | 90 | |
| Promedio | 90.6 | |

1.4.4. PRENSAS 1, 2, 3 Y 4

Las prensas o prensado consisten en factores importantes según la literatura, tales como:

- a) El objetivo principal de este proceso es el de extraer la fracción líquida de la masa de frutos que sale de los digestores y que está compuesta por aceite de pulpa de palma, agua y cierta cantidad de sólidos que quedan en suspensión en el agua, la masa desaceitada que resulta del proceso (torta) la cual es compuesta por fibras y nueces, pasa luego al proceso de desfibración.
- b) Los equipos utilizados para este proceso son prensas de tornillo sinfín continuos compuestos por una canasta perforada horizontal de forma cilíndrica doble y por dos tornillos del tipo sinfín (de paso regresivo).
- c) Para facilitar la salida de aceite en el proceso se agrega agua caliente cuya cantidad debe controlarse, para asegurar buena extracción y obtener una adecuada dilución del aceite crudo para que con esto se facilite posteriormente la clarificación, el agua debe estar a una temperatura entre 90 y 95°C.
- d) La eficiencia del prensado se debe medir según las pérdidas de aceite en las fibras y el contenido de nueces rotas en la torta, teniendo en cuenta la presión (ajuste de conos), la composición del fruto (% de pulpa / % nueces) y el espesor del cuesco (cáscara que cubre la almendra).
- e) La fibra de la torta de prensa está compuesta por 18% polvo (aquí se concentra la mayor pérdida de aceite en la torta) y un 82% de fibras aproximadamente.

Tabla 28. Horas de trabajo y vida útil de canastas y tornillos en las prensas.

| Tornillos y Canastas Prensas | | | | |
|-------------------------------------|-------------------------|----------------------|-------------------------|----------------------|
| Prensa | Tornillos | | Canastas | |
| | Horas de Trabajo | Vida Útil (h) | Horas de Trabajo | Vida Útil (h) |
| 1 | 541.28 | 650 | 541.28 | 1200 |
| 2 | 355.35 | | 355.35 | |
| 3 | 495.55 | | 896.43 | |
| 4 | 54.37 | | 821.33 | |

La tabla 28 es necesario tenerla en cuenta para el proceso de consumo en prensado, debido a que las horas de trabajo de los tornillos y las canastas de las prensas es un factor determinante en la capacidad de consumo y se puede ver de la siguiente forma; las canastas y los tornillos que se encuentren con menor cantidad de horas de trabajo en prensado va a producir que el consumo se dé a menor velocidad, esto se puede observar para las prensas grandes en la 2 y en las pequeñas en la 4, pero el tiempo de trabajo tampoco debe ser muy alto debido a que los tornillos y las canastas ya se encontrarían para cambio por estar acercándose a su vida útil, la comprobación de esto se puede establecer en los datos presentes en la tabla 14 del documento principal.

1.5. DESFIBRACIÓN

Esta sección según la literatura es también conocida como sección de recuperación de almendra o palmisteria y su objetivo es el de efectuar la ruptura de la cáscara de la nuez y obtener la recuperación de las almendras.

La desfibración consiste de las siguientes partes:

- Secado de nueces.
- Trituración de nueces.
- Separación neumática.
- Separación mediante hidrociclones.
- Secado de almendras.

▪ **Recuperación de Almendra:**

El acondicionamiento de las nueces comienza en el esterilizador y la separación en la prensa de tornillos. Luego del prensado, las nueces y la fibra van por un transportador rompedor de torta (tornillo sinfín) calentado que posteriormente separa y remueve la humedad de la fibra. La fibra y las nueces pasan luego a una columna de separación neumática, llamada también columna desfibradora (winnowing sistem) provista de una pantalla (dámper) para realizar ajustes en la operación dependiendo del número de prensas que trabajen. La fibra es soplada hacia un ciclón cerca a la caldera y las nueces pasan hacia abajo a un tambor pulidor para remover las impurezas o fibras adheridas y retener piezas de hierro, el tambor está diseñado para procesar gran cantidad de almendras, las nueces son acondicionadas en silos de secado antes de ser trituradas en molinos de tipo ripple, luego de la ruptura, la mezcla triturada es separada en una columna doble de separación para una separación de tipo húmedo en hidrociclones. Las cáscaras y la almendra son lavadas y las almendras pasan a un silo secador de almendras para reducir la humedad a un 7% aproximadamente y minimizar el desarrollo del AGL durante el almacenamiento y despacho.

1.5.1. SINFINES ROMPEDORES DE TORTA 1 Y 2

Estos sinfines reciben la parte sólida proveniente de la sección de extracción la cual está compuesta por fibra y nuez, transportándolas hacia las columnas neumáticas.

1.5.2. COLUMNAS NEUMATICAS DE FIBRAS 1 Y 2

En estas columnas la fibra es impulsada hacia los ciclones de fibra por impulso con aire y la nuez pasa a los tambores pulidores cayendo por gravedad.

1.5.3. TAMBORES PULIDORES 1 Y 2

Los tambores pulidores reciben las nueces provenientes de las columnas neumáticas de fibra y allí se les retiran la mayor parte de las impurezas y luego pasan a los elevadores de nueces.

1.5.4. ELEVADORES NEUMATICOS DE NUEZ 1 Y 2

Estos elevadores reciben las nueces que salen de los tambores pulidores y por medio de un ventilador son transportadas hacia el silo de nuez donde se almacenan para empezar el proceso de extracción de aceite de palmiste.

1.5.5. CICLONES DE FIBRA 1 Y 2

Los ciclones reciben la fibra que fue impulsada por las columnas neumáticas, disminuyendo la velocidad con que venían por el aumento de la cavidad y luego la envían para las exclusas.

1.5.6. EXCLUSAS DE FIBRA 1 Y 2

Las exclusas reciben la fibra que sale de los ciclones y por medio de un eje con paletas (dosificador) vuelve uniforme el flujo que al llenar cada cavidad es enviando hacia el sinfín principal de fibras.

1.5.7. SINFÍN PRINCIPAL DE FIBRA

A este sinfín llega el flujo de fibras que sale de las exclusas y lo transporta distribuyéndolo para los sinfines de alimentación de las calderas VR-1 y VR-2, el flujo de fibra que sobra de la alimentación a las calderas es conducido

por un canal hacia las volquetas para ser transportado hacia las plantaciones.

1.5.8. SINFINES ALIMENTACIÓN CALDERAS VR-1 Y VR-2

Estos sinfines reciben el flujo proveniente del sinfín principal de fibras y lo alimentan como combustible para la producción de vapor por parte de las calderas.

1.6. CLARIFICACIÓN

Según la literatura es el proceso mediante el cual es separado y purificado el aceite presente en la mezcla líquida extraída en las prensas, esta mezcla contiene aceite, agua, lodos livianos y lodos pesados, donde para lograr esta separación es aprovechada la inmiscibilidad entre el agua y el aceite.

Este proceso se divide en dos partes:

1. Clarificación estática: se hace por medio de decantación y en ella según la literatura se logra separar el 90% del aceite aproximadamente, aquí las propiedades del fluido se comportan como se muestra en la tabla 29, para que la separación estática sea la más adecuada se debe mantener una temperatura del medio entre 90 y 95 °C.

Tabla 29. Propiedades clarificación estática.

| Temperatura | Viscosidad | Fricción | Aceite |
|--------------------|-------------------|-----------------|---------------|
| Aumenta | Disminuye | Disminuye | Sube |
| Disminuye | Aumenta | Aumenta | Baja |

2. Clarificación dinámica: se realiza por medio de centrifugación, en esta etapa se requiere movimiento por fuerza centrífuga para obtener la separación, donde según la literatura se recupera alrededor del 10% de

aceite, el comportamiento de las propiedades del fluido como se muestra en la tabla 30.

Tabla 30. Propiedades clarificación dinámica.

| Dilución | Viscosidad | Fricción | Aceite |
|-----------------|-------------------|-----------------|---------------|
| Aumenta | Disminuye | Disminuye | Sube |
| Disminuye | Aumenta | Aumenta | Baja |

Los lodos livianos poseen densidad similar a la del aceite, por tal motivo si se presenta mucha agua en el sistema estos tienden a subir con el aceite, los sólidos presentes en el aceite deben estar por el orden de 5.5% en peso.

1.6.1. TANQUE DESARENADOR

La función de este tanque consiste en recibir el líquido proveniente de la etapa de extracción, el cual contiene una cantidad de sólido y tratar de retirarlos de estos y luego el resultante hacerlo llegar al tamiz vibratorio de dos formas como agua lodosa y como aceite crudo o rojo, en la tabla 31 y en la tabla 32 se encuentran tabuladas las dimensiones del tanque y la temperatura que posee el fluido contenido respectivamente y en el esquema 6 el diagrama del equipo.

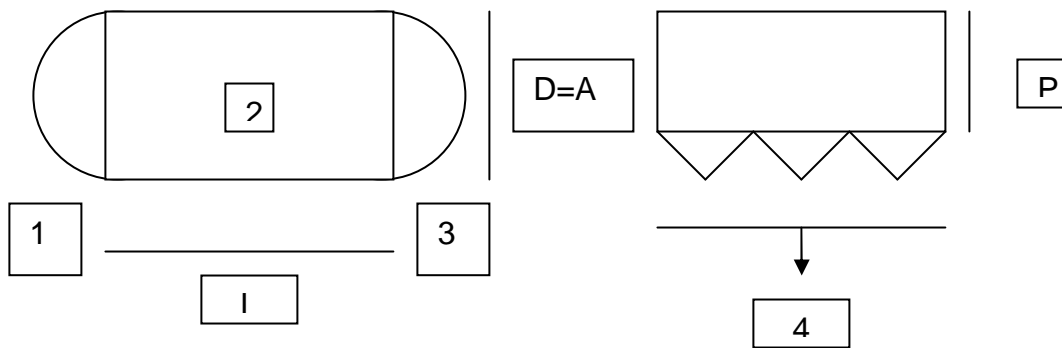
Tabla 31. Dimensiones del tanque desarenador.

| Dimensiones | | | |
|--------------------------------------|-----------------------------|------------------------|----------------------------------|
| Diámetro (m) | Área (m²) | Profundidad (m) | Volumen 1 (m³) |
| 1.80 | 1.2724 | 1.27 | 1.6159 |
| Diámetro (m) | Área (m²) | Profundidad (m) | Volumen 2 (m³) |
| 1.80 | 1.2724 | 1.27 | 1.6159 |
| Ancho (m) | Largo (m) | Profundidad (m) | Volumen 3 (m³) |
| 1.80 | 2.70 | 1.27 | 6.1722 |
| Diámetro a (m) | Diámetro b (m) | Altura (m) | Volumen 4 (m³) |
| 1.80 | 0.12 | 0.48 | 1.3083 |
| Volumen Total (m³) | | | |
| 10.7122 | | | |

Tabla 32. Temperaturas internas tanque desarenador.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|-----------------------------|-----------------------|------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 63 | 70 |
| T2 | 62 | |
| T3 | 64 | |
| T4 | 63 | |
| T5 | 64 | |
| Promedio | 63.2 | |

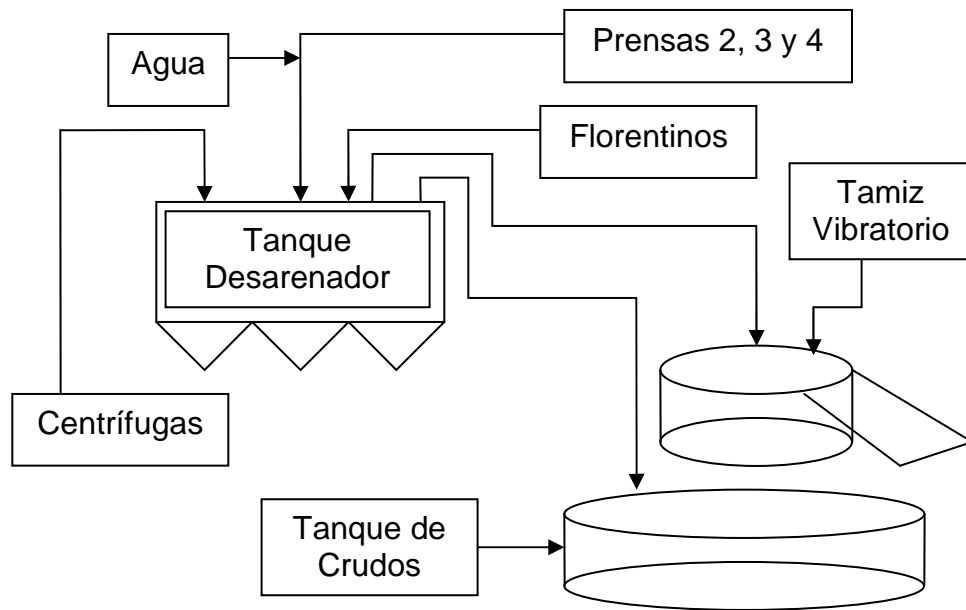
Esquema 6. Esquema tanque desarenador.



1.6.2. TAMIZ VIBRATORIO CIRCULAR

La función del tamiz circular es la de separar el fluido con contenido de aceite del sólido por medio de vibración, donde el sólido cae por una rampa hacia una bandeja y el fluido pasa directo al tanque de crudos.

Esquema 7. Figura de las llegadas de flujo al tamiz vibratorio.



En las tablas 33, 34, 35 y 36 se muestran los datos obtenidos de los flujos volumétricos y másicos que son enviados por los posos florentinos, centrifugas 1, 3, y 4, prensas 2, 3 y 4 y la adición de agua o dilución del sistema dentro del tamiz vibratorio, con el fin de esclarecer los valores individuales de los flujos enviados por cada equipo al sistema al final de la muestra de estas tablas se sugiere ir a la sección de pruebas no realizadas para saber porque el procedimiento indicado no se realizo con todas las centrifugas y todas las prensas como es debido y en el anexo 2 (esquema 13) se muestra el dibujo que ilustra la llegada de los flujos a los equipos correspondientes, la figura 4 que esta a continuación también ayuda con el entendimiento de que era lo que se quería.

Tabla 33. Cantidad enviada por Florentinos + Centrifugas 1, 3 y 4 +
Prensas 2, 3 y 4 + Agua

| Cantidad Enviada por Florentinos + Centrifugas 1, 3 y 4 + Prensas 2, 3 y 4 + Agua | | | | | | | | |
|---|------------------------|----------------------|-----------------|---------------------------|----------------|----------------------------|-------------------|---------------------|
| Diámetro (m) | Área (m ²) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m ³) | Tiempo (h) | Caudal (m ³ /h) | Peso afrecho (Kg) | Flujo másico (Kg/h) |
| 1.006 | 0.79485 | 0.61 – 0.53 | 0.08 | 0.063588 | 0.00687 | 9.2529 | 1.12 | 162.9749 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.61 – 0.53 | 0.08 | 0.063588 | 0.00681 | 9.3474 | 1.25 | 183.7485 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.59 – 0.516 | 0.074 | 0.058819 | 0.0068 | 8.6498 | 1.00 | 147.0588 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.603 – 0.525 | 0.078 | 0.061998 | 0.00683 | 9.0834 | 1.12333 | 164.5941 |

Tabla 34. Cantidad enviada por Centrifugas 1, 3 y 4+ Prensas 2, 3 y 4 + Agua

| Cantidad Enviada por Centrifugas 1, 3 y 4 + Prensas 2, 3 y 4 + Agua | | | | | | | | |
|---|------------------------|------------------------|-----------------|---------------------------|------------------|----------------------------|-------------------|---------------------|
| Diámetro (m) | Área (m ²) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m ³) | Tiempo (h) | Caudal (m ³ /h) | Peso afrecho (Kg) | Flujo másico (Kg/h) |
| 1.006 | 0.79485 | 0.58 – 0.54 | 0.04 | 0.031794 | 0.00683611 | 4.6509 | 0.8 | 117.0256 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.57 – 0.531 | 0.039 | 0.03099915 | 0.00681111 | 4.5513 | 1.0 | 146.8189 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.571 – 0.53 | 0.041 | 0.03258885 | 0.00681667 | 4.7808 | 0.6 | 88.0196 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.5736 – 0.5336 | 0.04 | 0.031794 | 0.0068213 | 4.6609 | 0.8 | 117.2880 |

Tabla 35. Cantidad enviada por Prensas 2, 3 y 4 + Agua

| Cantidad Enviada por Prensas 1, 2 y 3 + Agua | | | | | | | | |
|---|-----------------------------|------------------------|------------------------|--------------------------------|-------------------|---------------------------------|--------------------------|----------------------------|
| Diámetro (m) | Área (m²) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Peso afrecho (Kg) | Flujo másico (Kg/h) |
| 1.006 | 0.79485 | 0.548 – 0.528 | 0.02 | 0.015897 | 0.00686111 | 2.3169 | 0.5 | 72.8745 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.53 – 0.51 | 0.02 | 0.015897 | 0.0068 | 2.3377 | 0.3 | 44.1176 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.534 – 0.512 | 0.022 | 0.0174867 | 0.00679167 | 2.5747 | 0.4 | 58.8957 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.5373 – 0.5166 | 0.0207 | 0.0164269 | 0.00681759 | 2.4098 | 0.4 | 58.6293 |

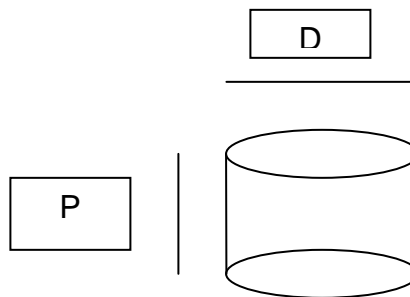
Tabla 36. Cantidad enviada pro Prensas 2, 3 y 4

| Cantidad Enviada por Prensas 2, 3 y 4 | | | | | | | | |
|--|-----------------------------|-----------------------|------------------------|--------------------------------|-------------------|---------------------------------|--------------------------|----------------------------|
| Diámetro (m) | Área (m²) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Peso afrecho (Kg) | Flujo másico (Kg/h) |
| 1.006 | 0.79485 | 0.536 – 0.52 | 0.016 | 0.0127176 | 0.00674167 | 1.8864 | 0.3 | 44.4994 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.544 – 0.528 | 0.016 | 0.0127176 | 0.00673056 | 1.8895 | 0.4 | 59.4305 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.547 – 0.53 | 0.017 | 0.01351245 | 0.00686389 | 1.9686 | 0.35 | 50.9915 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.5423 – 0.526 | 0.01633 | 0.01298255 | 0.0067787 | 1.9149 | 0.35 | 51.6404 |

1.6.3. TANQUE DE ACEITE CRUDO

La función de este tanque es la de recibir el líquido con contenido de aceite proveniente del tamiz vibratorio y del tanque desarenador para luego ser bombeado hacia clarificación pasando por las columnas precalentadoras, en este punto el aceite es llamado aceite crudo o rojo, en el esquema 8 se divide el tanque de crudos, en la tabla 37 se muestran las dimensiones del mismo y en la tabla 38 la temperatura del fluido contenido allí.

Esquema 8. Tanque de Crudos.



P y D son las dimensiones del tanque de crudos.

Tabla 37. Dimensiones del tanque de crudo.

| Dimensiones | |
|--------------------------------|---------------|
| Diámetro (m) | 2.012 |
| Área (m ²) | 3.1794 |
| Profundidad (m) | 0.920 |
| Volumen (m³) | 2.9251 |

Tabla 38. Temperaturas internas tanque de crudo.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|-----------------------------|-----------------------|------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 66 | No Sirve |
| T2 | 70 | |
| T3 | 68 | |
| T4 | 68 | |
| T5 | 66 | |
| Promedio | 67.6 | |

1.6.4. BOMBAS DE ACEITE CRUDO 1 Y 2

La función de estas bombas es la de sacar el aceite crudo del tanque para llevarlo a clarificación e impedir el llenado del mismo, estas bombas se encuentran en la parte inferior del tanque de crudo, además poseen retorno en el momento que no se recibe más en clarificación, en las tablas 39 y 40 se encuentran tabulados los valores correspondientes a la caracterización de estas bombas.

Tabla 39. Caudal bomba de crudo 1.

| Bomba de Crudo 1 | | | | | | | | |
|-------------------------|-----------------------------|-----------------------|------------------------|--------------------------------|-------------------|---------------------------------|----------------------|-------------------------|
| Diámetro (m) | Área (m²) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Potencia (HP) | Temperatura (°C) |
| 1.006 | 0.79485 | 0.576 – 0.480 | 0.096 | 0.07630 | 0.00697 | 10.9486 | 4 | .55 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.577 – 0.482 | 0.095 | 0.07551 | 0.00654 | 11.5529 | 4 | 55 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.579 – 0.482 | 0.097 | 0.07710 | 0.00671 | 11.5028 | 4 | 56 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.588 – 0.492 | 0.096 | 0.07630 | 0.00754 | 10.1216 | 4 | 57 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.575 – 0.479 | 0.096 | 0.07630 | 0.00738 | 10.3426 | 4 | 56 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.579 – 0.483 | 0.096 | 0.07630 | 0.00703 | 10.8937 | 4 | 55.8 |

Tabla 40. Caudal bomba de crudo 2.

| Bomba de Crudo 2 | | | | | | | | |
|-------------------------|-----------------------------|-----------------------|------------------------|--------------------------------|-------------------|---------------------------------|----------------------|-------------------------|
| Diámetro (m) | Área (m²) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Potencia (HP) | Temperatura (°C) |
| 1.006 | 0.7948 | 0.583 – 0.486 | 0.097 | 0.0771 | 0.0078 | 9.9520 | 4 | 48 |
| 1.006 | 0.7948 | 0.590 – 0.492 | 0.098 | 0.0778 | 0.0081 | 9.6598 | 4 | 48 |
| 1.006 | 0.7948 | 0.581 – 0.483 | 0.098 | 0.0779 | 0.0077 | 10.1163 | 4 | 49 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.580 – 0.490 | 0.096 | 0.0763 | 0.0076 | 10.1104 | 4 | 47 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.586 – 0.489 | 0.097 | 0.0771 | 0.0077 | 10.0712 | 4 | 48 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.584 – 0.488 | 0.0972 | 0.07726 | 0.0078 | 9.9819 | 4 | 48 |

1.6.5. COLUMNAS PRECALENTADORAS 1 Y 2

La función de estas columnas es la de hacer alcanzar al aceite crudo la temperatura adecuada antes de hacer su ingreso a clarificación en los clarificadores vertical (#1) y horizontal (#2), para que esta etapa se lleve a cabo de la mejor forma posible y cumpla con su objetivo, que es el de separar el aceite de los lodos livianos, pesados y del agua, en las tablas 41 y 42 se encuentran los datos de las temperaturas que manejan las columnas precalentadoras, tomadas por medio del termómetro de laser y comparándolas con las del dispositivo de medición que poseen.

Tabla 41. Temperaturas externas columna precalentadora 1.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 66 | No Tiene |
| T2 | 65 | |
| T3 | 65 | |
| T4 | 64 | |
| T5 | 63 | |
| Promedio | 64.6 | |

Tabla 42. Temperaturas externas columna precalentadora 2.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 75 | 78 |
| T2 | 76 | |
| T3 | 76 | |
| T4 | 75 | |
| T5 | 74 | |
| Promedio | 75.2 | |

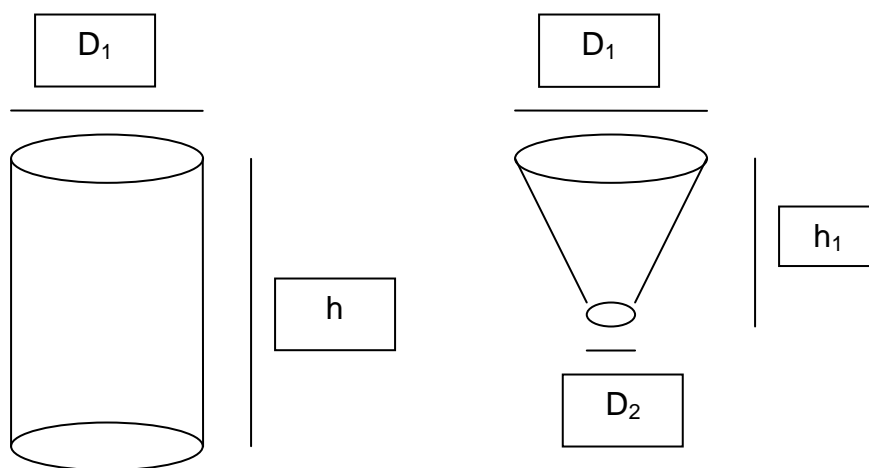
1.6.6. AGITADOR DE FUERZAS CORTANTES

El objetivo del agitador es el de hacer a través del giro de sus aspas salir la capa de aceite hacia la parte superior del tanque clarificador vertical y hacer mas móviles los lodos entrantes para proporcionar una mejor separación en el recipiente y garantizar que lo que salga para el tanque de lodos posea el menor contenido de aceite posible.

1.6.7. CLARIFICADOR VERTICAL Y HORIZONTAL

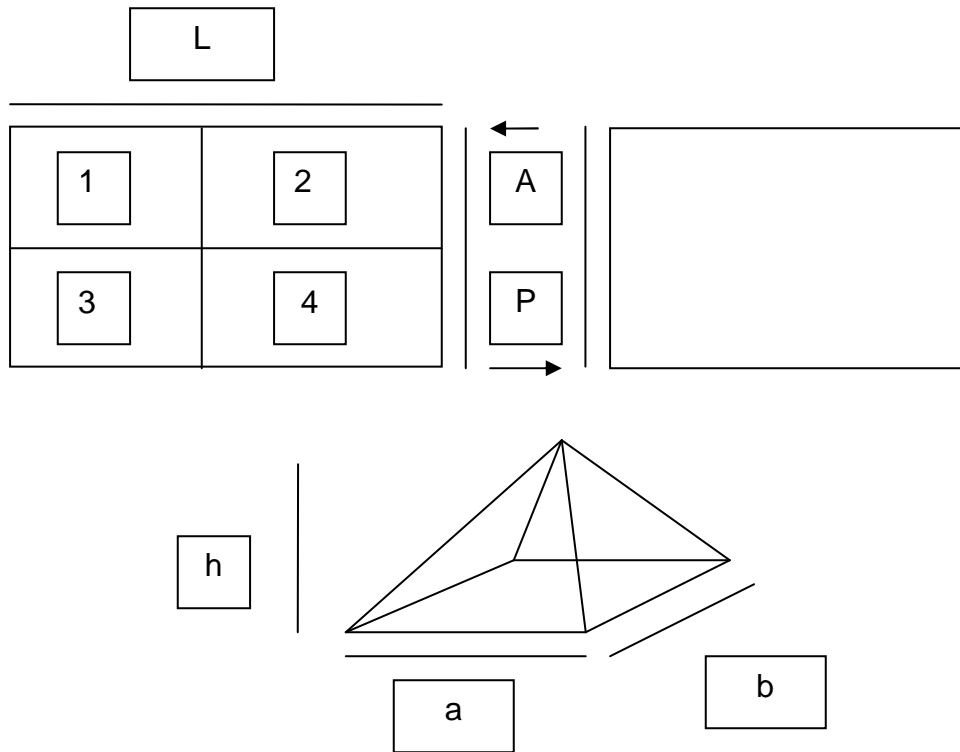
Su función es la de recuperar y purificar el aceite proveniente de la etapa de extracción o sea del aceite crudo, por decantación, aprovechamiento de la inmiscibilidades entre el agua y el aceite y de las diferencias de densidades del aceite, agua, lodos livianos y lodos pesados lo cual facilita su separación, en los esquemas 9 y 10 se encuentran representados los tipos de clarificadores, en las tablas 43 y 44 las dimensiones y en las tablas 44 y 45 las temperaturas que maneja el fluido contenido en ellos en forma de tablas respectivamente.

Esquema 9. Clarificador Vertical.



D_1 , D_2 , h y h_1 son las dimensiones del clarificador vertical.

Esquema 10. Clarificador Horizontal.



L, A, P, h, a, y b son las dimensiones que se dan para el clarificador horizontal.

Tabla 43. Dimensiones clarificador vertical.

| Dimensiones | | |
|--------------------------------------|----------------|------|
| Unidad / Figura | CILINDRO | CONO |
| Diámetro 1 (m) | 4.20 | 4.20 |
| Diámetro 2 (m) | - | 0.29 |
| Área (m ²) | 13.8545 | - |
| Altura (m) | 5.06 | 1.35 |
| Volumen (m ³) | 70.1036 | 6.70 |
| Volumen Total (m³) | 76.8036 | |

Tabla 44. Dimensiones clarificador horizontal.

| Dimensiones | | | |
|--------------------------------------|------------------|------------------------|----------------------------------|
| Ancho (m) | Largo (m) | Profundidad (m) | Volumen 1 (m³) |
| 2.62 | 2.50 | 2.40 | 15.72 |
| Ancho (m) | Largo (m) | Profundidad (m) | Volumen 2 (m³) |
| 2.62 | 3.03 | 2.40 | 19.0526 |
| Ancho (m) | Largo (m) | Profundidad (m) | Volumen 3 (m³) |
| 2.43 | 2.50 | 2.40 | 14.58 |
| Ancho (m) | Largo (m) | Profundidad (m) | Volumen 4 (m³) |
| 2.43 | 3.03 | 2.40 | 17.6710 |
| Altura (m) | Ancho (m) | Profundidad (m) | Volumen 5 (m³) |
| 0.63 | 2.50 | 2.40 | 1.26 |
| Altura (m) | Ancho (m) | Profundidad (m) | Volumen 6 (m³) |
| 0.63 | 3.03 | 2.40 | 1.5271 |
| Altura (m) | Ancho (m) | Profundidad (m) | Volumen 7 (m³) |
| 0.63 | 2.50 | 2.40 | 1.26 |
| Altura (m) | Ancho (m) | Profundidad (m) | Volumen 8 (m³) |
| 0.63 | 3.03 | 2.40 | 1.5271 |
| Volumen Total (m³) | | | |
| 72.5978 | | | |

Tabla 45. Temperaturas internas clarificador vertical.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 80 | 84 |
| T2 | 81 | |
| T3 | 81 | |
| T4 | 79 | |
| T5 | 80 | |
| Promedio | 80.2 | |

Tabla 46. Temperaturas internas clarificador horizontal.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 80 | 85 ± 10 |
| T2 | 81 | |

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|----------------------------------|-----------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T3 | 82 | |
| T4 | 82 | |
| T5 | 83 | |
| Promedio | 81.6 | |

1.6.8. BOMBAS DESLIDADORAS 1 Y 2

La función de estas bombas es la de sacar lodos del tanque inferior para llevarlo al tanque superior del mismo equipo luego de que llegan los lodos provenientes de clarificación para que se pueda enviar a centrifugación y recuperar residuos de aceite en la sección, las bombas se encuentran en la parte inferior del tanque de lodos, en las tablas 47 y 48 se encuentran los valores de la caracterización de estas bombas de acuerdo con las pruebas realizadas.

Tabla 47. Caudal bomba desarenadora 1.

| Bomba Desarenadora 1 | | | | | | | |
|-----------------------------|-----------------------------|------------------------|--------------------------------|-------------------|---------------------------------|----------------------|-------------------------|
| Diámetro (m) | Área (m²) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Potencia (HP) | Temperatura (°C) |
| 2.65 | 5.5155 | 0.256 | 1.41196 | 0.1006 | 14.0226 | 4 | 53 |
| 2.65 | 5.5155 | 0.256 | 1.41196 | 0.1010 | 13.9725 | 4 | 52 |
| 2.65 | 5.5155 | 0.256 | 1.41196 | 0.0998 | 14.1400 | 4 | 54 |
| 2.65 | 5.5155 | 0.256 | 1.41196 | 0.1012 | 13.9510 | 4 | 53 |
| 2.65 | 5.5155 | 0.256 | 1.41196 | 0.1004 | 14.0629 | 4 | 54 |
| 2.65 | 5.5155 | 0.256 | 1.41196 | 0.1007 | 14.0298 | 4 | 53.2 |

Tabla 48. Caudal bomba desarenadora 2.

| Bomba Desarenadora 2 | | | | | | | |
|-----------------------------|-----------------------------|------------------------|--------------------------------|-------------------|---------------------------------|----------------------|-------------------------|
| Diámetro (m) | Área (m²) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Potencia (HP) | Temperatura (°C) |
| 2.65 | 5.5154715 | 0.256 | 1.41196 | 0.07319 | 19.2905 | 4 | 46 |
| 2.65 | 5.5154715 | 0.256 | 1.41196 | 0.07171 | 19.6888 | 4 | 45 |
| 2.65 | 5.5154715 | 0.256 | 1.41196 | 0.07432 | 18.9978 | 4 | 45 |
| 2.65 | 5.5154715 | 0.256 | 1.41196 | 0.07232 | 19.5216 | 4 | 47 |
| 2.65 | 5.5154715 | 0.256 | 1.41196 | 0.07456 | 18.9369 | 4 | 46 |
| 2.65 | 5.5154715 | 0.256 | 1.41196 | 0.07322 | 19.2872 | 4 | 45.8 |

1.6.9. CICLÓN DESARENADOR

El ciclón desarenador cumple con el propósito de sacar la arena que viene en los lodos de clarificación para poder enviar en la forma más adecuada los lodos a centrifugación y así conseguir la recuperación posterior por medio de las centrifugas.

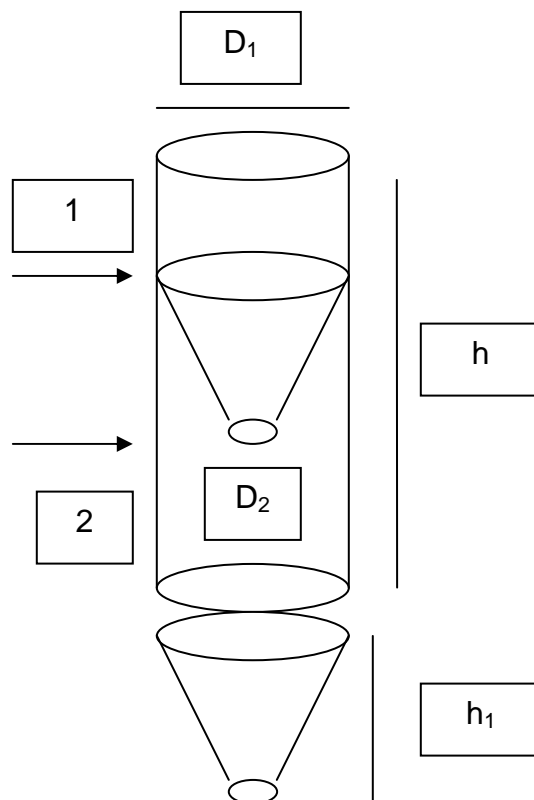
1.6.10. TAMIZ DE LODOS

Este equipo sirve para retener los lodos que provienen de los clarificadores y dejar pasar el líquido hacia el tanque inferior de lodos, el que está compuesto por dos secciones donde la una alimenta a la otra por bombeo en la parte baja del mismo.

1.6.11. TANQUE DE LODOS

En este tanque se concentran todos los lodos que provienen de los clarificadores, estos llegan a la sección superior del mismo y luego se dirigen hacia los filtros cepillo para pasar a centrifugación, pero antes pasan por el tamiz de lodos, para allí recuperar lo que no se logro en clarificación, en el esquema 11 se encuentran el bosquejo del tanque de lodos, en la tabla 49 las dimensiones y en la tabla 50 las temperaturas que maneja el fluido contenido en el.

Esquema 11. Tanque de Lodos.



D_1 , D_2 , h y h_1 son las variables de dimensiones que se dan para caracterizar este tanque.

Tabla 49. Dimensiones tanque de lodos.

| Dimensiones | | | | | |
|--|----------------|-----------|---------------|-----------|-----------|
| Unidad / Figura | CILINDRO 1 | CONO 1 | CILINDRO 2 | CONO 2 | CONO 1 |
| Diámetro 1 (m) | 2.65 | 2,65 | 2.65 | 2.65 | 2.65 |
| Diámetro 2 (m) | - | 0,16 | - | 0.16 | 0.16 |
| Área (m ²) | 5.5155 | - | 5.5155 | - | - |
| Altura (m) | 2.75 | 0,75 | 4.88 | 1.26 | 0.75 |
| Volumen (m ³) | 15.1675 | 5,8686 | 26.9155 | 2.4648 | 5.8686 |
| Volumen Total a (m ³) | 21.0361 | | 23.5117 | | |
| Volumen Total b (m³) | 44.5478 | | | | |

Tabla 50. Temperaturas internas tanque de lodos.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 90 | 86 |
| T2 | 90 | |
| T3 | 91 | |
| T4 | 92 | |
| T5 | 92 | |
| Promedio | 91 | |

1.6.12. FILTROS CEPILLO 1, 2, 3 Y 4

La función de los filtros cepillo es la de homogenizar los residuos sólidos por medio de unas cerdas que producen una especie de rompimiento de los sólidos dentro del líquido, para que cuando el líquido saliente de ellos pase a centrifugación la separación por fuerza centrífuga sea la más apropiada.

1.6.13. CENTRIFUGAS DE LODOS 1, 2, 3 Y 4

El trabajo de las centrifugas consiste en tratar de recuperar el aceite que no pudo ser recuperado en la etapa de clarificación que según la literatura es del orden del 10% y es conocida como clarificación dinámica, que gracias a la fuerza centrífuga que ejerce por el giro logra separar el aceite de los lodos pesados y livianos cumpliendo con tal objetivo, estos lodos ya vienen más homogéneas luego de su paso por los filtros cepillo.

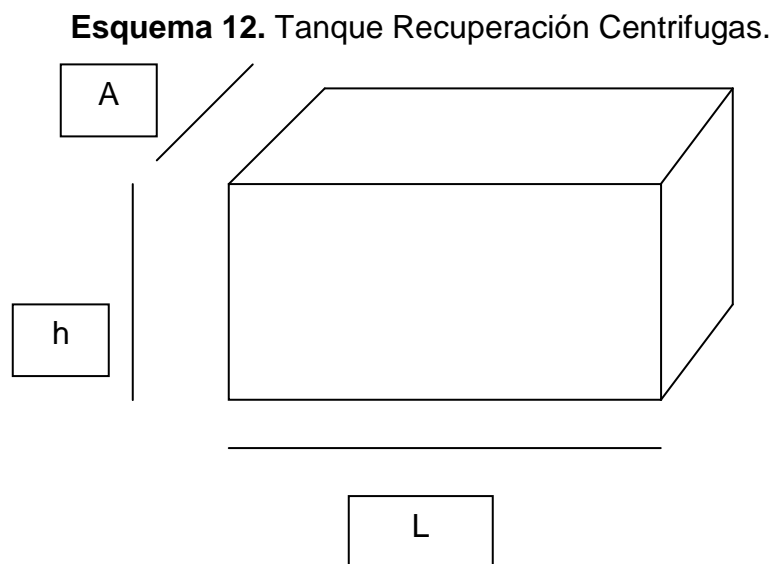
Capacidades de las centrifugas:

- a) Centrifuga (1) 3000 L/h.
- b) Centrifuga (2) 12000 L/h.
- c) Centrifuga (3) 6000 L/h.
- d) Centrifuga (4) 6000 L/h.

Los datos de la capacidad de flujo de las centrifugas se obtuvieron de la información suministrada por un ingeniero de la compañía INAL (Industrias Acuña Limitada) quien realizo las medidas de estos flujos, en la sección de pruebas no realizadas se dará la explicación del porque no se midieron estos flujos.

1.6.14. TANQUE DE RECUPERACIÓN CENTRIFUGA

En este tanque se hace la recepción del aceite que fue recuperado por medio de las centrifugas y se almacena allí hasta que es bombeado para ser dirigido al tanque desarenador, es decir al inicio del proceso, para volver a hacer el ciclo nuevamente, además recibe lo que se recupera en florentinos, en el esquema 12 se encuentra el dibujo del tanque de recuperación de centrifuga, en la tabla 51 las dimensiones y en la tabla 52 las temperaturas que maneja el fluido contenido.



A, h y L son las dimensiones para el tanque de recuperación de centrifugas, este mismo esquema se utiliza para expresar las dimensiones del tanque recolector de purgas y tanque de aceite terminado.

Tabla 51. Dimensiones tanque recuperación centrifugas.

| Dimensiones | |
|--------------------------------|-------------|
| Ancho (m) | 1.00 |
| Largo (m) | 1.50 |
| Área (m ²) | 1.50 |
| Alto (m) | 0.59 |
| Volumen (m³) | 0.89 |

Tabla 52. Temperaturas internas tanque recuperación centrifugas.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 50 | No tiene |
| T2 | 51 | |
| T3 | 51 | |
| T4 | 52 | |
| T5 | 52 | |
| Promedio | 51.2 | |

1.6.15. BOMBA DE RECUPERACIÓN CENTRIFUGA

El trabajo que realiza esta bomba es el de retirar el aceite recuperado de centrifugas y el aceite recuperado de florentinos y llevarlo al proceso nuevamente haciéndolo llegar al tanque desarenador que es en el que inicia la etapa de clarificación, en la tabla 53 se encuentra la caracterización de la bomba de acuerdo con las pruebas establecidas .

Tabla 53. Caudal bomba de recuperación centrifugas.

| Bomba de Recuperación Centrifugas | | | | | | | | |
|--|------------------|------------------------|------------------------|--------------------------------|-------------------|---------------------------------|----------------------|-------------------------|
| Ancho (m) | Largo (m) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Potencia (HP) | Temperatura (°C) |
| 1 | 1.5 | 0.365 – 0.295 | 0.07 | 0.105 | 0.00429 | 24.4660 | 3.7 | 49 |
| 1 | 1.5 | 0.355 – 0.285 | 0.07 | 0.105 | 0.00417 | 25.1497 | 3.7 | 49 |
| 1 | 1.5 | 0.343 – 0.275 | 0.068 | 0.102 | 0.00433 | 23.5083 | 3.7 | 47 |
| 1 | 1.5 | 0.364 – 0.292 | 0.072 | 0.108 | 0.00438 | 24.6387 | 3.7 | 48 |
| 1 | 1.5 | 0.349 – 0.284 | 0.065 | 0,0975 | 0.0044 | 22.4137 | 3.7 | 47 |
| 1 | 1.5 | 0.3552 – 0.2862 | 0.069 | 0.1035 | 0.00431 | 24.0353 | 3.7 | 48 |

1.6.16. TANQUE RECOLECTOR DE PURGAS

El propósito de este tanque es el de hacer la recepción de las purgas provenientes de los clarificadores vertical, horizontal y del tanque sedimentador y dirigirlos al tanque de lodos a través de bombeo para seguir con la recuperación, el esquema 12 presenta el dibujo del equipo, en la tabla 54 están las dimensiones y en la tabla 55 se encuentran las temperaturas que maneja el fluido contenido en el.

Tabla 54. Dimensiones tanque recolector de purgas.

| Dimensiones | |
|--------------------------------|-------------|
| Ancho (m) | 0.93 |
| Largo (m) | 2.00 |
| Área (m ²) | 1.86 |
| Alto (m) | 0.77 |
| Volumen (m³) | 1.43 |

Tabla 55. Temperaturas internas tanque recolector de purgas.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|-----------------------------|-----------------------|------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 38 | No Tiene |
| T2 | 37 | |
| T3 | 37 | |
| T4 | 38 | |
| T5 | 36 | |
| Promedio | 37.2 | |

1.6.17. BOMBA RECOLECTORA DE PURGAS

La función de esta bomba es la de retirar las purgas que provienen de los tanques clarificadores y del tanque sedimentador y dirigirlos al tanque desarenador para que comience el ciclo de clarificación desde el inicio y así lograr una mejor recuperación y purificación del aceite, en la tabla 56 se encuentran los valores para la caracterización de la bomba de acuerdo con las pruebas establecidas para esta.

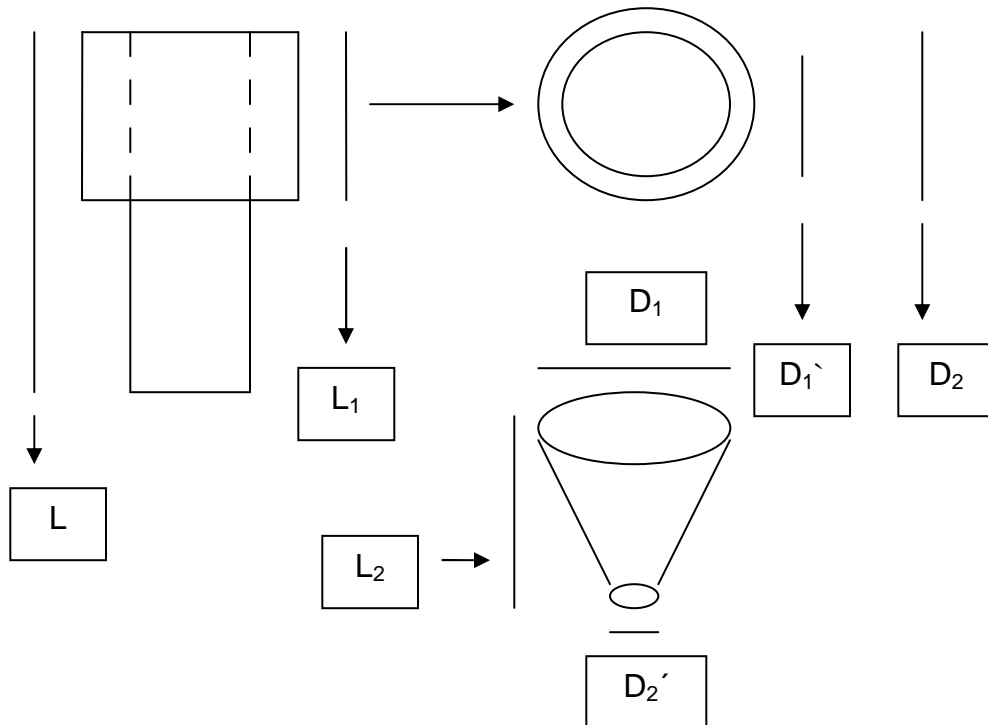
Tabla 56. Caudal bomba recolectora de purgas.

| Bomba Recolectora de Purgas | | | | | | | | |
|------------------------------------|------------------|------------------------|------------------------|--------------------------------|-------------------|---------------------------------|----------------------|-------------------------|
| Ancho (m) | Largo (m) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Potencia (HP) | Temperatura (°C) |
| 0.93 | 2 | 0.519 – 0.419 | 0.1 | 0.186 | 0.006128 | 30.3535 | 3.6 | 35 |
| 0.93 | 2 | 0.419 – 0.349 | 0.07 | 0.1302 | 0.006133 | 21.2282 | 3.6 | 34 |
| 0.93 | 2 | 0.450 – 0.364 | 0.086 | 0.15996 | 0.006308 | 25.3569 | 3.6 | 37 |
| 0.93 | 2 | 0.428 – 0.346 | 0.082 | 0.15252 | 0.005938 | 25.6815 | 3.6 | 36 |
| 0.93 | 2 | 0.512 – 0.426 | 0.086 | 0.15996 | 0.006116 | 26.1514 | 3.6 | 35 |
| 0.93 | 2 | 0.4656 – 0.3808 | 0.0848 | 0.157728 | 0.006125 | 25.7543 | 3.6 | 35.4 |

1.6.18. TANQUE SEDIMENTADOR

La operación que realiza el tanque sedimentador es la de hacer el ultimo retiro de los lodos que acompañan al aceite y separarlo en dos fases la que va como sedimento al tanque de purgas y la que va como aceite al tanque de aceite terminado, en el esquema 13 se encuentra el tanque sedimentador, en la tabla 57 las dimensiones y en la tabla 58 las temperaturas que maneja el fluido contenido.

Esquema 13. Tanque Sedimentador.



L , L_1 , L_2 , D_1 , D_2 , D_1' y D_2' son las dimensiones correspondientes para el tanque sedimentador.

Tabla 57. Dimensiones tanque sedimentador.

| Dimensiones | | | |
|---|-------------------|-------------------|-------------|
| Unidad / Figura | CILINDRO 1 | CILINDRO 2 | CONO |
| Diámetro 1 (m) | 2.17 | 2.17 | 1.77 |
| Diámetro 2 (m) | - | 1.77 | 0.09´ |
| Área 1 (m ²) | 3.6984 | 3.6984 | - |
| Área 2 (m ²) | - | 2.4606 | - |
| Área 1 (m ²) - Área 2 (m ²) | - | 1.2378 | - |
| Altura (m) | 3.07 | 1.12 | 0,48 |
| Volumen (m ³) | 11.3540 | 1.3863 | - |
| Volumen Total a (m ³) | 12.7403 | | 1.6589 |
| Volumen Total b (m³) | 14.3992 | | |

Tabla 58. Temperaturas internas tanque sedimentador.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 33 | 40 |
| T2 | 33 | |
| T3 | 34 | |
| T4 | 34 | |
| T5 | 35 | |
| Promedio | 33.8 | |

1.6.19. SECADOR ATMOSFÉRICO DE ACEITE

El objetivo del secador es el de retirar las ultimas cantidades de humedad presentes en el aceite antes de que llegue al tanque de aceite terminado y así concluya la esterilización.

1.6.20. TANQUE DE ACEITE TERMINADO

La función de este tanque es la de recibir el aceite luego de concluido el proceso de clarificación que se conoce como aceite terminado y ser bombeado a los tanques de almacenamiento, en el esquema 12 se

encuentra el tanque de aceite terminado, en la tabla 59 las dimensiones y en la tabla 60 las temperaturas que maneja el fluido contenido en el.

Tabla 59. Dimensiones tanque de aceite terminado.

| Dimensiones | |
|--------------------------------|--------------|
| Ancho (m) | 0.93 |
| Largo (m) | 2.00 |
| Área (m ²) | 1.86 |
| Alto (m) | 0.98 |
| Volumen (m³) | 1.823 |

Tabla 60. Temperaturas internas tanque de aceite terminado.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 85 | 85 |
| T2 | 86 | |
| T3 | 89 | |
| T4 | 89 | |
| T5 | 88 | |
| Promedio | 87.4 | |

1.6.21. BOMBAS DE ACEITE TERMINADO 1 Y 2

La función de estas bombas es la de sacar el aceite del tanque de aceite terminado proveniente de la etapa de clarificación y hacen llegar el aceite terminado a los tanques de almacenamiento, en las tablas 61 y 62 se encuentra la caracterización de las bombas de acuerdo con las pruebas establecidas para esta.

Tabla 61. Caudal bomba de aceite terminado 1.

| Bomba de Aceite Terminado 1 | | | | | | | | |
|------------------------------------|------------------|-----------------------|------------------------|--------------------------------|-------------------|---------------------------------|----------------------|-------------------------|
| Ancho (m) | Largo (m) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Potencia (HP) | Temperatura (°C) |
| 0.93 | 2 | 0.462 – 0.438 | 0.024 | 0.04464 | 0.00597 | 7.4676 | 3.6 | 38 |
| 0.93 | 2 | 0.443 – 0.418 | 0.025 | 0.0465 | 0.00606 | 7.6683 | 3.6 | 37 |
| 0.93 | 2 | 0.525 – 0.497 | 0.028 | 0.05208 | 0.00604 | 8.6241 | 3.6 | 41 |
| 0.93 | 2 | 0.515 – 0.481 | 0.034 | 0.06324 | 0.00595 | 10,618 | 3.6 | 38 |
| 0.93 | 2 | 0.485 – 0.458 | 0.027 | 0.05022 | 0.00605 | 8.2970 | 3.6 | 39 |
| 0.93 | 2 | 0.486 – 0.4584 | 0.0276 | 0.051336 | 0.00601 | 8.5351 | 3.6 | 38.6 |

Tabla 62. Caudal bomba de aceite terminado 2.

| Bomba de Aceite Terminado 2 | | | | | | | | |
|------------------------------------|------------------|------------------------|------------------------|--------------------------------|-------------------|---------------------------------|----------------------|-------------------------|
| Ancho (m) | Largo (m) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Potencia (HP) | Temperatura (°C) |
| 0.93 | 2 | 0.598 – 0.568 | 0.03 | 0.0558 | 0.00446 | 12.4925 | 15 | 44 |
| 0.93 | 2 | 0.568 – 0.540 | 0.028 | 0.05208 | 0.00446 | 11.6742 | 15 | 44 |
| 0.93 | 2 | 0.540 – 0.492 | 0.048 | 0.08928 | 0.00457 | 19.5266 | 15 | 43 |
| 0.93 | 2 | 0.492 – 0.458 | 0.034 | 0.06324 | 0.004469 | 14.1494 | 15 | 45 |
| 0.93 | 2 | 0.458 – 0.429 | 0.029 | 0.05394 | 0.004397 | 12.2668 | 15 | 43 |
| 0.93 | 2 | 0.5312 – 0.4974 | 0.0338 | 0.062868 | 0.004473 | 14.0219 | 15 | 43.8 |

1.6.22. TANQUES DE ALMACENAMIENTO 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8 Y 9

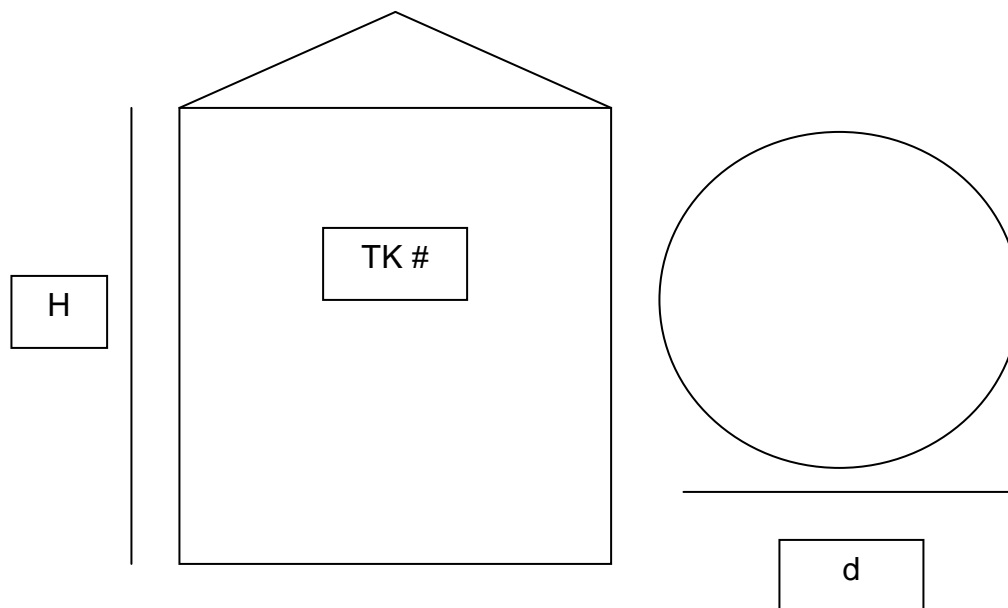
El trabajo que realizan estos tanques es el de almacenar los aceites terminados provenientes del proceso o sea los aceites de palma y palmiste y el agua de los pozos o de vivero para ser utilizada en el proceso.

Que están almacenando los tanques en estos momentos:

- a) Tanque (1) (Aceite) en el momento Vacío.
- b) Tanque (2) (Aceite Recuperado) en el momento recibe Agua.
- c) Tanque (3) (Aceite) en el momento Vacío.
- d) Tanque (4) (Aceite) recibe Aceite de Palma.
- e) Tanque (5) (Aceite) recibe Aceite de Palma.
- f) Tanque (6) (Aceite) en el momento Vacío.
- g) Tanque (7) (Aceite) recibe Aceite de Palmiste.
- h) Tanque (8) (Aceite) en el momento Vacío.
- i) Tanque (9) (Aceite) recibe Agua.

En el esquema 14 se encuentra el bosquejo del tipo de tanques de almacenamiento empleados en la planta y en la tabla 63 las capacidades parciales y total de almacenamiento dentro de la planta, en la tabla 64 se encuentran las densidades del aceite en función de la temperatura, esta es utilizada con el fin de saber la cantidad real de aceite que es despachado en cada venta, por medio de formulas aplicadas en el laboratorio.

Esquema 14. Tanques de Almacenamiento.



H y d son las dimensiones tomadas para todos los tanques de almacenamiento.

Tabla 63. Capacidades tanques de almacenamiento.

| Tanque (No) | Capacidad (Ton) | Formulas H=Altura (m) D=Densidad (Kg/L) |
|--------------------------------------|-----------------|--|
| 1 | 105 | $[(16.4173 * H) + 1.6417] * D$ |
| 2 | 120 | $[(25.51 * H) + 1.3] * D$ |
| 3 | 305 | $[(47.41 * H) + 5.5] * D$ |
| 4 | 310 | $[(47.41 * H) + 5.5] * D$ |
| 5 | 310 | $[(47.41 * H) + 5.5] * D$ |
| 6 | 310 | $[(47.41 * H) + 5.5] * D$ |
| 7 | 310 | $[(47.41 * H) + 5.5] * D$ |
| 8 | 310 | $83.48 * H * D$ |
| 9 | 550 | $90.42 * H * D$ |
| Capacidad Total Almacenamiento (Ton) | | 2630 |

Tabla 64. Densidad del aceite crudo de palma de acuerdo a la temperatura.

| Temperatura (°C) | Densidad (Kg/L) | Temperatura (°C) | Densidad (Kg/L) | Temperatura (°C) | Densidad (Kg/L) |
|------------------|-----------------|------------------|-----------------|------------------|-----------------|
| 25 | 0.9056 | 45 | 0.8839 | 65 | 0.8711 |
| 26 | 0.9036 | 46 | 0.8832 | 66 | 0.8706 |
| 27 | 0.9019 | 47 | 0.8824 | 67 | 0.8702 |
| 28 | 0.9004 | 48 | 0.8817 | 68 | 0.8697 |
| 29 | 0.8991 | 49 | 0.8810 | 69 | 0.8693 |
| 30 | 0.8976 | 50 | 0.8804 | 70 | 0.8689 |
| 31 | 0.8966 | 51 | 0.8796 | 71 | 0.8686 |
| 32 | 0.8954 | 52 | 0.8790 | 72 | 0.8683 |
| 33 | 0.8944 | 53 | 0.8783 | 73 | 0.8680 |
| 34 | 0.8933 | 54 | 0.8776 | 74 | 0.8678 |
| 35 | 0.8923 | 55 | 0.8770 | 75 | 0.8676 |
| 36 | 0.8913 | 56 | 0.8763 | 76 | 0.8673 |
| 37 | 0.8907 | 57 | 0.8757 | 77 | 0.8671 |
| 38 | 0.8895 | 58 | 0.8751 | 78 | 0.8669 |
| 39 | 0.8887 | 59 | 0.8744 | 79 | 0.8667 |
| 40 | 0.8878 | 60 | 0.8739 | 80 | 0.8665 |
| 41 | 0.8870 | 61 | 0.8733 | - | - |
| 42 | 0.8863 | 62 | 0.8727 | 90 | 0.8598 |
| 43 | 0.8854 | 63 | 0.8721 | - | - |
| 44 | 0.8846 | 64 | 0.8716 | 98 | 0.8493 |

1.6.23. BOMBAS DE DESPACHO 1 Y 2

Las bombas de despacho realizan la acción de llenado de los carro-tanques por medio de la succión del producto terminado de los tanques de almacenamiento, este producto puede ser aceite de palma o palmiste según corresponda al cargue y lo retiran del tanque que se encuentre apto para dicha operación y de acuerdo con los requerimientos expresados por el cliente, en las tablas 65 y 66 se encuentra la caracterización de las bombas de acuerdo con las pruebas establecidas para esta.

Tabla 65. Caudal bomba de despacho 1.

| Bomba de Despachos 1 | | | | |
|-----------------------------|------------------------|----------|----------|-----------------|
| Dimensiones/Forma | Formula | | | |
| | 1 | 2 | 3 | Promedio |
| Altura Inicial (m) | 3.793 | 2.922 | 2.04 | - |
| Altura Final (m) | 2.922 | 2.04 | 1.181 | - |
| Dif. Alturas (m) | 0.871 | 0.882 | 0.859 | 0.870667 |
| Masa Inicial (Kg) | 158900 | 122640 | 85950 | - |
| Masa Final (Kg) | 122790 | 86120 | 50460 | - |
| Dif. Masa (Kg) | 36110 | 36520 | 35490 | 36040 |
| Densidad (Kg/L) | 0.8744 | 0.8733 | 0.8716 | 0.8731 |
| Volumen (L) | 41296.9 | 41818.39 | 40718.22 | 41277.84 |
| Tiempo (h) | 0.6846 | 0.6847 | 0.7066 | 0.691967 |
| Caudal (L/h) | 60317.3 | 61076.48 | 57628.05 | 59673.94 |
| Temperatura Tanque (°C) | 59 | 61 | 64 | 61.33333 |
| Temperatura Bomba (°C) | 57 | 56 | 57 | 56,66667 |
| Potencia (HP) | 15 | 15 | 15 | 15 |
| Dimensiones/Forma | Bascula y Carga | | | |
| | 1 | 2 | 3 | Promedio |
| Masa (Kg) | 35870 | 36050 | 34860 | 35593.33 |
| Densidad (Kg/L) | 0.8776 | 0.8757 | 0.8739 | 0.875733 |
| Volumen (L) | 40872.84 | 41167.07 | 39890.15 | 40643.35 |
| Tiempo (h) | 0.6846 | 0.6847 | 0.7066 | 0.691967 |
| Caudal (L/h) | 59697.91 | 60125.22 | 56456.09 | 58759.74 |
| Temperatura Aceite (°C) | 54 | 57 | 60 | 57 |

Tabla 66. Caudal bomba de despacho 2.

| Bomba de Despachos 2 | | | | |
|-----------------------------|-----------------------------|-----------------------------|-----------------------------|-----------------------------|
| Dimensiones/Forma | Formula | | | |
| | 1 | 2 | 3 | Promedio |
| Altura Inicial (m) | 5.267 | 7.003 | 6.020 | - |
| Altura Final (m) | 4.429 | 6.159 | 5.168 | - |
| Dif. Alturas (m) | 0.838 | 0.844 | 0.852 | 0.8447 |
| Masa Inicial (Kg) | 220330 | 292410 | 251600 | - |
| Masa Final (Kg) | 185540 | 257370 | 216220 | - |
| Dif. Masa (Kg) | 34790 | 35040 | 35380 | 35070 |
| Densidad (Kg/L) | 0.8757 | 0.8763 | 0.8770 | 0.876333 |
| Volumen (L) | 39728.22 | 39986.31 | 40342.07 | 40018.87 |
| Tiempo (h) | 1.1854 | 1.1488 | 1.1863 | 1.1735 |
| Bomba de Despachos 2 | Bomba de Despachos 2 | Bomba de Despachos 2 | Bomba de Despachos 2 | Bomba de Despachos 2 |
| Temperatura Tanque (°C) | 57 | 56 | 55 | 56 |
| Temperatura Bomba (°C) | 32 | 32 | 33 | 32.33333 |
| Potencia (HP) | 3.6 | 3.6 | 3.6 | 3.6 |
| Dimensiones/Forma | Bascula y Carga | | | |
| | 1 | 2 | 3 | Promedio |
| Masa (Kg) | 34530 | 34760 | 35120 | 34803.33 |
| Densidad (Kg/L) | 0.8804 | 0.8776 | 0.8790 | 0.8783 |
| Volumen (L) | 39220.81 | 39608.02 | 39954.49 | 39781.26 |
| Tiempo (h) | 1.1854 | 1.1488 | 1.1863 | 1.1735 |
| Caudal (L/h) | 33084 | 34477.73 | 33679.92 | 33747.22 |
| Temperatura Aceite (°C) | 50 | 54 | 52 | 52 |

1.6.24. BOMBA DE RECUPERACION FLORENTINOS

El objetivo de esta bomba es el de dirigir el aceite recuperado en el florentino hacia el tanque desarenador para que vuelva a iniciar el ciclo de clarificación en el tamiz vibratorio y tanque de crudos, en la tabla 67 se encuentra la tabla con la caracterización de la bomba de acuerdo con las pruebas establecidas para esta.

Tabla 67. Caudal bomba de recuperación florentinos.

| Bomba Florentinos | | | | | | | | |
|--------------------------|------------------|------------------------|------------------------|--------------------------------|-------------------|---------------------------------|----------------------|-------------------------|
| Largo (m) | Ancho (m) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Potencia (HP) | Temperatura (°C) |
| 1.492 | 0.997 | 0.476 – 0.419 | 0.057 | 0.08478 | 0.00576 | 14.7033 | 3.6 | 33 |
| 1.492 | 0.997 | 0.419 – 0.364 | 0.055 | 0.08181 | 0.00569 | 14.3743 | 3.6 | 29 |
| 1.492 | 0.997 | 0.364 – 0.308 | 0.056 | 0.08330 | 0.0057 | 14.6143 | 3.6 | 32 |
| 1.492 | 0.997 | 0.368 – 0.310 | 0.058 | 0.08627 | 0.00573 | 15.0409 | 3.6 | 33 |
| 1.492 | 0.997 | 0.480 – 0.422 | 0.058 | 0.08627 | 0.00568 | 15.1806 | 3.6 | 30 |
| 1.492 | 0.997 | 0.4214 – 0.3646 | 0.0568 | 0.08449 | 0.00571 | 14.7826 | 3.6 | 31.4 |

1.6.25. BOMBAS DE LODOS A PISCINAS 1 Y 2

La función de estas bombas es la de retirar y dirigir los lodos pesados y residuos del proceso hacia las piscinas anaerobias (1 y 2) y facultativa (3) por medio de un canal en esta dirección, lo que se encuentra en este foso es lo proveniente de florentinos que ya es desecho, en las tablas 68 y 69 se encuentra la caracterización de las bombas de acuerdo con las pruebas establecidas para esta

Tabla 68. Caudal bomba de lodos a piscinas 1.

| Bomba a Piscinas 1 | | | | | | | | |
|---------------------------|------------------|------------------------|------------------------|--------------------------------|-------------------|---------------------------------|----------------------|-------------------------|
| Largo (m) | Ancho (m) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Potencia (HP) | Temperatura (°C) |
| 4 | 2.15 | 1.254 – 1.210 | 0.044 | 0.3784 | 0.012377 | 30.5709 | 3.6 | 54 |
| 4 | 2.15 | 1.215 – 1.170 | 0.045 | 0.387 | 0,012319 | 31,4137 | 3.6 | 53 |
| 4 | 2.15 | 1.185 – 1.149 | 0.036 | 0.3096 | 0.012375 | 25.0181 | 3.6 | 55 |
| 4 | 2.15 | 1.170 – 1.131 | 0.039 | 0.3354 | 0.01243 | 26,9638 | 3.6 | 53 |
| 4 | 2.15 | 1.140 – 1.102 | 0.038 | 0.3268 | 0.01239 | 26.3607 | 3.6 | 56 |
| 4 | 2.15 | 1.1928 – 1.1544 | 0.0404 | 0.34744 | 0.01238 | 28.0654 | 3.6 | 54.2 |

Tabla 69. Caudal bomba de lodos a piscinas 2.

| Bomba a Piscinas 2 | | | | | | | | |
|---------------------------|------------------|------------------------|------------------------|--------------------------------|-------------------|---------------------------------|----------------------|-------------------------|
| Largo (m) | Ancho (m) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Potencia (HP) | Temperatura (°C) |
| 4 | 2.15 | 0.724 – 0.686 | 0.038 | 0.3268 | 0.012333 | 26.4972 | 3.6 | 38 |
| 4 | 2.15 | 0.697 – 0.659 | 0.038 | 0.3268 | 0.012308 | 26.5511 | 3.6 | 41 |
| 4 | 2.15 | 0.668 – 0.631 | 0.037 | 0.3182 | 0.01215 | 26.1893 | 3.6 | 42 |
| 4 | 2.15 | 0.637 – 0.595 | 0.042 | 0.3612 | 0.012352 | 29.2403 | 3.6 | 41 |
| 4 | 2.15 | 0.600 – 0.557 | 0.043 | 0.3698 | 0.012244 | 30.2014 | 3.6 | 39 |
| 4 | 2.15 | 0.6652 - 0,6256 | 0.0396 | 0.34056 | 0.012277 | 27.7359 | 3.6 | 40.2 |

Tabla 70. Valores de masa en esterilización y desfrutación.

| Numero RFF /Peso Etapas | w RFF (Kg) | w Esterilización (Kg) | w Desfrutación (Kg) | w RFF (Kg) - w Esterilizado (Kg) | w Esterilizado (Kg) - w Desfrutado (Kg) |
|-------------------------|---------------|-----------------------|---------------------|----------------------------------|---|
| 1 | 14.25 | 12.50 | 5.00 | 1.75 | 7.50 |
| 2 | 15.25 | 11.00 | 3.00 | 4.25 | 8.00 |
| 3 | 22.50 | 17.50 | 5.00 | 5.00 | 12.50 |
| 4 | 17.00 | 13.00 | 3.50 | 4.00 | 9.50 |
| 5 | 9.50 | 6.75 | 2.25 | 2.75 | 4.50 |
| 6 | 13.25 | 10.25 | 3.50 | 3.00 | 6.75 |
| 7 | 12.25 | 6.50 | 2.50 | 5.75 | 4.00 |
| 8 | 18.50 | 12.00 | 3.50 | 6.50 | 8.50 |
| 9 | 12.00 | 9.75 | 3.00 | 2.25 | 6.75 |
| 10 | 16.50 | 12.50 | 3.50 | 4.00 | 9.00 |
| 11 | 14.25 | 11.75 | 3.75 | 2.50 | 8.00 |
| 12 | 13.50 | 10.25 | 3.50 | 3.25 | 6.75 |
| 13 | 12.75 | 11.00 | 3.25 | 1.75 | 7.75 |
| 14 | 17.00 | 14.75 | 4.50 | 2.25 | 10.25 |
| 15 | 9.00 | 6.75 | 2.00 | 2.25 | 4.75 |
| 16 | 16.00 | 11.50 | 3.25 | 4.50 | 8.25 |
| 17 | 20.00 | 13.50 | 4.00 | 6.50 | 9.50 |
| 18 | 12.00 | 9.00 | 3.25 | 3.00 | 5.75 |
| 19 | 21.00 | 17.00 | 5.00 | 4.00 | 12.00 |
| 20 | 19.50 | 12.25 | 3.50 | 7.25 | 8.75 |
| Promedio | 15.30 | 11.48 | 3.54 | 3.825 | 7.94 |
| Total | 306.00 | 229.50 | 70.75 | 76.50 | 158.75 |

Se va a adicionar una información tabulada de los valores en masa de los racimos de fruto en las etapas de esterilización y desfrutación, estos datos sirvieron para realizar el balance de masa en estas dos etapas que posteriormente sirvió de complemento del balance global del proceso, se consigno esta información en la tabla 70.

Las tablas 71 y 72 contienen los valores obtenidos para la muestra inicial tomada en el desarrollo del balance de masa sobre los condensados de chimenea y los condensados de esterilización.

Tabla 71. Valores en condensados de chimenea muestra.

| CONDENSADOS DE CHIMENEA | |
|--|----------|
| w muestra húmeda (g) | 25.1520 |
| w muestra seca+tasa+algodón+papel filtro (g) | 99.7542 |
| w tasa + algodón + papel filtro (g) | 98.6353 |
| w solidó seco aceitoso (g) | 1.1189 |
| w balón + aceite (g) | 166.7915 |
| w balón seco (g) | 166.7064 |
| w aceite (g) | 0.0851 |
| w solidó seco no aceitoso (SSNA) (g) | 1.0338 |
| % aceite en SSNA | 8.23 |
| % aceite en condensados de chimenea | 0.34 |
| Valor masa / volumen (g/L) | 3.40 |

Muestra centrifugada por 5 minutos y se encontró: Sedimentos pesados que representan el 0.3% V/V, trazas de aceite y el resto es agua.

Tabla 72. Valores en condensados de esterilización muestra.

| CONDENSADOS DE ESTERILIZADOR | |
|--|----------|
| W muestra húmeda (g) | 25.6160 |
| W muestra seca+tasa+algodón+papel filtro (g) | 79.3054 |
| W tasa + algodón + papel filtro (g) | 78.1045 |
| W solidó seco aceitoso (g) | 1.2009 |
| W balón + aceite (g) | 164.3307 |
| W balón seco (g) | 164.2567 |
| W aceite (g) | 0.074 |
| W solidó seco no aceitoso (SSNA) (g) | 1.1269 |
| % aceite en SSNA | 6.57 |
| % aceite en condensados de chimenea | 0.29 |
| Valor masa / volumen (g/L) | 2.90 |

Muestra centrifugada por 5 minutos y se encontró: Sedimentos pesados que representan el 1% V/V, trazas de aceite por valor de 0.8% V/V y el resto es agua.

De las tablas 73 a la 76 se presenta las contra-muestras 1 y 2 de los condensados de chimenea y los condensados de la etapa de esterilización, con su respectiva explicación.

Tabla 73. Valores en condensados de chimenea contra-muestra-1.

| CONDENSADOS DE CHIMENEA | |
|--|----------|
| w muestra húmeda (g) | 25.2208 |
| w muestra seca+tasa+algodón+papel filtro (g) | 80.7505 |
| w tasa + algodón + papel filtro (g) | 79.4596 |
| w solidó seco aceitoso (g) | 1.2909 |
| w balón + aceite (g) | 164.3505 |
| w balón seco (g) | 164.2548 |
| w aceite (g) | 0.0957 |
| w solidó seco no aceitoso (SSNA) (g) | 1.1952 |
| % aceite en SSNA | 8.0070 |
| % aceite en condensados de chimenea | 0.3175 |
| Valor masa / volumen (g/L) | 3.1748 |

Muestra centrifugada por 5 minutos y se encontró:

Se presentaron trazas de aceite en la superficie de la muestra con valor de 0.01% V/V, sedimentos pesados del orden de 0.05% V/V y el resto es contenido de agua.

Tabla 74. Valores en condensados de esterilización en contra-muestra-1.

| CONDENSADOS DE ESTERILIZADOR | |
|--|----------|
| w muestra húmeda (g) | 25.1632 |
| w muestra seca+tasa+algodón+papel filtro (g) | 78.7554 |
| w tasa + algodón + papel filtro (g) | 77.3824 |
| w solidó seco aceitoso (g) | 1.3730 |
| w balón + aceite (g) | 166.8151 |
| w balón seco (g) | 166.7088 |
| w aceite (g) | 0.1063 |
| w solidó seco no aceitoso (SSNA) (g) | 1.2667 |
| % aceite en SSNA | 8.3919 |
| % aceite en condensados de chimenea | 0.3335 |
| Valor masa / volumen (g/L) | 3.3350 |

Muestra centrifugada por 5 minutos y se encontró:

Se presentaron trazas de aceite en la superficie de la muestra con valor de 0.03% V/V, sedimentos pesados del orden de 0.02% V/V y el resto es contenido de agua. Los datos de la contra-muestra-2, la muestra se centrifugo por 5 minutos y se encontraron trazas de aceite en la superficie de la muestra, sedimentos pesados y el resto es contenido de agua.

Tabla 75. Valores en condensados de chimenea contra-muestra-2.

| CONDENSADOS DE CHIMENEA | |
|--|----------|
| w muestra húmeda (g) | 25.0608 |
| w muestra seca+tasa+algodón+papel filtro (g) | 92.1657 |
| w tasa + algodón + papel filtro (g) | 91.1686 |
| w solidó seco aceitoso (g) | 0.9971 |
| w balón + aceite (g) | 166.7644 |
| w balón seco (g) | 166.7107 |
| w aceite (g) | 0.0537 |
| w solidó seco no aceitoso (SSNA) (g) | 0.9434 |
| % aceite en SSNA | 5.6922 |
| % aceite en condensados de chimenea | 0.2271 |
| Valor masa / volumen (g/L) | 2.2713 |

Tabla 76. Valores en condensados de esterilización en contra-muestra-2.

| CONDENSADOS DE ESTERILIZADOR | |
|--|----------|
| w muestra húmeda (g) | 25.0325 |
| w muestra seca+tasa+algodón+papel filtro (g) | 79.6030 |
| w tasa + algodón + papel filtro (g) | 78.4675 |
| w solidó seco aceitoso (g) | 1.1355 |
| w balón + aceite (g) | 164.3094 |
| w balón seco (g) | 164.2578 |
| w aceite (g) | 0.0516 |
| w solidó seco no aceitoso (SSNA) (g) | 1.0839 |
| % aceite en SSNA | 4.7606 |
| % aceite en condensados de chimenea | 0.1902 |
| Valor masa / volumen (g/L) | 1.9018 |

A continuación se realiza una comparación entre las dos contra muestras y la muestra original:

En las cuatro tablas anteriores pertenecientes a las contra-muestras-1 y 2 se puede notar como fue el cambio en los contenidos de aceite respecto de los condensados de chimenea y los condensados del esterilizador, en la contra-muestra 2 contienen mayor cantidad de aceite que los condensados del esterilizador y el valor es notorio, en la contra-muestra-1 el comportamiento es el contrario; los condensados del esterilizador contienen mayor cantidad de aceite que los condensados de la chimenea pero este valor de diferencia es mínimo.

La muestra y la contra-muestra 2 presentan un comportamiento similar debido a que en las dos; los condensados de chimenea presentan mayor contenido de aceite que los condensados de chimenea, se realizaron dos contra-muestras para poder establecer de una forma más clara unos valores de los contenidos de aceite que están presentes en las dos clases de condensados en la etapa de esterilización.

ANEXO 2. TEORIA SOBRE CARACTERIZACIÓN DE UN PROCESO Y PALMA AFRICANA

CARACTERIZACIÓN DE UN PROCESO

Cuando se caracteriza un proceso no existe una pauta estandarizada que se pueda seguir, pero hay algunas formas que nos pueden servir para llegar globalmente por medio de una serie de herramientas a conseguirlo.

Algunos Tipos de Caracterización:

Caracterización Descriptiva:

Esta forma tiene en cuenta lo concerniente a las operaciones y demás variables de proceso, como las de entrada y salida, lo que se alimenta, lo que se produce, los balances de masa y energía, las variables a mantener y a controlar como presiones, temperaturas, flujos, niveles y otras variables a conocer del sistema, además se puede tener en cuenta en esta etapa lo que tiene que ver con la parte de los equipos luego de diseñados y requerimientos de materiales, lo anterior se representa con diagramas de flujo de diferente detalle y se traducen en manuales de proceso y operación.

Caracterización Evaluativa:

Aquí se tienen en cuenta los criterios referentes a algún tipo de evaluación económica básica del proceso (materias primas, insumos, mercado, localización, etc.), las perspectivas del proyecto, que y con qué fin se va a producir, lo anterior se verá reflejado en la competitividad y rentabilidad del proceso, entre otras.

Caracterización Prospectiva:

Esta parte contiene lo que tiene que ver con la obsolescencia tecnológica, el cumplimiento de las expectativas del proceso y luego de un tiempo de producción como se ve el proceso, para tomar las decisiones pertinentes sobre el proyecto, lo que se quiere con esto es llegar a predecir o proyectar el futuro del proceso.

Caracterización Ambiental:

En esta parte se debe tener en cuenta todos los aspectos concernientes a una evaluación ambiental del proceso, saber cómo este puede afectar el medio donde se está desarrollando, como lo que se produce, los servicios industriales bien suministrados, si se puede integración energética para disminuir el consumo de energía, tratar de llevar a cabo si es posible las Prácticas de Producción Más Limpia (PML) y lo que se considere pertinente para que se cumplan con las condiciones ambientales más adecuadas, esta clase de caracterización puede tener su parte en cada una de las anteriores, por la relevancia de la misma en todos los aspectos.

Como se puede ver en el anterior texto hace falta tener en cuenta más aspectos concernientes al tema, para que pueda ser considerada realmente como la caracterización de un proceso, lo que se trató de hacer con la explicación sobre los tipos de caracterización fue dar una idea global sobre algunas de las muchas variables que se deben considerar al momento de emprender el desarrollo de un tema tan complejo como el de la caracterización de un proceso, el tipo de caracterización que se llevo a cabo durante esta práctica fue la **Caracterización Descriptiva**.

HISTORIA DE LA PALMA AFRICANA

La palma de aceite es una planta tropical propia de climas cálidos que crece en tierras por debajo de los 500 metros sobre el nivel del mar, es originaria del Golfo de Guinea (África occidental), de ahí su nombre científico, *Elaeis guineensis* Jacq y su denominación popular: palma africana de aceite, se extiende hasta 15° de latitud norte y sur, este es un cultivo que tarda entre 2 y 3 años para empezar a producir frutos y puede hacerlo durante más de 25 años, dentro de los cultivos de semillas oleaginosas es el que produce mayor cantidad de aceite por hectárea, con un contenido del 50% en el fruto, puede rendir de 3.000 a 5.000 Kg de aceite de pulpa por hectárea, mas 600 a 1.000 Kg de aceite de palmiste, la producción mundial de aceite de palma se calcula en más de 3.000 millones de toneladas métricas, los principales países productores son: Malasia, Nigeria, Indonesia, Zaire, Costa de Marfil, y otros países africanos y sudamericanos, su introducción a la América tropical se atribuye a los colonizadores y comerciantes esclavos portugueses, que la usaban como parte de la dieta alimentaria de sus esclavos en el Brasil.

LA PALMA AFRICANA EN COLOMBIA

En 1932, Florentino Claes fue quien introdujo la palma africana de aceite en Colombia y fueron sembradas con fines ornamentales en la Estación Agrícola de Palmira (Valle del Cauca), pero el cultivo comercial sólo comenzó en 1945 cuando la United Fruit Company estableció una plantación en la zona bananera del departamento del Magdalena, la expansión del cultivo en Colombia ha mantenido un crecimiento sostenido, los departamentos que poseen más área sembrada en palma de aceite son en su orden: Meta (1), Cesar (2), **Santander (3)**, Magdalena (4), Nariño (5), Casanare (6), Bolívar (7), Cundinamarca (8) y Norte de Santander (9), Colombia es el primer productor de palma de aceite en América Latina y el cuarto en el mundo,

tiene como fortaleza un gremio que cuenta con sólidas instituciones, ya que desde 1962 fue creada la Federación Nacional de Cultivadores de Palma de Aceite a mediados de la década de 1960 existían 18.000 hectáreas en producción y hoy existen más de 270.000 hectáreas en 73 municipios del país distribuidos en cuatro zonas productivas:

- **Norte** - Magdalena, Norte del Cesar, Atlántico, Guajira.
- **Central** - **Santander**, Norte de Santander, sur del Cesar, Bolívar.
- **Oriental** - Meta, Cundinamarca, Casanare, Caquetá.
- **Occidental** – Nariño.

LA PLANTA

En una palma de aceite se contonean alegres flores masculinas y femeninas, de las que nacen frutos por millares, esféricos, ovoides o alargados, para conformar racimos compactos de entre 10 y 40 kilogramos de peso. Antes de adquirir el alegre y vistoso color anaranjado rojizo del sol tropical que les brinda la madurez, los frutos son de color violeta oscuro, casi negro. En su interior guardan una única semilla, la almendra o palmiste, que protegen con el cuesco, un endocarpio leñoso rodeado, a su vez, por una pulpa carnososa. Ambas, almendra y pulpa, proveen aceite con generosidad. La primera, el de palmiste, y la segunda, el de palma propiamente dicho.

El tallo o estípite de la reina de las oleaginosas es erecto y tiene la forma de un cono invertido. Antes de envejecer es áspero, por las bases peciolares que lo revisten. Pero cuando llega a la vejez, aunque liso, se muestra segmentado por las cicatrices que le imprimen sus cerca de cuarenta hojas al marchitarse y caer.

En su edad mediana las hojas se extienden de manera casi paralela al suelo, entre tres y siete metros. Cada una está compuesta de unos 250 folíolos lineales, insertos a uno y otro lado del pecíolo, pero de manera irregular. La apariencia desordenada de la hoja es uno de los rasgos característicos de la especie.

La vida productiva de la palma de aceite puede durar más de cincuenta años, pero desde los veinte o veinticinco su tallo alcanza una altura que dificulta las labores de cosecha y marca el comienzo de la renovación en las plantaciones comerciales.

PROCESO AGROINDUSTRIAL

La palma de aceite es un cultivo perenne y de tardío y largo rendimiento ya que la vida productiva puede durar más de 50 años, pero desde los 25 se dificulta su cosecha por la altura del tallo.

El procesamiento de los frutos de la palma de aceite se lleva a cabo en la planta de beneficio o planta extractora. En ella se desarrolla el proceso de extracción del aceite crudo de palma y de las almendras o del palmiste.

El proceso consiste en esterilizar los frutos, desgranarlos, macerarlos, extraer el aceite de la pulpa, clarificarlo y recuperar las almendras del bagazo resultante, lo cual se realiza mediante procesos mecánicos y térmicos.

De las almendras se obtienen dos productos: el aceite de palmiste y la torta de palmiste que sirve para alimentos animal.

Al fraccionar el aceite de palma se obtienen también dos productos: la oleína y la estearina de palma. La primera es líquida en climas cálidos y se puede mezclar con cualquier aceite vegetal. La otra es la fracción más sólida y sirve para producir grasas, principalmente margarinas y jabones. Las propiedades de cada una de las porciones del aceite de palma explican su versatilidad, así como sus numerosas aplicaciones.

Múltiples Usos:

Por su composición física, el aceite de palma puede usarse en diversas preparaciones sin necesidad de hidrogenarse, proceso mediante el cual se forman los trans, indeseables ácidos grasos precursores de enfermedades como la diabetes y los cardiovasculares, entre otras.

Actualmente, es el segundo aceite más consumido en el mundo y se emplea como aceite de cocina, para elaborar productos de panadería, pastelería, confitería, heladería, sopas instantáneas, salsas, diversos platos congelados y deshidratados, cremas no lácteas para mezclar con el café.

A su vez, los aceites de palma y palmiste sirven de manera especial en la fabricación de productos oleoquímicos como los ácidos grasos, ésteres grasos, alcoholes grasos, compuestos de nitrógeno graso y glicerol, elementos esenciales en la producción de jabones, detergentes, lubricantes para pintura, barnices, gomas y tinta.

En los últimos tiempos ha venido tomando fuerza su utilización como biocombustible. El biodiésel en la actualidad es una nueva alternativa para la utilización del aceite de palma como materia prima de otros productos.

PALMA DE ACEITE CULTIVO ECOLOGICO

Las palmas de aceite adultas conforman verdaderos paisajes forestales donde cohabitan numerosas especies de flora y fauna. Crean microclimas y ambientes favorables para la sostenibilidad de los cultivos y el bienestar de las poblaciones que habitan alrededor de ellas.

Por fijar cantidades considerables de gas carbónico mediante la fotosíntesis, esta planta contribuye a mitigar el calentamiento global. Todas las sus partes de la palma se utilizan, por lo tanto no hay desperdicios que contaminen.

Dentro de los cultivos de semillas oleaginosas, la palma de aceite es la más eficiente en la conversión de energía y su siembre previene la erosión.

En Colombia la palma de aceite se establece sin necesidad de talar bosques nativos, pues ocupa territorios que antes eran utilizados para otras actividades agropecuarias. Para evitar el uso de plaguicidas químicos, se han implementado diversas técnicas de control biológico. A partir de ahí, los palmicultores colombianos se comprometen con el medio ambiente, adoptando una gestión de buenas prácticas que les permitan asegurar la competitividad frente a los estándares internacionales y estar atentos a la sostenibilidad del planeta.

LA PALMA SOCIAL

La palma de aceite ha ido ocupando en forma pacífica y sostenible el territorio nacional.

Hoy se yergue orgullosa en setenta y tres municipios de la mitad de los departamentos de Colombia, donde genera alrededor de ochenta mil

empleos que benefician a miles de familias y contribuye al desarrollo regional.

La agroindustria palmera agrupa a pequeños cultivadores, trabajadores agrícolas, personal administrativo, técnicos y profesionales de diferentes disciplinas, empresarios del campo e industriales. Un variado equipo humano, cohesionado por su indeclinable vocación trabajadora y empresarial.

En las regiones palmeras de Colombia se unen los medianos y grandes empresarios con los pequeños productores en alianzas estratégicas, en las que confluyen los saberes, las culturas y las energías en mutua disposición para el progreso.

EL ACEITE DE PALMA PARA LA SALUD HUMANA

El aceite de palma contiene una relación 1:1 entre ácidos grasos saturados e insaturados, además es fuente importante de antioxidantes naturales como los tocoferoles, los tocotrienoles, y los carotenos. Se han realizado múltiples estudios sobre los efectos del consumo de aceite de palma en la salud humana, principalmente relacionados con el perfil lipídico, el retinol sérico (vitamina A), la trombosis arterial y el cáncer los cuales indican que:

- Tiene una alta concentración de grasa monoinsaturada, en forma de ácido oléico.
- Las dietas ricas en ácidos grasos monoinsaturados ayudan a reducir el colesterol sanguíneo, disminuyendo uno de los principales factores de riesgo en enfermedades coronarias.

- Algunos estudios han demostrado que el efecto del ácido palmítico sobre el colesterol sanguíneo es comparable con el del ácido esteárico, considerado como neutro.
- Es fuente natural de vitamina E, en forma de tocoferoles y tocotrienoles. Estos últimos actúan como protectores contra el envejecimiento de las células, la arteriosclerosis, el cáncer y algunas enfermedades neurodegenerativas como el alzheimer.
- Sin refinar, el aceite de palma es la fuente natural más rica de beta-caroteno (provitamina A). Su consumo ha resultado de gran utilidad para prevenir y tratar la deficiencia de vitamina A en poblaciones a riesgo.

En modelos humanos y animales se ha observado que el consumo de oleína de palma no altera significativamente los niveles de colesterol sanguíneo, reduce la oxidación de las LDL y la incidencia de tumores malignos, aumenta los niveles de retinol sanguíneo y previene la formación de trombos.

**CARACTERIZACIÓN DEL PROCESO DE EXTRACCIÓN DE ACEITE
CRUDO DE PALMA**

DIEGO LEONARDO PEÑA TRUJILLO

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE FISCOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2008

**CARACTERIZACIÓN DEL PROCESO DE EXTRACCIÓN DE ACEITE
CRUDO DE PALMA**

DIEGO LEONARDO PEÑA TRUJILLO

**Trabajo de grado presentado como requisito parcial para optar por el
título de Ingeniero Químico**

Director

ÁLVARO RAMÍREZ GARCÍA

Ph.D. Ingeniero Químico


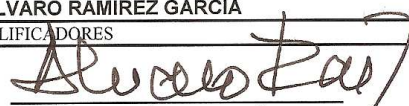
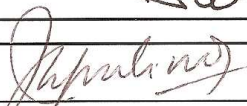
**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE FISCOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2008



UNIVERSIDAD
INDUSTRIAL DE
SANTANDER


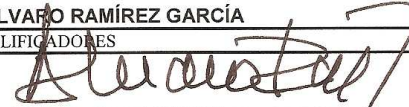
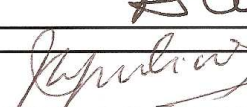
NOTA DEL PROYECTO DE GRADO

| | | |
|--|---|---|
| NOMBRE DEL ESTUDIANTE DIEGO LEONARDO PEÑA TRUJILLO | | CÓDIGO 2020042 |
| TÍTULO DEL PROYECTO “CARACTERIZACIÓN DEL PROCESO DE EXTRACCIÓN DE ACEITE CRUDO DE PALMA” | | |
| CODIGO | FACULTAD INGENIERÍAS FISCOQUIMICAS | CARRERA INGENIERIA QUIMICA |
| CALIFICACIÓN CUATRO PUNTO CUATRO (4.4) | | |
| DIRECTOR DEL PROYECTO | | |
| NOMBRE ALVARO RAMÍREZ GARCÍA | | FIRMA  |
| CALIFICADORES | | |
| F N |  ALVARO RAMÍREZ GARCÍA | F N  JORGE ENRIQUE PULIDO FLOREZ |
| | | FECHA A M D 08 05 12 |



UNIVERSIDAD
INDUSTRIAL DE
SANTANDER

NOTA DEL PROYECTO DE GRADO

| | | |
|--|---|---|
| NOMBRE DEL ESTUDIANTE DIEGO LEONARDO PEÑA TRUJILLO | | CÓDIGO 2020042 |
| TÍTULO DEL PROYECTO “CARACTERIZACIÓN DEL PROCESO DE EXTRACCIÓN DE ACEITE CRUDO DE PALMA” | | |
| CODIGO | FACULTAD INGENIERÍAS FISCOQUIMICAS | CARRERA INGENIERIA QUIMICA |
| CALIFICACIÓN APROBADO | | |
| DIRECTOR DEL PROYECTO | | |
| NOMBRE ALVARO RAMÍREZ GARCÍA | | FIRMA  |
| CALIFICADORES | | |
| F N |  ALVARO RAMÍREZ GARCÍA | F N  JORGE ENRIQUE PULIDO FLOREZ |
| | | FECHA A M D 08 05 12 |

DEDICATORIA

A toda mi familia, encabezada por mi mamá Rocio Astrid, que sin su dedicación, apoyo, firmeza, constancia y muchas cosas más, no hubiese sido posible la realización de mi carrera, a mi papá Jaime Orlando, que en toda oportunidad me animó y me hizo salir adelante con su "USTEDES SON LOS MEJORES, NUNCA LO OLVIDEN" que me lleno de fortaleza para culminar esta etapa con éxito, a mis hermanos Jaime Enrique, Tatiana Rocio y Andrés Felipe, que siempre han estado conmigo en los momentos más importantes, dándome la fuerza necesaria para continuar, a mi sobrino Nicolás Alejandro que representa una alegría mas para la familia y a mi Tía Alida Aurora, que siempre ha estado pendiente en toda ocasión para acompañarme; son tantas las palabras que tengo de agradecimiento y aprecio para ustedes, que de verdad no salen, GRACIAS POR TODO.

A mis amigos, por estar en las buenas, en las malas y enseñarme tanto, ellos son los que de verdad entienden el significado de la palabra AMISTAD.

A mis compañeros de la universidad, por brindarse en un esfuerzo enorme, que es la culminación de un sueño por decirlo así y por dejarme aprender de todos algo.

Con el mayor afecto del mundo: DIEGO.

AGRADECIMIENTOS

El autor expresa sus agradecimientos:

A la Empresa Palmeras de Puerto Wilches S.A. (P.P.W. S.A.), por hacer posible el desarrollo de esta práctica dentro de sus instalaciones y con la colaboración de todos los departamentos y personal correspondiente.

Al Ingeniero Carlos Contreras, en ese momento gerente de la empresa P.P.W. S.A., por darme la oportunidad de realizar la práctica y a todos sus colaboradores por estar pendientes del desarrollo de la misma y por sus valiosos aportes y asesoría.

Al Doctor Álvaro Ramírez García, por su dirección del proyecto.

A la Universidad Industrial de Santander y a la Escuela de Ingeniería Química por brindarme la formación profesional.

INDICE

| | PÁág |
|---|------|
| INTRODUCCION..... | 1 |
| 1. OBJETIVOS..... | 2 |
| 1.1 OBJETIVO GENERAL | 2 |
| 1.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS | 2 |
| 2. DESARROLLO EXPERIMENTAL..... | 4 |
| 3. ETAPAS..... | 5 |
| 3.1. RECEPCIÓN | 5 |
| 3.1.1. Báscula | 5 |
| 3.1.2. Tolva de recibo | 5 |
| 3.1.3. Vagonetas..... | 5 |
| 3.2. ESTERILIZACIÓN | 5 |
| 3.2.1. Esterilizadores (autoclaves)..... | 5 |
| 3.2.2. Bomba de condensados | 5 |
| 3.2.3. Salidas de flujo de proceso..... | 6 |
| 3.3. DESFRUTACIÓN | 6 |
| 3.3.1. Puentes grúa 1 y 2..... | 6 |
| 3.3.2. Carro alimentador 1 y rodillo dosificador 2..... | 6 |
| 3.3.3. Desfrutador 1 y 2 | 6 |
| 3.3.4. Bandas transportadoras de tusa 1 y 2 | 7 |
| 3.3.5. Sinfines bajo desfrutador 1 y 2 | 7 |
| 3.3.6. Sinfines inclinados 1 y 2..... | 7 |
| 3.3.7. Elevadores de fruto 1 y 2 | 7 |
| 3.4. EXTRACCIÓN | 8 |
| 3.4.1. Sinfín desfrutador..... | 8 |
| 3.4.2. Sinfines alimentadores a digestores 1 y 2..... | 8 |

| | |
|--|----|
| 3.4.3. Digestores 1, 2, 3 y 4 | 8 |
| 3.4.4. Prensas 1, 2, 3 y 4 | 9 |
| 3.5. DESFIBRACIÓN | 10 |
| 3.5.1. Sinfines rompedores de torta 1 y 2 | 10 |
| 3.5.2. Columnas neumaticas de fibra 1 y 2..... | 10 |
| 3.5.3. Tambores pulidores 1 y 2..... | 10 |
| 3.5.4. Elevadores neumaticos de nuez 1 y 2 | 10 |
| 3.5.5. Ciclones de fibra 1 y 2 | 10 |
| 3.5.6. Exclusas de fibra 1 y 2..... | 10 |
| 3.5.7. Sinfín principal de fibra 1 y 2 | 10 |
| 3.5.8. Sinfines alimentación calderas vr-1 y vr-2..... | 10 |
| 3.6. CLARIFICACIÓN | 10 |
| 3.6.1. Tanque desarenador..... | 10 |
| 3.6.2. Tamiz vibratorio circular | 10 |
| 3.6.3. Tanque de aceite crudo | 12 |
| 3.6.4. Bombas de aceite crudo 1 y 2..... | 12 |
| 3.6.5. Columnas precalentadoras 1 y 2 | 12 |
| 3.6.6. Agitador de fuerzas cortantes | 12 |
| 3.6.7. Clarificador vertical y horizontal | 12 |
| 3.6.8. Bombas desoladoras 1 y 2..... | 12 |
| 3.6.9. Ciclón desarenador..... | 12 |
| 3.6.10. Tamiz de lodos..... | 12 |
| 3.6.11. Tanque de lodos | 12 |
| 3.6.12. Filtros cepillo 1, 2, 3 y 4 | 12 |
| 3.6.13. Centrifugas de lodos 1, 2, 3 y 4 | 12 |
| 3.6.14. Tanque de recuperación centrifuga | 12 |
| 3.6.15. Bombas de recuperación centrifuga | 12 |
| 3.6.16. Tanque recolector de purgas | 12 |
| 3.6.17. Bomba recolectora de purgas..... | 12 |
| 3.6.18. Tanque sedimentador | 12 |

| | |
|--|----|
| 3.6.19. Secador atmosferico de aceite..... | 12 |
| 3.6.20. Tanque de aceite terminado | 12 |
| 3.6.21. Bombas de aceite terminado 1 y 2..... | 12 |
| 3.6.22. Tanques de almacenamiento 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7,8 y 9 | 12 |
| 3.6.23. Bombas de despacho 1 y 2..... | 12 |
| 3.6.24. Bomba de recuperación florentinos | 12 |
| 3.6.25. Bombas de lodos a piscinas 1 y 2..... | 12 |
| 4. BALANCE DE MASA | 14 |
| 4.1. VALORES DE MASA EN LAS ETAPAS | 15 |
| 4.2. VALORES DE MASA Y PORCENTAJES BALANCE DE MASA | 15 |
| 4.3. PORCENTAJE DE FRUTO ADHERIDO EN TUSA | 15 |
| 4.4. PORCENTAJE DE ACEITE EN TUSA | 15 |
| 5. PRUEBAS NO REALIZADAS | 16 |
| 5.1. FLUJOS SOBRE TAMIZ VIBRATORIO CON LAS 4 PRENSAS Y LAS 4 CENTRIFUGAS FUNCIONANDO..... | 16 |
| 5.2. FLUJOS DE FIBRA Y NUEZ PRENSAS 1 Y 2 | 16 |
| 5.3.MEDICIÓN DE CAUDAL CENTRIFUGAS 1, 2, 3 Y 4 | 17 |
| 5.4. LICOR DE PRENSADO, PRENSAS 1, 2, 3 Y 4 | 17 |
| 5.5. CUBICACIÓN DE LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO..... | 17 |
| 6. RESULTADOS Y ANALISIS..... | 18 |
| 6.1 VALORES DE MASA EN LAS ETAPAS | 32 |
| 6.2 VALORES DE MASA Y PORCENTAJE BALANCE EN MASA | 33 |
| 6.3 PORCENTAJE DE FRUTO ADHERIDO EN TUSA | 34 |
| 6.4 PORCENTAJE DE ACEITE EN TUSA | 35 |
| CONCLUSIONES | 37 |
| RECOMENDACIONES | 39 |
| BIBLIOGRAFÍA..... | 41 |
| ANEXOS..... | 42 |

LISTA DE TABLAS

| | Pág. |
|---|------|
| Tabla 1. Entradas, número de viajes y peso entrando de RFF de enero 2007..... | 18 |
| Tabla 2. Entradas, número de viajes y peso entrando de RFF de febrero 2007..... | 18 |
| Tabla 3. Entradas, número de viajes y peso entrando de RFF de marzo 2007..... | 18 |
| Tabla 4. Capacidad real de almacenamiento de fruto en planta..... | 19 |
| Tabla 5. Valores de fruto y vagonetas procesados durante enero de 2007.. | 20 |
| Tabla 6. Valores de fruto y vagonetas procesados durante febrero de 2007 | 20 |
| Tabla 7. Valores de fruto y vagonetas procesados durante marzo de 2007 . | 20 |
| Tabla 8. Eficiencia del proceso (Real Vs. Instalada)..... | 21 |
| Tabla 9. Caudal bomba de condensados..... | 22 |
| Tabla 10. Medida promedio del flujo del canal de condensados..... | 22 |
| Tabla 11. Capacidad desfrutador línea 1 | 23 |
| Tabla 12. Capacidad desfrutador línea 2 | 23 |
| Tabla 13. Cantidad de masa desfrutador línea 1 durante el balance de masa..... | 24 |
| Tabla 14. Cantidad de masa desfrutador línea 2 durante el balance de masa..... | 24 |
| Tabla 15. Capacidad de los elevadores de fruto línea 1 y 2 | 24 |
| Tabla 16. Densidad fruto..... | 25 |
| Tabla 17. Tiempo de consumo del fruto en los digestores..... | 25 |

| | |
|--|----|
| Tabla 18. Consumo prensas | 25 |
| Tabla 19. Flujo fibra y nuez prensa 3..... | 26 |
| Tabla 20. Flujo fibra y nuez prensa 4..... | 26 |
| Tabla 21. Porcentaje de extracción enero 2007..... | 27 |
| Tabla 22. Porcentaje de extracción febrero 2007 | 27 |
| Tabla 23. Porcentaje de extracción marzo 2007..... | 27 |
| Tabla 24. Eficiencia de extracción del proceso..... | 28 |
| Tabla 25. Corriente prensas balance desfibración | 29 |
| Tabla 26. Flujo másico tambores pulidores 1 y 2..... | 29 |
| Tabla 27. Flujo másico silo de nuez..... | 30 |
| Tabla 28. Flujo másico hidrociclón..... | 30 |
| Tabla 29. Flujo másico cáscara | 30 |
| Tabla 30. Flujo másico finos | 31 |
| Tabla 31. Flujo másico fibra línea 1 y 2 | 31 |
| Tabla 32. Balance de masa en esterilización | 33 |
| Tabla 33. Balance de masa en desfrutación | 33 |

LISTA DE FIGURAS

| | Pág. |
|---|-------------|
| Figura 1. Procedimiento de medición para los caudales de bombas y canales. | 7 |
| Figura 2. Densidad del fruto dentro de los digestores | 8 |
| Figura 3. Esquema de la determinación de las cantidades correspondientes | 11 |
| Figura 4. Procedimiento Balance de Masa | 24 |
| Figura 5. Esquema Balance de Masa Esterilización y desfrutación..... | 33 |
| Figura 6. Esquema Balance de Masa General del proceso | 35 |

LISTA DE ANEXOS

| | Pág. |
|--|------|
| Anexo 1. Teoría general y datos de los equipos del proceso | 43 |
| Anexo 2. Teoría sobre caracterización de un proceso y palma africana | 112 |

RESUMEN

TITULO:
CARACTERIZACIÓN DEL PROCESO DE EXTRACCIÓN DE ACEITE CRUDO DE PALMA

AUTOR:
DIEGO LEONARDO PEÑA TRUJILLO

PALABRAS CLAVES

Palabras claves: caracterización, aceite, proceso, extracción, etapas, pruebas, medición.

DESCRIPCIÓN

El presente trabajo se llevó a cabo en la empresa Palmeras de Puerto Wilches S.A. (PPW S.A.), donde se realizó una caracterización de tipo descriptivo sobre las etapas del proceso de extracción de aceite crudo de palma, desde la recepción de RFF (Racimos de Fruta Fresco) hasta el almacenamiento y posterior despacho del aceite; con el fin de conseguir la información suficiente e importante que permitiese el cumplimiento de los objetivos principalmente planteados, se desarrollaron una serie de pruebas, mediciones y comparaciones entre lo obtenido y lo teórico, con lo anterior se adquirirían los datos de mayor relevancia dentro del proceso; algunas de las pruebas fueron la obtención de los caudales de los canales de salida del proceso y las bombas de las etapas correspondientes, la densidad de fruto dentro de los digestores y las capacidades de consumo de fruto en las prensas, dentro de las mediciones se destacan, la cubicación u obtención de las dimensiones volumétricas de los equipos, capacidades de los equipos más importantes y por supuesto la realización del balance global de masa del proceso, en lo que se refiere a las comparaciones, las de interés se hicieron de las capacidades del proceso a partir del TRH (Toneladas de Racimos Procesados por Hora), de los porcentajes de extracción del proceso, del consumo de las prensas y de las temperaturas en los equipos, las capacidades obtenidas sin comparación con la teórica por falta de datos fueron, las de almacenamiento de fruto en planta, las de los desfrutadores de cada línea, cantidades de masa en desfrutación, tiempos de consumo y otros flujos dentro del proceso, lo anterior entre muchas otras pruebas.

* Proyecto de Grado

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas, Escuela de Ingeniería Química,
Director Ph. D. Álvaro Ramírez García.

ABSTRACT

TITLE

CHARACTERIZATION OF THE PROCESS EXTRACTION FOR RAW OIL PALM *

AUTHOR

DIEGO LEONARDO PEÑA TRUJILLO **

KEY WORDS:

Characterization, oil, process, extraction, stages, tests, measurement.

DESCRIPTION

The present work was carried out in the company Palmeras de Puerto Wilches Wilches S.A. (PPW S.A.), where a characterization of descriptive type was realized on the stages of the process of extraction of raw oil of palm, from the reception of RFF (Bunches of Fruit Fresh) up to the storage and later sale of the oil; in order to obtain the sufficient and important information that was allowing the fulfillment of the principally raised targets, there developed a series of tests, measurements and comparisons between the obtained and the theoretical thing, with the previous thing the information of more relevancy was acquired inside the process; some of the tests were the securing of the wealths of the channels of exit of the process and the bombs of the corresponding stages, the thickness of fruit inside the digestores and the capacities of consumption of fruit in the presses, inside the measurements there stand out, to cube or securing of the dimensions volumetric of the teams, capacities of the most important teams and of course the achievement of the global balance of mass of the process, as for the comparisons, those of interest did of the capacities of the process from the TRH (Tons of Bunches Processed per Hour), of the percentages of extraction of the process, of the consumption of the presses and of the temperatures in the machines, the capacities obtained without comparison with the theorist for lack of information were, those of storage of fruit in plant, those of the unfastens of fruit of every line, quantities of mass in unfasten fruit, times of consumption and other flows inside the process, the previous thing between many other tests.

*Degree Project

** Physical-chemistries Engineering Faculty, Chemical Engineering School, Director Ph. D. Álvaro Ramírez García.

INTRODUCCIÓN

La extracción de aceite crudo de palma es un proceso que tiene en Colombia casi 50 años de presencia en nuestro medio, pero en estos momentos a adquirido una particular importancia debido al auge en lo que respecta a los biocombustibles en especial el biodiesel, ya que por medio de la realización de otros procesos u operaciones sobre el aceite es posible obtener estos combustibles.

Por medio de la experiencia adquirida se pudo establecer que este no es un proceso complicado en su desarrollo el que se presenta en este tipo de plantas de procesamiento, este es un proceso que se da en cuatro (4) etapas claves tales como la esterilización (tratamiento por medio de picos de presión para inhibir la bacteria que produce la acidificación del aceite, facilitar el desprendimiento del fruto y la extracción del aceite, entre otros), desfrutación (retiro del fruto contenido en los racimos por golpeo de estos en las paredes de los desfrutadores), extracción o prensado (obtención del liquido aceitoso o licor de prensa y la fibra) y clarificación (el retiro de los residuos sólidos aceitosos y no aceitosos por medio de la sedimentación, además del retiro de la humedad con un secador atmosférico), por ultimo procede al almacenamiento y posterior despacho, además se debe tener en cuenta que este es un proceso que se da en ausencia de cualquier tipo de reacción química.

Lo que se desarrolló durante el periodo que duro la practica fue la caracterización descriptiva del proceso de extracción de aceite crudo de palma para la empresa Palmeras de Puerto Wiches S.A., debido a que allí no se encontraba dicha información relevante e importante para tener claro como se está dando el proceso en valores medibles, lo más importante fue el

cumplimiento de los objetivos planteados desde el comienzo y el poder dejar en la empresa un documento donde se encuentra consignada toda la información que se pudo recopilar.

1. OBJETIVOS

1.1 OBJETIVO GENERAL

Realizar la caracterización del proceso de extracción de aceite crudo de palma, desde la recepción del RFF (Racimos de Fruta Fresca) hasta su almacenamiento.

1.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Obtener las variables de operación de los equipos escogidos en cada etapa del proceso.
- Establecer si las condiciones de operación de los equipos son las adecuadas para el proceso, en comparación con sus respectivos manuales y hojas de vida.
- Desarrollar el diagrama de flujo de masas del proceso de extracción de aceite crudo de palma.
- Determinar la capacidad de procesamiento dentro de la planta y compararla con la instalada.

2. DESARROLLO EXPERIMENTAL

En esta sección se presentaran los diferentes métodos utilizados durante el desarrollo de la práctica, los cuales permitieron llegar al cumplimiento de los objetivos previstos al iniciar la misma.

El proceso se divide en una serie de etapas con sus respectivos equipos, donde los datos de mayor importancia para el cumplimiento de los objetivos de la práctica se encontrarán consignados en la parte de los resultados, lo que hace referencia a la teoría, funcionamiento y algunos otros datos relevantes de cada uno de estos se mostrará en el anexo 1 en su respectivo ítem, entonces la información se presentara como sigue a continuación.

3. ETAPAS

3.1 RECEPCIÓN

3.1.1 Báscula

3.1.2 Tolva de recibo. Los datos adquiridos para los dos equipos anteriores fueron los de las cantidades de fruto entrando en planta durante el primer trimestre de 2007, de acuerdo al número de viajes y el peso unitario promedio respectivo de los viajes, medición hecha en la báscula y este es el mismo valor de fruto que se obtiene en al tolva de recibo, los valores tabulados se presentan en los resultados.

3.1.3 Vagonetas. La medición hecha sobre este equipo corresponde a la cantidad de vagonetas que fueron procesadas durante el primer trimestre de 2007, teniendo en cuenta el fruto contenido y procesado, con peso promedio por vagoneta, además los datos presentados del fruto procesado en planta sirvieron para determinar el TRH (Toneladas de Racimos Procesadas por Hora) real del proceso, con su respectiva eficiencia, estos datos se encuentran en la parte de los resultados.

Para terminar con la caracterización de la primera etapa del proceso se realizó la determinación de la capacidad real de almacenamiento de fruto en planta, teniendo en cuenta que la tolva de recibo y el total de las vagonetas se encontraran al máximo de su capacidad, para encontrar el dato óptimo.

3.2 ESTERILIZACIÓN

3.2.1 Esterilizadores (autoclaves)

3.2.2 Bomba de condensados. La prueba sobre este equipo se dio al momento de realizar la medición de su caudal (anexo 1, punto 1.2.2.), que sirvió como punto de partida para la medición de los caudales de las bombas de la etapa de clarificación (anexo 1, punto 1.6.) y de las salidas de flujo del proceso (anexo 1, punto 1.2.3.) (canal salida de condensados, canal salida centrifugas, canal salidas a piscinas), por medio del siguiente esquema, donde se muestra el procedimiento para dicha medición, en la figura 1 y en los resultados se muestra la tabla con estos datos como ejemplo para las demás bombas.

3.2.3 Salidas de flujo del proceso. La medida sobre estos canales de salida de flujo del proceso fue posterior a la realizada sobre la bomba de condensados, esta medida se hizo de la misma forma que la de la bomba, por medio del esquema de procedimiento presentado en la figura 1 del presente, los datos para el primer canal de salida se presentan en los resultados.

CANAL SALIDA DE CONDENSADOS

CANAL SALIDA DE CENTRIFUGAS

CANAL SALIDA A PISCINAS

3.3 DESFRUTACIÓN

3.3.1 Puentes grúa 1 Y 2

3.3.2 Carro alimentador 1 y rodillo dosificador 2

3.3.3 Desfrutadores 1 Y 2

Para estos equipos se obtuvieron las capacidades reales en peso por unidad de tiempo y cantidad de masa que pueden retener los desfrutadores datos

presentados en los resultados y en el anexo 1, punto 1.3.3. se muestran los datos de tusas expulsadas por hora y tiempo de residencia de las mismas.

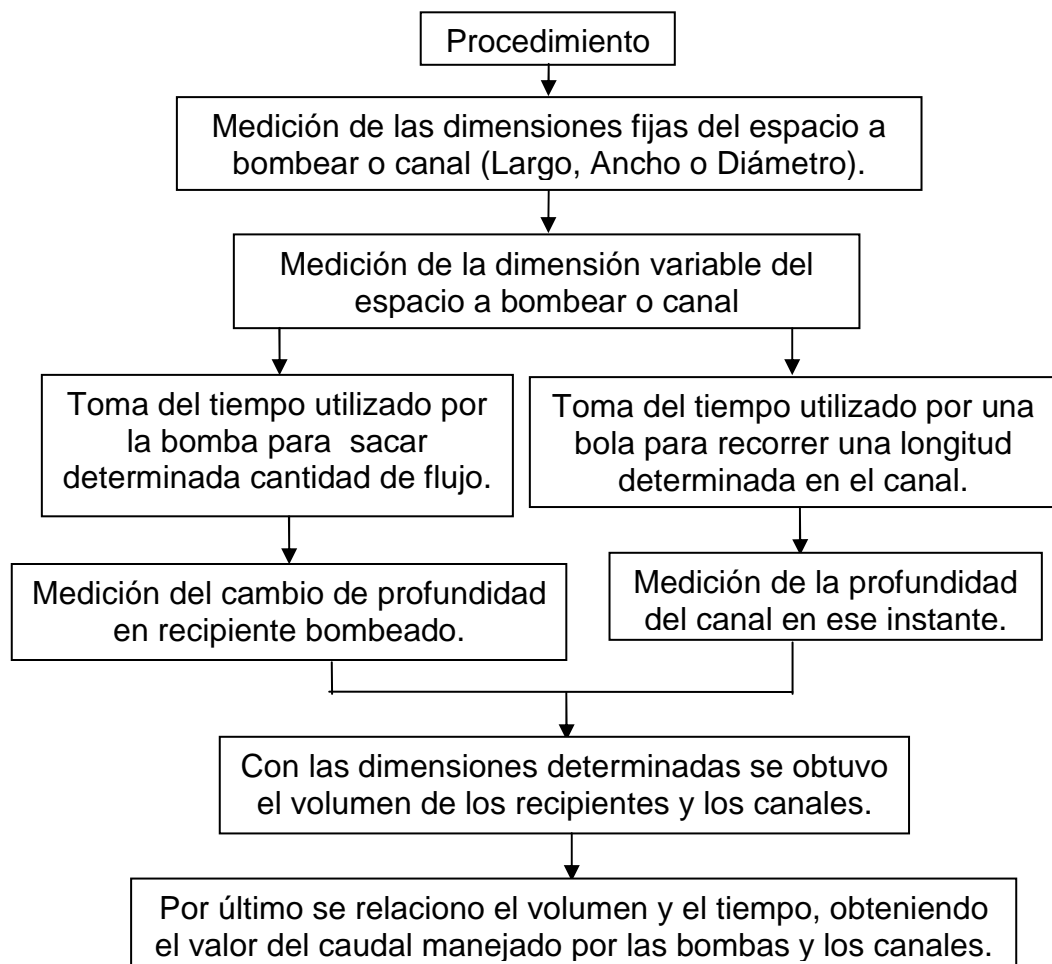
3.3.4 Bandas transportadoras de tusas 1 y 2

3.3.5 Sinfines bajo desfrutadores 1 y 2

3.3.6 Sinfines inclinados 1 y 2

3.3.7 Elevadores de fruto 1 y 2

Figura 1. Procedimiento de medición del los caudales en bombas y canales.



Sobre estos equipos se realizó la medición de la capacidad real en masa por unidad de tiempo, datos presentados en los resultados.

3.4 EXTRACCIÓN

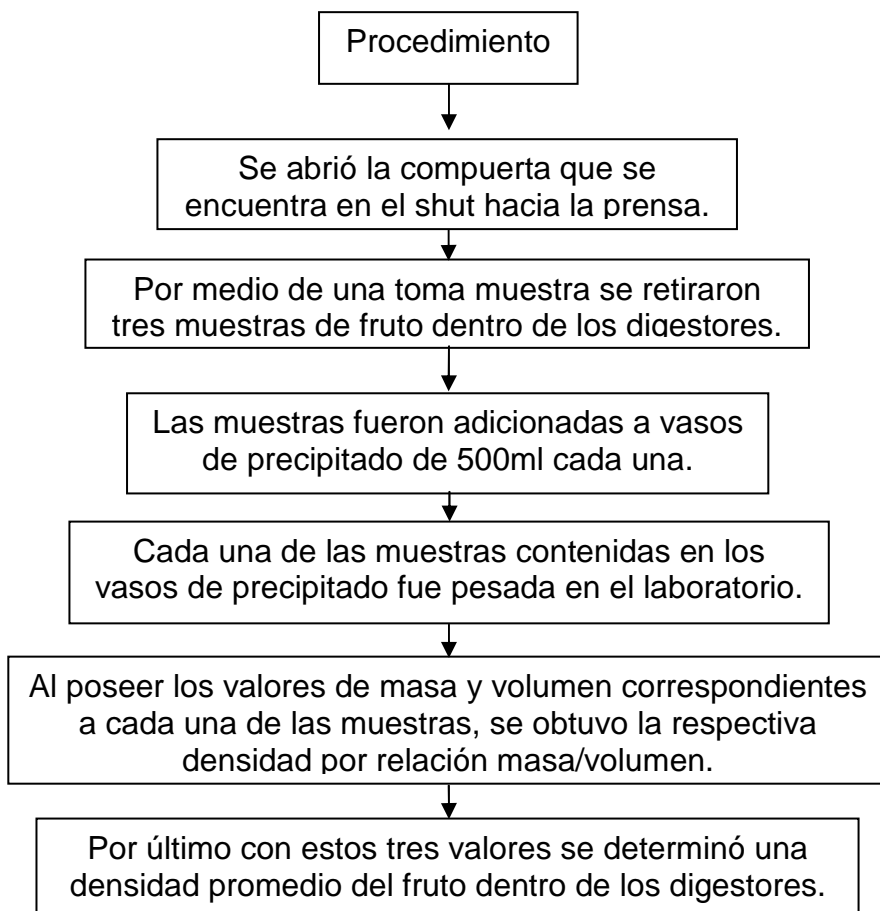
3.4.1 Sinfín distribuidor

3.4.2 Sinfines alimentadores a digestores 1 y 2

3.4.3 Digestores 1, 2, 3 y 4

En los digestores se realizó una de las pruebas más útiles para el trabajo, esta fue la determinación de la densidad del fruto contenido en estos equipos y se hizo siguiendo los pasos presentados en el procedimiento de la figura 2, los valores se presentan en los resultados.

Figura 2. Densidad del fruto dentro de los digestores.



3.4.4 Prensas 1, 2, 3 y 4. Se procedió con una prueba sobre estos equipos con el fin de conseguir el valor más aproximado del consumo real de prensado en planta, a continuación se presenta el procedimiento realizado para dicha prueba, la cual fue bastante dispendiosa pero muy útil para el desarrollo del trabajo, los valores obtenidos se muestran en los resultados, además en los resultados también se pueden observar los datos que dieron sobre este mismo tema pero para una prueba fallida, por otra parte en los resultados se presentan los datos del flujo másico de fibra y nuez provenientes de las prensas 3 y 4 (prensas pequeñas).

Procedimiento: Capacidad de consumo real prensas.

- ✓ Se comenzó sacando bultos con nuez procedentes del silo de nuez.
- ✓ Se pintó la nuez de los bultos con pintura de color azul para notar una diferencia en la salida de las prensas.
- ✓ Los bultos pintados se subieron hacia donde se encuentran los digestores.
- ✓ Al llenarse los digestores se procedió a adicionar unos bultos encima del fruto, la cantidad de bultos dependía del digestor al que se le realizara la prueba.
- ✓ En el instante que se adicionaban los bultos a los digestores se empezó a tomar el tiempo y el proceso de llegada de fruto seguía trabajando normal.
- ✓ La toma del tiempo se detuvo al momento que se pudo divisar una porción de la nuez pintada en la salida de cada prensa.
- ✓ Luego con la densidad del fruto y el volumen de los digestores se obtuvo la cantidad de masa que contiene cada uno.
- ✓ Por último teniendo la masa dentro de los digestores y el tiempo en que se consumió el fruto, con una relación se obtuvo la capacidad de consumo de las prensas.

Unas medidas importantes en lo referente a la extracción en planta fueron obtenidos posterior al prensado, son estos los valores del porcentaje de extracción en el primer trimestre de 2007 y la eficiencia real de extracción del proceso, datos presentados en los resultados.

3.5 DESFIBRACIÓN

En esta etapa globalmente se realizo un balance general de masa sobre los equipos de la misma, cuyos datos se tabularon y se presentan en los resultados.

3.5.1 Sinfines rompedores de torta 1 y 2

3.5.2 Columnas neumáticas de fibras 1 y 2

3.5.3 Tambores pulidores 1 y 2

3.5.4 Elevadores neumáticos de nuez 1 y 2

3.5.5 Ciclones de fibra 1 y 2

3.5.6 Exclusas de fibra 1 y 2

3.5.7 Sinfín principal de fibra

3.5.8 Sinfines alimentación calderas vr-1 y vr-2

3.6 CLARIFICACIÓN

3.6.1 Tanque desarenador

3.6.2 Tamiz vibratorio circular

Se midieron por medio de la llegada al tamiz vibratorio los flujos masicos y volumétricos provenientes de florentinos, centrifugas, prensas con agua

(dilución) y prensas sin agua, con el fin de saber cuál es la cantidad aproximada que adicionan en conjunto las prensas a la etapa de clarificación, cada prueba se realizó tres veces con las bombas de crudo fuera de funcionamiento en cada experimento, se midieron las distancias, tiempos, cantidades de afrecho producido y fluido adicionado al tamiz vibratorio y al tanque de crudo durante cada prueba.

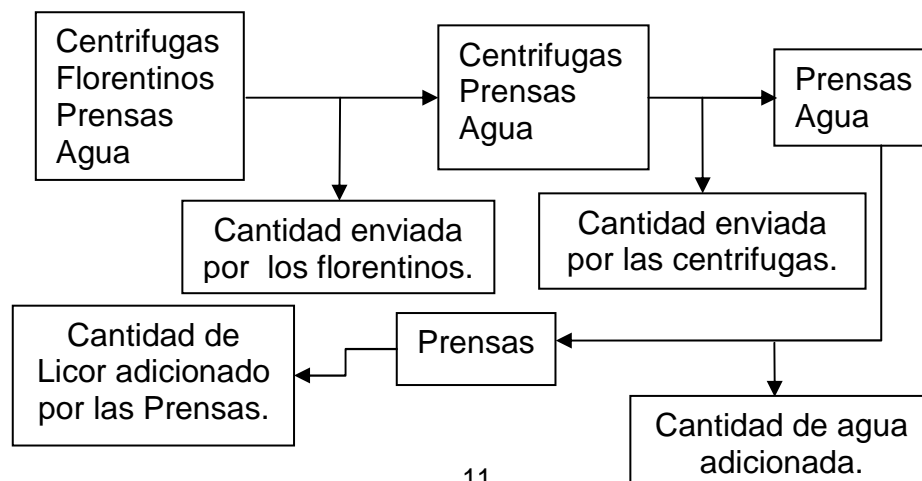
Implementos:

- 6 palos de igual tamaño teniéndolos como medidores.
- Cronómetro.
- Flexómetro.
- Costales para afrecho.
- Peso.

Realizado antes de las pruebas:

- ✓ Observar trabajo del proceso, para tener las mismas condiciones en cada prueba.
- ✓ Dejar fuera de funcionamiento las bombas de crudo.
- ✓ Hablar con los operarios para solicitud de colaboración con las mediciones.

Figura 3. Esquema de la determinación de las cantidades correspondientes.



- 3.6.3 Tanque de aceite crudo**
- 3.6.4 bombas de aceite crudo 1 y 2**
- 3.6.5 Columnas precalentadoras 1 y 2**
- 3.6.6 Agitador de fuerzas cortantes**
- 3.6.7 Clarificador vertical y horizontal**
- 3.6.8 Bombas deslodadoras 1 y 2**
- 3.6.9 Ciclón desarenador**
- 3.6.10 Tamiz de lodos**
- 3.6.11 Tanque de lodos**
- 3.6.12 Filtros cepillo 1, 2, 3 y 4**
- 3.6.13 Centrifugas de lodos 1, 2, 3 y 4**
- 3.6.14 Tanque de recuperación centrifuga**
- 3.6.15 Bomba de recuperación centrifuga**
- 3.6.16 Tanque recolector de purgas**
- 3.6.17 Bomba recolectora de purgas**
- 3.6.18 Tanque sedimentador**
- 3.6.19 Secador atmosférico de aceite**
- 3.6.20 Tanque de aceite terminado**
- 3.6.21 Bombas de aceite terminado 1 y 2**
- 3.6.22 Tanques de almacenamiento 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8 y 9**
- 3.6.23 Bombas de despacho 1 y 2**
- 3.6.24 Bomba de recuperacion florentinos**
- 3.6.25 Bombas de lodos a piscinas 1 y 2**

Para complementar la información anterior, se presenta lo relevante a uno de los objetivos más importantes del trabajo, el referente al balance global de masa del proceso en las etapas correspondientes.

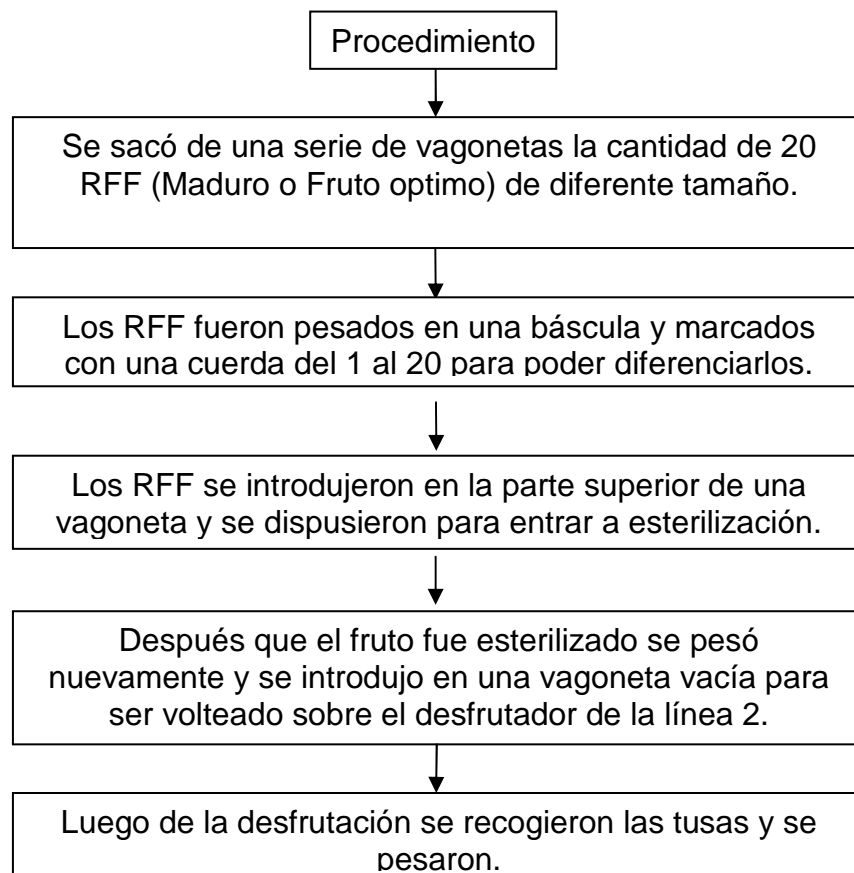
4. BALANCE DE MASA

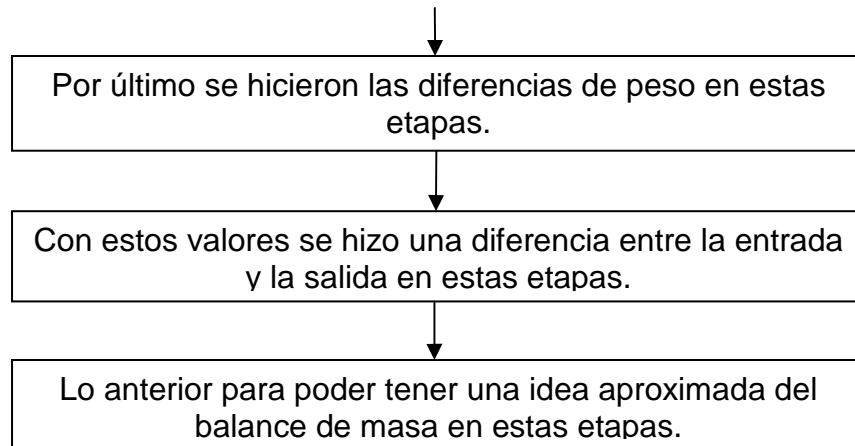
Se procedió con la realización de un balance de masa desde que el RFF (Maduro o Fruto optimo) estaba en la vagoneta hasta que salieron las tusas vacías de los desfrutadores.

En la figura 4 se encuentra plasmado el esquema del procedimiento que se siguió para realizar el balance general de masa del proceso de extracción de aceite crudo de palma.

Los datos correspondientes a esta sección se presentan en la parte de los resultados.

Figura 4. Procedimiento Balance de Masa.





4.1 VALORES DE MASA EN LAS ETAPAS

4.2 VALORES DE MASA Y PORCENTAJES BALANCE DE MASA

4.3 PORCENTAJE DE FRUTO ADHERIDO EN TUSA

4.4 PORCENTAJE DE ACEITE EN TUSA

Por último se presenta la información que hace referencia a la serie de pruebas que quedaron sin realizar, que por diferentes circunstancias que se explicaran allí impidieron su desarrollo dentro de la elaboración del trabajo.

5. PRUEBAS NO REALIZADAS

Las pruebas que no se realizaron fue debido a factores como mantenimiento de los equipos del proceso, logística y organización de las pruebas, falta de energía, dificultades en la toma de las muestras entre otros y esto afecto el desarrollo de las siguientes pruebas importantes dentro de la caracterización del proceso.

5.1 FLUJOS SOBRE TAMIZ VIBRATORIO CON LAS 4 PRENSAS Y LAS 4 CENTRIFUGAS EN FUNCIONAMIENTO

La prueba con las 4 prensas y las 4 centrifugas no fue posible realizar debido a que en el momento en que se realizó con 3 de cada equipo fue por mantenimiento de la centrifuga 2 y de la prensa 1, luego los meses siguientes por falta de fruto no se encendían las 4 prensas por poca cantidad, ni las 4 centrifugas por poco lodo, cuando funcionaban las 4 de uno del otro no y en el tiempo restante ya fue por falta de organización en cómo desarrollarla sin que se afectara algún factor del proceso.

5.2 FLUJOS DE FIBRA Y NUEZ PRENSAS 1 Y 2

Esta prueba sobre las prensas se complicó debido a que poseen un shut (caída) sobre el sinfín torta el cual debía ser retirado para poder introducir un costal y tomar la respectiva muestra, debido al vapor expulsado en esta parte del equipo los mecánicos no sacaban esta pieza por miedo a quemarse; este procedimiento se debía hacer durante un mantenimiento, otro factor que afectó dicha toma era que esta medida producía para del equipo por un tiempo de 15 a 20 minutos aprox. para cada una y esto no fue permitido.

5.3 MEDICIÓN CAUDAL CENTRIFUGAS 1, 2, 3 Y 4

La no realización de esta prueba fue por no hallar la mejor forma para llevarla a cabo o sea falta de logística, por cómo ponerle una marca al tanque de lodos para ver cuanta cantidad de lodos consumía cada centrifuga y hacerlo por lo menos en tres oportunidades para cada una con el fin de conseguir un promedio de flujo y patrón de consumo de lodos del proceso.

5.4 LICOR DE PRENSADO, PRENSA 1, 2, 3 Y 4

En el caso de esta prueba la no realización se dio por dificultad en la toma de muestra del flujo, porque el flujo que sale de las camisas de prensado lo hace a alta velocidad y no en la misma dirección, además con una temperatura elevada y no se consiguió una forma de llevarlo a cabo sin provocar una lesión en personas participantes de esta toma de muestras.

5.5 CUBICACIÓN TANQUES DE ALMACENAMIENTO

Esta prueba no se pudo realizar porque esta medición es hecha por personas especializadas en el tema, las cuales cobran por su servicio y como no se disponía de la autoridad para manejo de recursos; ni de peticiones de este tipo, por tal motivo no se pudo proceder con el desarrollo de dicha prueba.

6. RESULTADOS Y ANÁLISIS

De aquí en adelante se presentan los datos más importantes obtenidos de todo el proceso, son plasmados como resultados y análisis, tales datos fueron adquiridos por medio de información suministrada, pruebas realizadas, además del constante contacto con el proceso y se logro expresar de la siguiente manera.

- Los primeros datos hacen constancia de lo que posee el proceso en la etapa conocida como recepción en cantidades de fruto en planta, fruto procesado y capacidad de almacenamiento, esto se refleja en las tablas 1 a 8 con su respectiva explicación, el resto de información sobre esta etapa se encuentra en el anexo 1, punto 1.1..

Tabla 1. Entradas, número de viajes y peso entrando de RFF de enero 2007.

| Enero | Numero de Viajes | Peso de RFF Entrando (Kg) | Peso por Viaje (Kg) |
|-----------------|-------------------------|----------------------------------|----------------------------|
| Total | 1319 | 12355820 | 9367.5663 |
| Promedio | 43.97 | 411860.6667 | |

Tabla 2. Entradas, número de viajes y peso entrando de RFF de febrero 2007.

| Febrero | Numero de Viajes | Peso de RFF Entrando (Kg) | Peso por Viaje (Kg) |
|-----------------|-------------------------|----------------------------------|----------------------------|
| Total | 1365 | 12920900 | 9465.8608 |
| Promedio | 45.50 | 430696.6667 | |

Tabla 3. Entradas, número de viajes y peso entrando de RFF de marzo 2007.

| Marzo | Numero de Viajes | Peso de RFF Entrando (Kg) | Peso por Viaje (Kg) |
|-----------------|-------------------------|----------------------------------|----------------------------|
| Total | 1299 | 11787020 | 9073.9184 |
| Promedio | 43.3 | 392900.6667 | |

Al observar las tablas 1 y 2 se puede apreciar que la recepción durante febrero fue superior en 565080 Kg de fruto y 46 viajes durante todo el mes con fruto entrando a planta, en la tabla 3 se nota una disminución en la entrada de fruto representativa, debido a la caída de la cosecha durante marzo, comparándola con la tabla 1 disminuyo 20 viajes y 568800 Kg durante todo el mes y con respecto de la tabla 2 fue de 66 viajes y 1133880 Kg durante todo el mes, con las comparaciones anteriores se puede apreciar que el mes con mejor cosecha y mejor entrada de RFF a la planta fue febrero.

Tabla 4. Capacidad real de almacenamiento de fruto en planta.

| Capacidad de Almacenamiento de Fruto en Planta | | |
|---|---------------|--------------|
| Tipo de Vagoneta | Transmilenio | Convencional |
| Numero de Vagonetas | 75 | 132 |
| Capacidad Vagoneta (Ton) | 1.55 | 1.30 |
| Almacenamiento Vagonetas (Ton) | 116.25 | 171.60 |
| Almacenamiento Total Vagonetas (Ton) | 287.85 | |
| Almacenamiento Total Tolva (Ton) | 130 | |
| Almacenamiento Total Planta (Ton) | 417.85 | |

En la tabla 4 se puede apreciar la capacidad real de almacenamiento de fruto en planta, para obtener este dato se tuvo en cuenta el tipo de vagoneta, la cantidad existente de cada una y su capacidad, valor que asciende a las 288 Ton. Aprox., a este valor se le adiciona la capacidad de la tolva de recibo que asciende a las 130 Ton., lo anterior nos arroja un valor de almacenamiento en planta muy cercano a las 418 Ton. de fruto en planta en su capacidad máxima de almacenamiento, el balance de masa en las vagonetas no posee mucha información, lo que hay para observar aquí es que la masa entrante debería salir en su totalidad lo cual no ocurre, porque luego de que las vagonetas son volteadas sobre las tolvas para desfrutación quedan algunos residuos en ellas que no representan mayor pérdida pero de todas formas se deben tener en cuenta.

Tabla 5. Valores de fruto y vagonetas procesados durante enero de 2007.

| Enero | Vagonetas Procesadas | Peso Promedio Vagoneta (Kg) | Fruto Procesado (Kg) |
|-----------------|-----------------------------|------------------------------------|-----------------------------|
| Total | 8793 | 42001.025 | 12328456.03 |
| Promedio | 293.1 | 1400.034167 | 410948.5342 |

Tabla 6. Valores de fruto y vagonetas procesados durante febrero de 2007.

| Febrero | Vagonetas Procesadas | Peso Promedio Vagoneta (Kg) | Fruto Procesado (Kg) |
|-----------------|-----------------------------|------------------------------------|-----------------------------|
| Total | 9323 | 38515 | 12772216 |
| Promedio | 332.9642857 | 1375.535714 | 456150.5714 |

Tabla 7. Valores de fruto y vagonetas procesados durante marzo de 2007.

| Marzo | Vagonetas Procesadas | Peso Promedio Vagoneta (Kg) | Fruto Procesado (Kg) |
|-----------------|-----------------------------|------------------------------------|-----------------------------|
| Total | 9097 | 39122.615 | 12161084.79 |
| Promedio | 293.4516129 | 1262.019839 | 392293.0577 |

En las tablas 5 y 6 se ve la diferencia de vagonetas y fruto procesado entre los meses de enero y febrero, reflejándose en un aumento de los valores en febrero de 530 vagonetas y 443759.97 Kg de fruto procesados, esto se da en parte porque durante este mes las prensas estuvieron funcionando bien y hubo fruto suficiente para procesar, la tabla 7 en comparación con la tabla 5 tuvo un aumento de 304 vagonetas procesadas y una disminución de fruto procesado de 167371.24 Kg de fruto procesado en el mes y con respecto de la tabla 6 se produjo una disminución de 226 vagonetas procesadas y una disminución de 611131.21 Kg de fruto procesado en el mes, esto refleja como perjudico la baja de cosecha durante marzo el procesamiento de fruto en planta.

Para obtener el TRH real promedio del proceso presentado en la tabla 8 concerniente a cada mes se procede a desarrollar la siguiente fórmula:

TRH real mes = (Fruto procesado mes (Kg) / 1 mes) * (1 Ton / 1000 Kg) * (1 mes / 25 días) * (1 día / 22 horas) = **TRH**.

Tabla 8. Eficiencia del proceso (Real Vs. Instalada).

| TRH REAL DEL PROCESO | | | |
|-----------------------------|----------------|----------------------------|-------------------------------|
| Capacidad Real | | Capacidad Instalada | Eficiencia proceso (%) |
| Mes | TRH | TRH | |
| Enero | 22.4153 | 27 | 83.01962963 |
| Febrero | 23.2222 | | 86.00814815 |
| Marzo | 22.1111 | | 81.89296296 |
| Promedio | 22.5829 | | 83.64024691 |

Como se puede apreciar en la tabla 8 la mejor eficiencia del proceso se produjo durante febrero, llegando a un máximo de 86% aprox. y en promedio durante los primeros tres meses del año no supero el 84% comparándola con la capacidad instalada en planta, esto refleja que durante el primer trimestre de 2007 la planta no cumplió con la obtención del TRH más adecuado para el proceso que para iniciar debe ser la capacidad instalada en planta, para que se hubiese cumplido dicha meta durante estos tres meses se debió haber procesado 4.32 Ton/h de fruto de más de las que fueron procesadas en promedio aproximadamente durante este periodo de tiempo diariamente.

- En la etapa de esterilización los resultados más importantes se tienen en cuenta en el balance de masa por etapa y global del proceso, las tablas 9 y 10 presentadas a continuación se adicionan para comprobar el procedimiento utilizado y descrito en la figura 1, el resto de la información de esta etapa se consigno en el anexo 1, punto 1.2., con tablas, esquemas y graficas para visualizar mejor la etapa en todo su contexto.

Tabla 9. Caudal bomba de condensados.

| Bomba de Condensados | | | | | |
|--------------------------------|----------|----------|----------|----------|-----------------|
| Dimensión/ Medición | 1 | 2 | 3 | 4 | Promedio |
| Largo (m) | 1,2 | 1,2 | 1,2 | 1,2 | 1,2 |
| Ancho(m) | 1,1 | 1,1 | 1,1 | 1,1 | 1,1 |
| Profundidad (m) | 0,034 | 0,033 | 0,033 | 0,034 | 0,0335 |
| Volumen (m ³) | 0,04488 | 0,04356 | 0,04356 | 0,04488 | 0,04422 |
| Tiempo (h) | 0,005739 | 0,005828 | 0,005789 | 0,0058 | 0,00579 |
| Caudal (m ³ /h) | 7,820329 | 7,474547 | 7,524760 | 7,73793 | 7,63939 |
| Temperatura (°C) | 34 | 36 | 35 | 36 | 35,25 |
| Potencia (HP) | 2,4 | 2,4 | 2,4 | 2,4 | 2,4 |

Tabla 10. Medida promedio del flujo del canal de condensados.

| Canal Salida de Condensados | | | | |
|------------------------------------|----------|----------|----------|-----------------|
| Dimensión/ Medición | 1 | 2 | 3 | Promedio |
| Largo (m) | 2 | 2 | 2 | 2 |
| Ancho(m) | 0.3 | 0.3 | 0.3 | 0.3 |
| Profundidad (m) | 0.036 | 0.055 | 0.065 | 0,052 |
| Volumen (m ³) | 0.0216 | 0.033 | 0.039 | 0.0312 |
| Tiempo (h) | 0.00101 | 0.00105 | 0.00101 | 0.00102 |
| Caudal (m ³ /h) | 21.6668 | 31.7232 | 38.7232 | 30.7044 |
| Temperatura (°C) | 82.8 | 81.8 | 81.2 | 81.9333 |

- En la etapa de desfrutación los datos de mayor valor para el desarrollo del trabajo hacen referencia al equipo principal de esta sección, los desfrutadores con capacidades y cantidades en cada línea en el proceso y el otro dato fue el de la capacidad de los elevadores de fruto en cada línea para saber qué cantidad llevan estos hacia los digestores, se tabuló y explicó

entre las tablas 11 a 15, el resto de información sobre esta etapa se muestra en el anexo 1, punto 1.3., con sus respectivas características.

Tabla 11. Capacidad desfrutador línea 1.

| Capacidad Desfrutador 1 | |
|-----------------------------------|------------------|
| Cantidad de Tusas (#) | 50 |
| Tiempo promedio (h) | 0.0420 |
| Numero de Tusas / hora | 1190.4762 |
| Peso promedio Fruto entrando (Kg) | 11.48 |
| Capacidad entrando (Kg/h) | 13666.6667 |
| Peso promedio Fruto saliendo (Kg) | 3.54 |
| Capacidad saliendo (Kg/h) | 4214.2857 |
| Capacidad Total (Kg/h) | 9452.3810 |

Tabla 12. Capacidad desfrutador línea 2.

| Capacidad Desfrutador 2 | |
|-----------------------------------|-------------------|
| Cantidad de Tusas (#) | 50 |
| Tiempo promedio (h) | 0.0188 |
| Numero de Tusas / hora | 2659.5745 |
| Peso promedio Fruto entrando (Kg) | 11.48 |
| Capacidad entrando (Kg/h) | 30531.9153 |
| Peso promedio Fruto saliendo (Kg) | 3.54 |
| Capacidad saliendo (Kg/h) | 9414.8937 |
| Capacidad Total (Kg/h) | 21117.0216 |

De las tablas 18 y 19 del anexo 1 se tomaron los valores promedio, que son los tres primeros presentados en las tablas 11 y 12, sirvieron para obtener las capacidades reales de los desfrutadores, se puede observar que el desfrutador de la línea 2 duplica en capacidad al de la línea 1, además estos valores también fueron conseguidos utilizando unos datos del balance de masa presentes en la sección 2, en lo que tiene que ver con pesos de fruto en el interior de los desfrutadores, por otro lado también en el anexo 1 (tablas 20 y 21) se muestran los tiempos de residencia de las tusas en los desfrutadores de las líneas 1 y 2, con la explicación de las diferencias entre estos valores.

Tabla 13. Cantidad de masa desfrutador línea 1 durante el balance de masa.

| LÍNEA 1 | |
|---|----------------|
| Masa entrando (Kg) | 229.50 |
| Tiempo de residencia promedio (h) | 0.0602 |
| Flujo masico a la entrada (Kg/h) | 3812.30 |
| Masa saliendo (Kg) | 70.75 |
| Tiempo de residencia promedio (h) | 0.0602 |
| Flujo masico a la salida (Kg/h) | 1175.25 |
| Flujo masico total de fruto (Kg/h) | 2637.05 |

Tabla 14. Cantidad de masa desfrutador línea 2 durante el balance de masa.

| LÍNEA 2 | |
|---|----------------|
| Masa entrando (Kg) | 229.50 |
| Tiempo de residencia promedio (h) | 0.0619 |
| Flujo masico a la entrada (Kg/h) | 3707.59 |
| Masa saliendo (Kg) | 70.75 |
| Tiempo de residencia promedio (h) | 0.0619 |
| Flujo masico a la salida (Kg/h) | 1142.97 |
| Flujo masico total de fruto (Kg/h) | 2564.62 |

En las tablas 13 y 14 se aprecian las cantidades de fruto que se encontraban en los defrutadores teniendo como base de cálculo datos del balance de masa de la sección 2 de los resultados, se hace notorio que el desfrutador 1 posee un valor mayor de fruto por unidad de tiempo sin que sea muy superior, ascendiendo a los 72.42 Kg/h, produciendo que una mayor cantidad de fruto sea extraído a través de la línea 1.

Tabla 15. Capacidad de los elevadores de fruto línea 1 y 2.

| Capacidad Elevadores Línea 1 Y 2 | |
|--|--------------|
| Capacidad cangilón (Kg) | 1.8 |
| Tiempo gastado por línea en dar una vuelta (s) | 30 |
| Numero de Cangilones por Línea (#) | 65 |
| Capacidad de Línea 1 y 2 (Kg/h) | 14040 |

- Al continuar con la muestra de los resultados aparece la etapa de extracción, etapa de bastante relevancia dentro del proceso, estos datos comprenden el seguimiento del procedimiento en la figura 2 para obtener la densidad a granel del fruto, procedimiento para calcular eficiencia en el prensado seguido de la figura 2, flujos de fibra y nuez en las prensas pequeñas, extracción mensual y eficiencia de extracción real, dicha información se consigna desde la tabla 16 hasta la tabla 24 con su respectivo análisis, la información restante de esta etapa esta en el anexo 1, punto 1.4..

Tabla 16. Densidad fruto.

| Densidad Fruto en Digestores | | | |
|-------------------------------------|---------------|----------|----------|
| Valor / Muestra | 1 | 2 | 3 |
| Peso vaso vacío (Kg) | 0.1711 | 0.1858 | 0.1869 |
| Peso vaso + muestra (Kg) | 0.65 | 0.64 | 0.67 |
| Peso muestra (Kg) | 0.4789 | 0.4542 | 0.4831 |
| Volumen (L) | 0.50 | 0.50 | 0.50 |
| Densidad (Kg/L) | 0.9578 | 0.9084 | 0.9662 |
| Densidad Promedio (Kg/L) | 0.9441 | | |

Tabla 17. Tiempo de consumo del fruto en los digestores.

| Prensa 1 | Prensa 2 | Prensa 3 | Prensa 4 |
|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|
| Tiempo (s) | Tiempo (s) | Tiempo (s) | Tiempo (s) |
| 1178.90 | 1215.70 | 972.83 | 1010.85 |
| 1185.54 | 1206.48 | 968.32 | 1018.21 |
| 1182.22 | 1211.09 | 970.575 | 1014.53 |

Tabla 18. Consumo prensas.

| Consumo Prensas | | | | |
|---|--------------------|---------------|---------------|---------------|
| Valor / Prensa | 1 | 2 | 3 | 4 |
| Volumen Digestor (m ³) | 3.95 | 3.95 | 1.882 | 1.882 |
| Densidad Promedio fruto (Ton/m ³) | 0.9441 | | | |
| Masa Consumida (Ton) | 3.7292 | 3.7292 | 1.7768 | 1.7768 |
| Tiempo de Consumo (h) | 0.3284 | 0.3364 | 0.2696 | 0.2818 |
| Flujo Másico Prensa (Ton/h) | 11.356 | 11.085 | 6.5903 | 6.3048 |
| Capacidad Prensado Real (Ton/h) | 35.33615 | | | |
| Capacidad Prensado Instalada (Ton/h) | 33 | | | |
| Eficiencia de Prensado (%) | 107.0792446 | | | |

En la tabla 18 se muestran los valores obtenidos del consumo de las prensas, estos datos son próximos al obtenido en los informes de producción diarios, en la tabla se puede ver que la planta está consumiendo en prensado aprox. un 7% por encima de la capacidad instalada, lo cual es adecuado en la medida que la planta este en la capacidad de procesar tal cantidad en las siguientes etapas, también se puede ver que la línea 1 (prensas #1 y #3) es la que posee un mayor consumo con aproximadamente 0.5 Ton/h por encima de la línea 2 (prensas #2 y #4), los datos aquí consignados fueron el resultado de hacer la prueba sobre las prensas en dos oportunidades a cada una, el tiempo que aparece como de consumo en esta tabla son los valores promedio de tiempo que aparecen en la tabla 17 divididos entre 3600 s/h.

✦ Flujo de Fibra y nuez saliendo de las prensas

Tabla 19. Flujo fibra y nuez prensa 3.

| Flujo Fibra y Nuez Prensa 3 | | | |
|------------------------------------|------------------|-------------------|----------------------------|
| Medida/Dimensión | Masa (Kg) | Tiempo (h) | Flujo Másico (Kg/h) |
| 1 | 12.50 | 0.00926389 | 1349.325337 |
| 2 | 11.75 | 0.00871667 | 1347.992352 |
| 3 | 13.00 | 0.01013333 | 1282.894737 |
| Promedio | 12.41667 | 0.0093713 | 1326.737475 |

Tabla 20. Flujo fibra y nuez prensa 4.

| Flujo Fibra y Nuez Prensa 4 | | | |
|------------------------------------|------------------|-------------------|----------------------------|
| Medida/Dimensión | Masa (Kg) | Tiempo (h) | Flujo Másico (Kg/h) |
| 1 | 11.50 | 0.0099389 | 1157.070989 |
| 2 | 10.75 | 0.0093306 | 1152.12861 |
| 3 | 11.25 | 0.0096333 | 1167.820069 |
| Promedio | 11.17 | 0.009634 | 1159.006556 |

Lo que hace referencia con los valores de flujo que sale de fibra y nuez a través de las prensas fueron datos que no se pudieron concluir debido a que solo se pudo realizar dicha prueba sobre las prensas pequeñas (3 y 4), para estas prensas se ve que los valores son similares, sin embargo la prensa 3 posee mayor flujo ascendiendo a los 167.730919 Kg/h por encima de la prensa 4, para saber cuál es la línea que posee un mayor flujo era necesario hacer la prueba sobre las otras dos prensas (1 y 2), en el punto de pruebas no realizadas se da la explicación concerniente al porque no se realizaron las pruebas sobre estas prensas.

- Fruto procesado, Aceite producido y porcentaje de extracción durante los meses de enero, febrero y marzo de 2007:

Tabla 21. Porcentaje de extracción enero 2007.

| Enero | Fruto Procesado (Kg) | Aceite Producido (Kg) | Porcentaje Extracción (%) |
|-----------------|-----------------------------|------------------------------|----------------------------------|
| Total | 12374056 | 2535870 | 20.49344209 |
| Promedio | 412468.5333 | 84529 | 19.24306574 |

Tabla 22. Porcentaje de extracción febrero 2007.

| Febrero | Fruto Procesado (Kg) | Aceite Producido (Kg) | Porcentaje Extracción (%) |
|-----------------|-----------------------------|------------------------------|----------------------------------|
| Total | 12772258 | 2566010 | 20.09049614 |
| Promedio | 456152.0714 | 91643.21429 | 19.52748958 |

Tabla 23. Porcentaje de extracción marzo 2007.

| Marzo | Fruto Procesado (Kg) | Aceite Producido (Kg) | Porcentaje Extracción (%) |
|-----------------|-----------------------------|------------------------------|----------------------------------|
| Total | 12315523 | 2339343 | 18.99507638 |
| Promedio | 397274,9355 | 75462,67742 | 16,60766387 |

En las tablas 21 y 22 se puede apreciar que durante febrero hubo un aumento en el fruto procesado de 398202 Kg, de aceite producido de 30140 Kg, pero que durante ese mismo periodo de tiempo la disminución en el

porcentaje total de extracción fue poco apreciable, haciéndose equivalente de forma aprox. a un 0.4029% de este valor, al realizarse la comparación entre la tabla 23 y la tabla 22 se aprecia que el fruto procesado sufrió una disminución de 58533 Kg, de aceite producido de 196527 Kg y de porcentaje de extracción de 1.4984%, luego al compararla con la tabla 21 arroja los siguientes resultados una disminución de fruto procesado de 456735 Kg, de aceite procesado de 226667 Kg y de porcentaje de extracción 1.0954% del total, lo que se puede apreciar de las tres tablas anteriores es que marzo fue el mes más deficiente en cuanto a extracción de aceite crudo de palma lo que se refleja en una menor cantidad de fruto procesado, la posible causa de esta disminución puede ser la baja en la cosecha durante este periodo.

Tabla 24. Eficiencia de extracción del proceso.

| EXTRACCIÓN REAL PROCESO | | | |
|--------------------------------|-----------------------|----------------------------|-------------------------------------|
| Capacidad Real | | Capacidad Instalada | Eficiencia de Extracción (%) |
| Mes | (%) Extracción | (%) Extracción | |
| Enero | 20,49344209 | 21 | 97,58781948 |
| Febrero | 20,09049614 | | 95,66902924 |
| Marzo | 18,99507638 | | 90,45274467 |
| Promedio | 19,85967154 | | 94,56986446 |

En la tabla 24 se puede observar que a pesar de que los datos de fruto procesado fueron superiores durante el mes de febrero (Tabla 6), la mayor extracción en el proceso se logró durante el mes de enero alcanzando un 98% aproximadamente comparándolo con el porcentaje de extracción instalado, este es un valor bastante adecuado para lo que se debe manejar en el proceso, pero también se debe tener en cuenta que la extracción promedio durante el primer trimestre de 2007 estuvo muy cerca del 20% ocasionando una eficiencia promedio de extracción del 95% aproximadamente, lo cual conduce a un comportamiento favorable en el proceso por ser un valor próximo a la capacidad instalada, esto produce que

el proceso trabaje de la forma más adecuada posible y así cumpla con el requerimiento de extracción.

- La información que se presenta a continuación es la concerniente a la etapa de desfibración, donde se tabulan los flujos másicos en esta sección con trabajo de las cuatro prensas, fue realizado durante los días 15 y 23 de febrero y 23 de marzo, estos días fueron los únicos que se pudieron hacer las tomas para todos los equipos tabulados, en las tablas de la 25 a 31 aparecen los promedios totales entre las tres fechas mencionadas, el resto de la información en la etapa de desfibración se encuentra en el anexo 1, punto 1.5..

❖ BALANCE ETAPA DE DESFIBRACIÓN

Tabla 25. Corriente prensas balance desfibración.

| Corriente prensas | | | | |
|---------------------------|---------------|---------------|---------------|-----------------------|
| Prensas/Mediciones | Feb-15 | Feb-23 | Mar-23 | Promedio (Amp) |
| | 1 | 2 | 3 | |
| 1 | 80 | 70 | 60 | 70 |
| 2 | 50 | 50 | 50 | 50 |
| 3 | 60 | 50 | 50 | 53.333 |
| 4 | 50 | 40 | 45 | 45 |

Tabla 26. Flujo másico tambores pulidores 1 y 2.

| Tambor Pulidor 1 y 2 | | | | | | | |
|-----------------------------|---------------|------------------|-------------------|----------------------------|------------------|-------------------|----------------------------|
| Fecha | Medic. | 1 | | | 2 | | |
| | | Masa (Kg) | Tiempo (h) | Flujo Másico (Kg/h) | Masa (Kg) | Tiempo (h) | Flujo Másico (Kg/h) |
| Feb-15 | 1 | 10.042 | 0.0043 | 2356.97 | 8.25 | 0.0043 | 1937.86 |
| Feb-23 | 2 | 5.617 | 0.0028 | 1983.87 | 5.35 | 0.0029 | 1872.95 |
| Mar-23 | 3 | 9.217 | 0.0044 | 2098.07 | 8.62 | 0.0043 | 2015.53 |
| Promedio | | 8.292 | 0.0038 | 2146.31 | 7.41 | 0.0038 | 1942.12 |
| Suma Flujos (Kg/h) | | 4088.42 | | | | | |

Tabla 27. Flujo másico silo de nuez.

| Silo de Nuez | | | | |
|---------------------|-------------------|-------------------|-------------------|----------------------------|
| Fecha | Mediciones | Masa (Kg) | Tiempo (h) | Flujo Másico (Kg/h) |
| Feb-15 | 1 | 9.42 | 0.00424907 | 2217.017138 |
| Feb-23 | 2 | 10.3766667 | 0.00287778 | 3606.064427 |
| Mar-23 | 3 | 18.3166667 | 0.00428241 | 4277.212071 |
| Promedio | | 12.7044444 | 0.00380309 | 3366.764545 |

Diferencia = 4088.419675 – 3366.764545 = 721.65513 Kg/h.

La diferencia entre lo que sale de los tambores pulidores en tabla 26 y lo que sale del silo de nuez en la tabla 27 muestra una diferencia del 17.65% de flujo de exceso a favor de los tambores pulidores lo cual produce que el balance de masa en estos equipos sea inadecuado, para que este cumpliera con lo deseado la parrilla del silo de nuez debe ser abierta.

Tabla 28. Flujo másico hidrociclón.

| Hidrociclón | | | | |
|--------------------|-------------------|-------------------|-------------------|----------------------------|
| Fecha | Mediciones | Masa (Kg) | Tiempo (h) | Flujo Másico (Kg/h) |
| Feb-15 | 1 | 1.08333333 | 0.0167537 | 64.66594372 |
| Feb-23 | 2 | 1.08166667 | 0.00838704 | 128.94858 |
| Mar-23 | 3 | 1.33 | 0.02508333 | 53.14615801 |
| Promedio | | 1.16611111 | 0.01674136 | 82.25356059 |

Tabla 29. Flujo másico cáscara.

| Cáscara | | | | |
|-----------------|-------------------|-------------------|-------------------|----------------------------|
| Fecha | Mediciones | Masa (Kg) | Tiempo (h) | Flujo Másico (Kg/h) |
| Feb-15 | 1 | 2.4 | 0.0084287 | 284.7325069 |
| Feb-23 | 2 | 2.53333333 | 0.00424074 | 597.437174 |
| Mar-23 | 3 | 2.18 | 0.0043537 | 501.285251 |
| Promedio | | 2.37222222 | 0.00567438 | 461.151644 |

Tabla 30. Flujo másico finos.

| Finos | | | | |
|-----------------|-------------------|-------------------|-------------------|----------------------------|
| Fecha | Mediciones | Masa (Kg) | Tiempo (h) | Flujo Másico (Kg/h) |
| Feb-15 | 1 | 6.39166667 | 0.00844167 | 757.2265068 |
| Feb-23 | 2 | 3.31666667 | 0.00836944 | 396.2980821 |
| Mar-23 | 3 | 2.60 | 0.00290556 | 893.5088996 |
| Promedio | | 4.10166667 | 0.00657222 | 682.3444962 |

Tabla 31. Flujo másico fibra línea 1 y 2.

| Fibra línea 1 y 2 | | | | |
|--------------------------|-------------------|------------------|-------------------|----------------------------|
| Fecha | Mediciones | Masa (Kg) | Tiempo (h) | Flujo Másico (Kg/h) |
| Feb-15 | 1 | 19.96666667 | 0.00286944 | 6958.514502 |
| Feb-23 | 2 | 13.56666667 | 0.00204675 | 6625.966642 |
| Mar-23 | 3 | 9.47 | 0.00151019 | 6266.180197 |
| Promedio | | 14.334447 | 0.00214213 | 6691.67931 |

En las tablas 26 a 31 se muestran los flujos másicos que la sección de desfibrarían transfiere al proceso luego de que el fruto pasa por la etapa de extracción, de estos flujos se destacan los de los tambores pulidores, el silo de nuez y el de fibra representando este último el mayor valor ascendiente a 6691.67931 Kg/h cuando trabajan las dos líneas en valor promedio.

- Esta información presenta los datos para la etapa de clarificación como tal de las sustracciones realizadas entre los valores de flujos másicos y volumétricos presentes dentro de las tablas 33 a 36 del anexo 1, donde F (Florentinos), C (Centrifugas), P (Prensas), A (Agua), FI (Flujo), M (Másico) y V (Volumétrico), que se hizo sobre el tamiz vibratorio, el resto de información concerniente a esta etapa se presenta en el anexo 1, punto 1.6..

- Flujo volumétrico y másico enviado por los Florentinos:

$$FI.V.F. = (FI.V.(F + C + P + A). - FI.V.(C + P + A).) = 9.0834 - 4.6609 = 4.4225 \text{ m}^3/\text{h}.$$

$$\text{Fl.M.F.} = (\text{Fl.M.}(F + C + P + A). - \text{Fl.M.}(C + P + A).) = 164.594 - 117.288 = 47.306 \text{ Kg/h.}$$

- Flujo volumétrico y másico enviado por las Centrifugas:

$$\text{Fl.V.C.} = (\text{Fl.V.}(C + P + A). - \text{Fl.V.}(P + A).) = 4.6609 - 2.4098 = 2.2511 \text{ m}^3/\text{h.}$$

$$\text{Fl.M.C.} = (\text{Fl.M.}(C + P + A). - \text{Fl.M.}(P + A).) = 117.2880 - 58.6293 = 58.6587 \text{ Kg/h.}$$

- Flujo volumétrico y másico de agua enviado al sistema:

$$\text{Fl.V.A.} = (\text{Fl.V.}(P + A). - \text{Fl.V.}(P).) = 2.4098 - 1.9149 = 0.4949 \text{ m}^3/\text{h.}$$

$$\text{Fl.M.A.} = (\text{Fl.M.}(P + A). - \text{Fl.M.}(P).) = 58.6293 - 51.6404 = 6.9789 \text{ Kg/h.}$$

- El flujo volumétrico y másico enviado por las prensas:

$$\text{F.V.P.} = (\text{F.V.}(P + A). - \text{F.V.}(A).) = 1.9149 - 0.4949 = 1.4200 \text{ m}^3/\text{h.}$$

$$\text{F.M.P.} = (\text{F.M.}(P + A). - \text{F.M.}(A).) = 51.6404 - 6.9789 = 44.6615 \text{ Kg/h.}$$

- Por último para cumplir con uno de los objetivos más importantes del trabajo se plasma la información concerniente al balance de masa por etapas y al balance global de masa del proceso, esto se pudo realizar por medio del seguimiento del procedimiento descrito en la figura 4 en el desarrollo experimental y se explicará entre los puntos 2.1. a 2.5. a continuación.

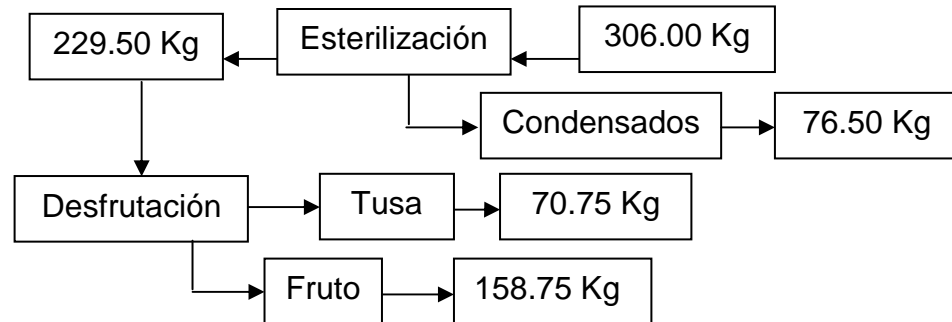
6.1 VALORES DE MASA EN LAS ETAPAS

- Masa entrando a esterilización = 306.00 Kg.
- Masa saliendo de esterilización = 229.50 Kg.
- Masa entrando a desfrutación = 229.50 Kg.

▪ Masa saliendo de desfrutación = 70.75 Kg.

❖ En el siguiente esquema se presentan los valores en masa para las dos primeras etapas del proceso.

Figura 5. Esquema Balance de Masa Esterilización y desfrutación.



6.2 VALORES DE MASA Y PORCENTAJES BALANCE DE MASA

Tabla 32. Balance de masa en esterilización.

| BALANCE ESTERILIZACIÓN | | |
|---|----------------------|---------------------------------|
| Masa | Cantidad (Kg) | Porcentaje Sobre RFF (%) |
| Entrando a Esterilización | 306.00 | 100 |
| Saliendo de Esterilización | 229.50 | 75 |
| Saliendo en Condensados (H ₂ O + Aceite) | 76.50 | 25 |

Tabla 33. Balance de masa en desfrutación.

| BALANCE DESFRUTACIÓN | | | |
|-----------------------------|----------------------|--|---------------------------------|
| Masa | Cantidad (Kg) | Porcentaje sobre Fruto Esterilizado (%) | Porcentaje Sobre RFF (%) |
| Entrando a Desfrutación | 229.50 | 100 | 75 |
| Saliendo de Fruto | 158.75 | 69.17 | 51.88 |
| Saliendo de Tusa | 70.75 | 30.83 | 23.12 |

Los datos presentados en la figura 5 y las tablas 32 y 33 muestran que la etapa de esterilización posee un problema de exceso en la salida de

condensados (agua y aceite) debido a que durante el desarrollo de la prueba se perdió el 25% del peso del fruto utilizado para el balance de masa, valor que según la literatura se encuentra entre el 10 y el 12%, lo que quiere decir que se están duplicando las cantidades establecidas y produce como consecuencia la falla del balance en la etapa, por lo tanto se debe hacer una corrección para evitar que esto siga ocurriendo, respecto a la etapa de defrutación se puede decir que no presenta problemas debido a que la salida de tusa estuvo alrededor del 23% y según la literatura está por el orden del 25% lo que hace cumplir el balance en dicha etapa y que no se tengan que realizar cambios en ese aspecto, en el anexo 1 (tabla 70) se encuentran los valores en masa de los racimos utilizados para realizar el balance de masa del proceso que esclarece el porqué de los resultados.

6.3 PORCENTAJE DE FRUTO ADHERIDO EN TUSA

Respecto de los números mencionados a continuación, estos se encuentran presentes en la tabla tal del anexo 1 (tabla 70) se obtienen los siguientes datos.

↪ También se tomo fruto adherido en tusa a las tusas número:12, 9, 19, 17, 8.

↪ Tusas que presentaron fruto adherido fueron: 9, 19, 17.

↪ Tusas que no presentaron fruto adherido fueron: 12, 8.

Peso total de las tusas = 19000 g.

$$\%w_{fat} = (50.62/19000)*100 = 0.266\%$$

Peso del fruto adherido = 50.62 g.

Peso tusas + fruto adherido = 12000 g.

$$\%w_{fat} = (50.62/12000)*100 = 0.422\%$$

Peso del fruto adherido = 50.62 g.

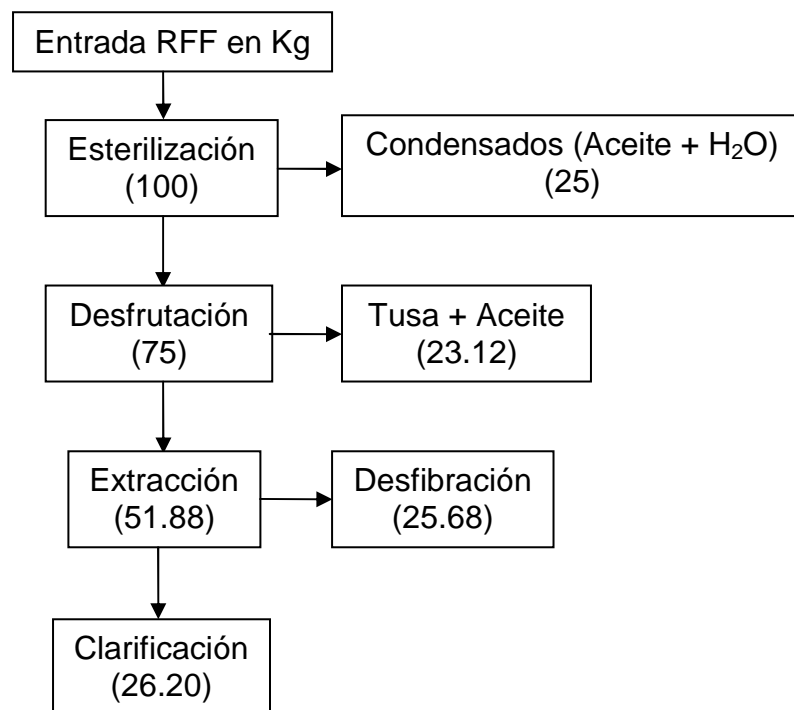
El fruto adherido en tusa se realizó con buen tiempo de desfrutación.

6.4 PORCENTAJE DE ACEITE EN TUSA

% Aceite en Sólido Seco No Aceitoso (SSNA) = 6.25%

% Aceite en Muestra Húmeda Aceitosa = 2.34

Figura 6. Esquema Balance de Masa General del proceso.



En la figura 6 se muestra la distribución del balance de masa global del proceso de extracción de aceite crudo de palma hasta clarificación y desfibración, las etapas de esterilización y desfrutación se explicaron anteriormente, según esta figura a la etapa de extracción entró prácticamente

el 52% del total utilizado para el balance, valor que se encuentra por debajo del expresado en la literatura el cual se encuentra en el orden del 60 al 65%.

Este valor esta fuera de dicho orden debido a que desde el comienzo del balance existe una pérdida excesiva en la esterilización y ésta afecta la llegada del fruto a extracción, luego se va a extraer menos cantidad de la esperada pero debido a la entrada y no a fallas en la etapa.

Para terminar con el balance se asumió un valor de porcentaje como base de calculo que según la literatura es válido ya que no se pudo realizar la prueba directamente sobre los equipos, el porqué de esta situación se explicara en las pruebas no realizadas de la sección 3, el valor es un aumento en 0.5% de exceso para la etapa de clarificación (lodos pesados, agua, lodos livianos y aceite) que para la etapa de desfibración (fibra y nuez) o sea la distribución es 50.5% para clarificación y 49.5% para desfibración de la cantidad entrante a la etapa de extracción, con esto termina el balance de masa global del proceso.

CONCLUSIONES

- Se logró conseguir las variables de los equipos más relevantes de las etapas escogidas del proceso en la medida de las posibilidades de realización de las pruebas, las cuales sirvieron para lograr el propósito, para los demás equipos se describió la operación realizada por estos dentro del proceso.
- El establecimiento de los valores obtenidos como resultados no fue posible realizarlo debido a que no hubo forma de hacer la comparación con los datos consignados en las hojas de vida de los equipos, porque en gran parte de estas no se encontraban los valores buscados para este propósito, además hacen falta manuales de los equipos, por lo tanto no se cumplió con este objetivo por falta de información pertinente.
- Para lograr la realización del balance de masa del proceso se debió hacer una suposición que según lo expresado en la literatura es válida, porque es un comportamiento más o menos establecido dentro de los balances de este tipo de proceso, la suposición se hizo por la imposibilidad de desarrollo de las pruebas requeridas para el balance en las prensas.
- Se consiguió realizar la comparación de las capacidades instaladas con las capacidades obtenidas (Reales) por desarrollo de las pruebas, estas pruebas arrojaron como resultado un TRH real de proceso aproximadamente 5 Ton/h por debajo de la instalada (27 Ton/h), a diferencia el TRH real de prensado estuvo prácticamente 2.5 Ton/h por encima de la capacidad instalada (33 Ton/h), por último el porcentaje de extracción de aceite real estuvo al menos 1% por debajo de la instalada (21%), esto da como resultado que el prensado presenta un comportamiento adecuado, a la

extracción le falta poco para cumplir la meta instalada y hay que examinar el proceso a profundidad para ajustarlo y acercarlo lo más posible a la capacidad instalada.

RECOMENDACIONES

- Si se va a tener RFF en el suelo por necesidad de llenado de la tolva, este debe ser el primero que se consuma en el proceso debido al riesgo de aumento en la acidez expresado en (AGL), sin embargo en la tolva tampoco debe permanecer por un tiempo muy prolongado por la misma razón.
- La realización de las pruebas 3.2. y 3.4. que aparecen en la sección 3 del informe, son las que van a permitir la culminación real del balance de masa del proceso sin necesidad de hacer la suposición para completarlo, que de todas formas es válida según la literatura.
- La realización de las pruebas 3.1., 3.3. y 3.5. que aparecen en la sección 3 del informe, donde la primera va a servir para saber cuáles son los flujos reales de llegada sobre el tamiz vibratorio y el tanque de crudo con todo los equipos que intervienen, la segunda para saber el flujo total de las centrifugas con el fin de obtener el consumo de lodos del proceso y la tercera para saber la cantidad de aceite que se tiene para despachar y de agua para que no falte dentro del proceso.
- El desarrollo del balance de masa realizado sobre el proceso una vez por semana o de lo contrario al menos una vez cada quince días, para saber el comportamiento del proceso y las pérdidas en las etapas, con el fin de resolver los inconvenientes que se presenten.
- En lo posible al momento de adquirir algún tipo de equipo para el proceso cualquiera que este sea exigir los manuales, planos, y características de los mismos, para adicionarlos a las hojas de vida con el fin tener toda la

información posible en caso de necesidad de información para realizar cualquier tarea relacionada con estos documentos.

BIBLIOGRAFÍA

- Federación Nacional de Cultivadores de Palma de Aceite, Palma Africana, 2007, Pagina Web: www.fedepalma.org.
- WAMBECK Noel, Sinopsis del proceso de la palma de aceite, 2005, Vol. I, I y III.

ANEXOS

ANEXO 1. TEORIA GENERAL Y DATOS DE LOS EQUIPOS DEL PROCESO

1. ETAPAS

1.1. RECEPCIÓN

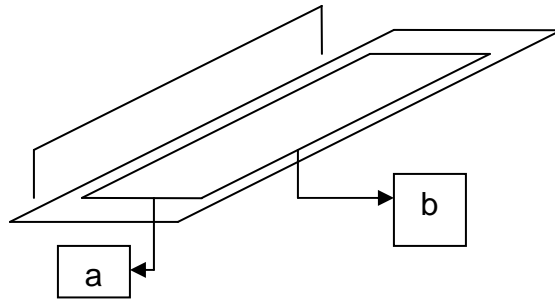
1.1.1. BASCULA

La función de la bascula es obtener el valor en peso del cargamento con RFF contenido en los transportes, el dato es conseguido cuando los transportes con RFF pasan por esta a la entrada y a la salida sin el RFF, esto da el peso real del cargamento de fruto entrando en planta, lo referente a los despachos y salida de subproductos de desecho se hace al contrario; así se sabe el peso real del cargue realizado, la capacidad máxima del puente báscula es de 80 Ton., el horario de recepción de RFF en la planta es de 5:00 a.m. – 12:00 p.m. a continuación se muestra el equipo.

Foto 1. Puente Báscula



Esquema 1. Puente báscula.



a y b son las dimensiones del puente báscula.

Tabla 1. Dimensiones puente báscula.

| Dimensiones | |
|-----------------------------|--------------|
| Ancho (m) (a) | 3.20 |
| Largo (m) (b) | 18.25 |
| Área (m²) | 58.40 |

La empresa realiza despachos de productos terminados como: aceite crudo de palma, aceite de palmiste y torta de palmiste, también se están haciendo despachos de nuez y almendra, esto ocurre cuando la capacidad de las etapas de palmisteria y planta palmiste no dan abasto con la cantidad que hay para procesar; los despachos son realizados con autorización del área comercial, respecto de la tusa, la fibra, los lodos y las cenizas, estos se consideran subproductos de desecho y salen de la planta hacia las plantaciones para ser utilizados como abono y son un gasto para la empresa, en la tabla 2 se puede observar la información de los despachos y la representación de estos valores.

Tabla 2. Cantidades de Productos terminados y subproductos de desecho despachados.

| Despacho / Peso Transporte | Lleno (Ton) | Bruto (Ton) * |
|----------------------------|-------------|---------------|
| Aceite crudo de palma | 34.0 | 53 .0 |
| Aceite de palmiste | 34.0 | 53 .0 |

| | | |
|-------------------|-------------|-------|
| Torta de palmiste | 8.5 – 9.0 | 16 .0 |
| Tusa | 4.0 – 10.58 | 16 .0 |
| Fibra | 4.0 – 10.58 | 16 .0 |
| Lodo y Cenizas | 4.0 – 10.58 | 16 .0 |
| Nuez | 5.0 – 10.0 | 16 .0 |
| Almendra | 5.0 – 10.0 | 16 .0 |

Donde:

* La tercera columna representa los valores promedio en despachos con aceite de palma y palmiste, torta de palmiste y subproductos de desecho, además de nuez y almendra en su máximo tonelaje, también se despachan carro-tanques de 11 toneladas con aceite de palma y palmiste y volquetas con los otros productos en su menor capacidad.

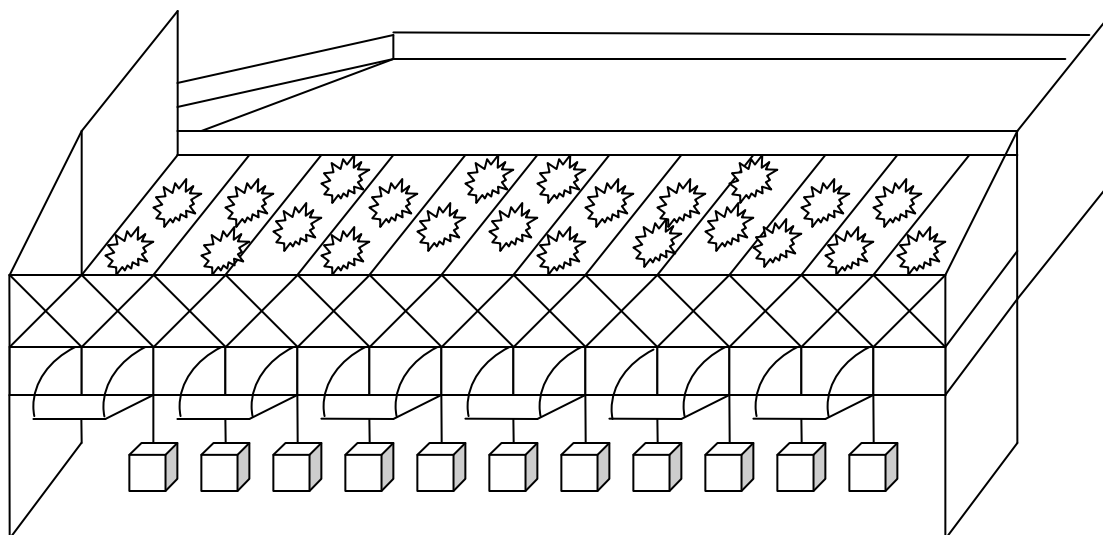
De las salidas que no son productos terminados la que más pesa es la de tusa, porque representa un porcentaje importante de los RFF equivalente al 22% de los mismos, el balance de masa para la bascula no da información útil para el diagrama de flujo de masa del proceso, porque en este equipo lo que entra es igual a lo que sale, lo importante aquí es saber cuánto RFF entra a la planta, cuanto es lo que se despacha y cuanto es lo que se desecha para cultivo, con el fin de poseer la información pertinente sobre las existencias reales de todos los productos y subproductos de desecho en planta.

1.1.2. TOLVA DE RECIBO

La tolva de recibo maneja la recepción de RFF en los transportes aceptados por la báscula, allí se realiza la calificación de los mismos, luego salen hacia las vagonetas por las bocas, la capacidad máxima de almacenamiento de la tolva es 130 Ton. y las bocas que alimentan las vagonetas son 13, dependiendo de la parte de la tolva que se encuentre llena en el momento,

se hace la descarga de RFF sobre las vagonetas por las bocas que estén listas en la ubicación con RFF disponible para dicha operación, la capacidad de cada boca es de 10 Ton., en el siguiente esquema se muestra este equipo.

Esquema 2. Tolva de Recibo.



El fruto es calificado por medio del método estrella: Consiste en una estrella con 15 puntas, que se lanza sobre el cargamento y cada punta cae sobre un racimo, estos racimos son evaluados con los valores mostrados en la tabla 3, a los racimos escogidos de acuerdo al peso del viaje, se les mira la cantidad de alvéolos que poseen y sabiendo dicho valor se clasifica el tipo de fruto por medio de la tabla 4, según esta tabla, el fruto que presente las características de podrido es devuelto al proveedor correspondiente, el fruto maduro es el único que se recibe sin problema debido a que es el mejor fruto para trabajar en el proceso, el verde y el sobre maduro se reciben, pero el proveedor es castigado con un descuento del 2.5% en el valor total de la carga y el podrido además de ser devuelto al proveedor también se le realiza el descuento anterior.

Foto 2. Estrella para calificación de fruto.

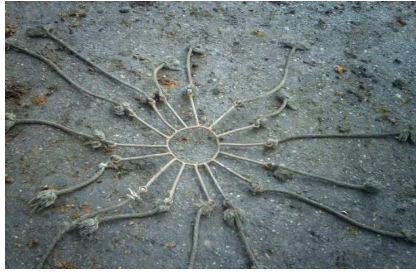


Tabla 3. Cantidad de racimos a evaluar por peso de viaje.

| Cantidad de racimos | Peso viaje (Ton) |
|----------------------------|-------------------------|
| 15 | 3 |
| 50 | 3 – 7 |
| 70 | 7 en adelante |

Tabla 4. Clasificación de fruto de acuerdo al número de alvéolos.

| Tipo de fruto | Numero de alvéolos |
|----------------------|---------------------------|
| Verde | 0 |
| Maduro | 1 – 50 |
| Sobre maduro | 51 – 100 |
| Podrido | 101 |

Por otra parte a los racimos se les mira el pedúnculo y se clasifican de tres formas de acuerdo al tipo de corte que se realizó sobre ellos, en la tabla 5 se muestran los valores para la calificación por tipo de corte realizado sobre el pedúnculo y en la foto 3 se ven los tipos de corte para establecer mejor la descripción, la clase de racimos con la que se debe trabajar es la que posee pedúnculo con corte en V, los racimos con los otros dos tipos de corte se reciben, pero los calificadores lo reportan en las observaciones, por otra parte el proveedor es castigado con una reducción en el pago del cargamento del 2.5% del total del mismo.

Tabla 5. Tipo de corte calificado sobre el pedúnculo.

| Pedúnculo | Tipo de corte |
|-----------|----------------------|
| | En V |
| | Recto de 1cm |
| | Recto mayor de 1.1cm |

Foto 3. Tipo de corte sobre pedúnculo.



En V, Recto de 1 cm y Recto mayor de 1.1 cm, respectivamente.

Los racimos con corte recto de 1cm y recto mayor de 1.1cm poseen un problema importante por el cual no deberían recibirse y es que por la forma del corte, durante el proceso arrastran aceite y esto produce perdidas, otra prueba que se le hace a los racimos que se califican es la de cantidad de impurezas presentes, esta se realiza por medio de un cuarteo del viaje que va al suelo o dentro del mismo transporte si es mucho el mugre que se percibe y allí se hace una especie de homogenización de las impurezas sobre el viaje, luego se sirne la pepa y lo que salga de mugre se divide por el total del viaje, con esto se determina el porcentaje de impurezas presentes en el respectivo viaje.

Las clases de impurezas que se manejan para evaluación son las siguientes:

- 1- Arena.
- 2- Arcilla.
- 3- Hojas.
- 4- Otros (piedras).

Al empezar el día a través del laboratorio se hace un sorteo de los viajes que van a ser calificados durante el mismo, se tienen 60 balotas numeradas y se sacan 20, son los viajes a los que se les va a realizar dicha calificación, si se hace notoria la presencia de algo extraño dentro de un viaje, se califica y se coloca dentro de las observaciones, así no esté dentro de los viajes sorteados al iniciar el día, el balance de masa en la tolva no es significativo, pero si se producen pérdidas de fruto durante el descargue de RFF y en el paso de este a las vagonetas por que se pierde en el suelo y no es recuperado en su totalidad para ir a proceso.

1.1.3. VAGONETAS

Su función es recibir el RFF proveniente de las bocas de la tolva, el fruto que cae al suelo es barrido y adicionado a la siguiente vagoneta, pero no en su totalidad, porque algo queda en el suelo que no es recuperado, es llevado a esterilización para iniciar el proceso, luego se llevan a desfrutación por medio de los rieles y cambia vías del suelo, donde los puente grúas las voltean sobre las tolvas de desfrutación para que allí caiga el fruto ya esterilizado, en la foto 4 se muestra la vista de las vagonetas, también por medio de tablas 6, 7 y 8 se establecen cantidades y capacidades de las vagonetas existentes en planta, además de las vagonetas en servicio y fuera de él.

Foto 4. Vagonetas.



Tabla 6. Cantidad de vagonetas existentes en planta.

| Vagonetas | |
|-------------------|------------|
| En Servicio | 150 |
| Fuera de Servicio | 57 |
| Total | 207 |

Tabla 7. Capacidades de las vagonetas según su forma.

| Capacidad (Ton) | |
|------------------------|--------------|
| Transmilenio | 1.550 |
| Convencional | 1.300 |
| Promedio | 1.425 |

Tabla 8. Cantidad de vagonetas de los tipos existentes.

| Tipo de Vagoneta | Numero de Vagonetas |
|-------------------------|----------------------------|
| Transmilenio | 75 |
| Convencional | 132 |
| Total | 207 |

1.2. ESTERILIZACIÓN

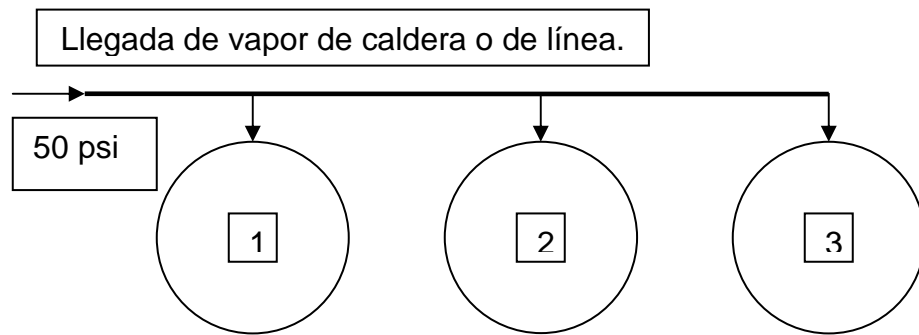
1.2.1. ESTERILIZADORES (AUTOCLAVES)

La sección se comprende de 3 esterilizadores o autoclaves, ellos reciben vapor de línea de 50 psi aprox., se considera el valor adecuado de trabajo, esto depende de cómo estén trabajando las calderas para cumplir este parámetro (combustible, fibra y otras variables (energía)), de acuerdo al momento de trabajo y al tipo de fruto que se esté esterilizando la presión dentro de los esterilizadores va a oscilar entre 0 y 45 psi.

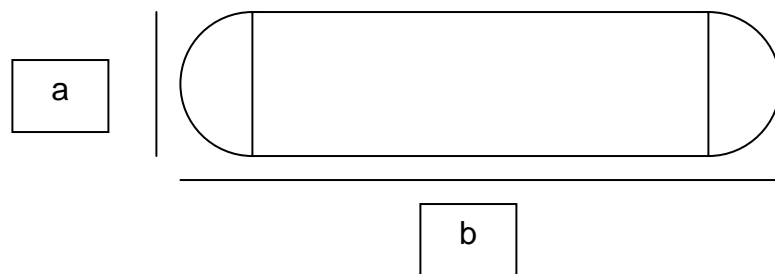
El objetivo principal de esta etapa es esterilizar los RFF lo mejor posible para evitar la acidificación, acelerar el proceso de desprendimiento de los frutos, facilitar la extracción del aceite, además sirve para la purificación del aceite, previene la formación de emulsiones durante la recuperación del aceite

crudo, entre otras características, en los esquemas 3 y 4 se muestran la de llegada de vapor de caldera a los esterilizadores y el del esterilizador, además en la tabla 9 se muestran las dimensiones de los esterilizadores, según la literatura la esterilización es la etapa más importante del proceso de extracción de aceite de palma y además esta implica la mayor utilización de vapor en la planta, los esterilizadores trabajan de uno por uno y promedian entre 15 y 20 minutos entre el fin del proceso en uno y el comienzo del proceso en el siguiente, la capacidad de cada esterilizador es de 12 vagonetas con RFF.

Esquema 3. Llegada del vapor proveniente de la caldera o vapor de línea.



Esquema 4. Esterilizador.



a y b son las dimensiones de los esterilizadores.

Tabla 9. Dimensiones de los Esterilizadores o Autoclaves.

| Dimensiones | |
|--------------------------------|---------------|
| Diámetro (m) (a) | 1.70 |
| Área (m ²) | 2.27 |
| Longitud (m) (b) | 26.05 |
| Volumen (m³) | 59.128 |

El proceso de esterilización se da en ciclos de entre 60 y 70 minutos, tiempo que no considera la entrada y salida de vagonetas y tampoco la apertura y cierre de puertas, según la información recibida, con producción normal de vapor de caldera alcanzan a salir dos esterilizadores por hora aprox., de lo contrario solo sale uno, en las tablas 9 y 10 se muestran los periodos representados en tiempos y presiones, con su explicación y de presiones de acuerdo con el tipo de fruto que se esté esterilizando.

Tabla 9. Periodos que se presentan durante la esterilización (t y P).

| Periodo | Tiempo de duración (min.) | Presión (psi) | | |
|----------------|----------------------------------|----------------------|-------------|--------------|
| | | Inicial | Pico | Final |
| Desaireado | 5 | 0 | 0 | 0 |
| Primer pico | 10 | 0 | 25 | 5 |
| Segundo pico | 10 | 5 | 30 | 5 |
| Sostenimiento | 40 | 5 | 35-40-45 | 35-40-45 * |

Donde:

*Son los valores de presión que se presentan dependiendo del tipo de fruto que se esté esterilizando en el momento y se distribuyen de la siguiente manera:

Tabla 10. Presión de acuerdo con el tipo de fruto que se esté esterilizando.

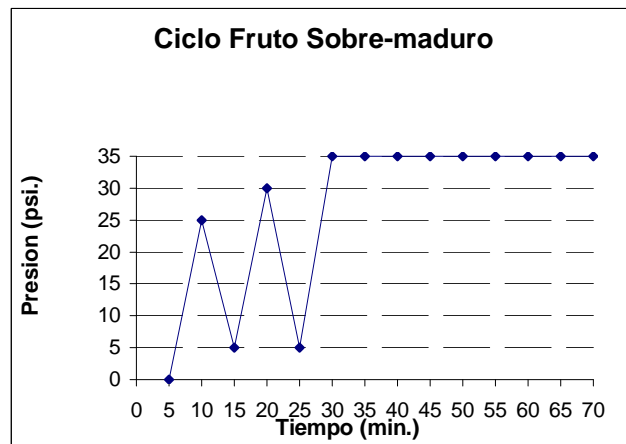
| Tipo fruto | Presión (psi) |
|--------------|---------------|
| Sobre-maduro | 35 |
| Maduro | 40 |
| Verde | 45 |

La información sobre el balance de masa luego de que los RFF salen de la esterilización es muy importante porque con este balance se comienzan a obtener datos importantes sobre pérdidas de humedad y de aceite, por lo tanto estos son valores claves a tener en cuenta en el balance global del proceso, esta información se presenta en los resultados.

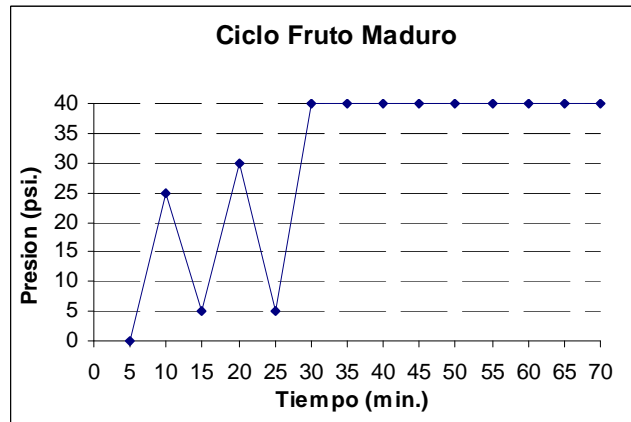
En las graficas 1, 2 y 3 que se presentan a continuación se puede ver el comportamiento del ciclo de presión de acuerdo al tipo de fruto que se esté esterilizando y sus respectivos picos en los tiempos determinados para esta etapa, en las tablas 11 y 12 se muestran la serie de temperaturas que se presentan durante el proceso de esterilización en determinados periodos de tiempo y en la salida del fruto esterilizado y la salida de los condensados y en la tabla 13 se muestran las cantidades totales entrando al proceso de esterilización.

Graficas correspondientes a los respectivos ciclos de esterilización:

Grafica 1. Ciclo de esterilización en fruto sobre-maduro.



Grafica 2. Ciclo de esterilización en fruto maduro.



Grafica 3. Ciclo de esterilización en fruto verde.

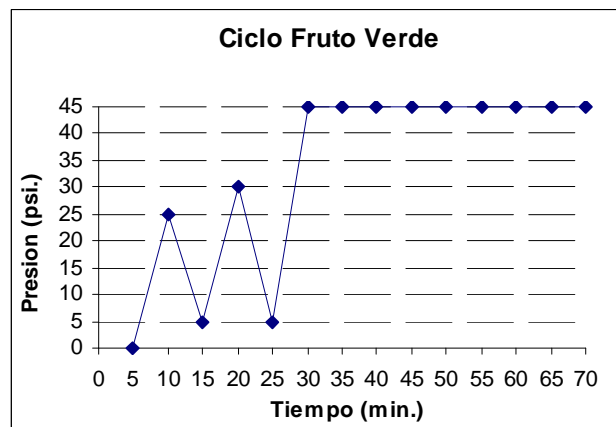


Tabla 11. Temperaturas durante un ciclo de esterilización.

| Tiempo de medida (min.) | Temperatura (°C) | | | | | Promedio |
|-------------------------|------------------|-----|-----|-----|-----|--------------|
| | T1 | T2 | T3 | T4 | T5 | |
| 5 | 86 | 86 | 91 | 94 | 93 | 90 |
| 10 | 91 | 95 | 93 | 94 | 100 | 94.6 |
| 15 | 98 | 94 | 95 | 106 | 101 | 98.8 |
| 20 | 100 | 105 | 102 | 102 | 103 | 102.4 |
| 25 | 109 | 109 | 108 | 107 | 105 | 107.6 |
| 30-70 | 105 | 110 | 113 | 114 | 115 | 111.4 |

Tabla 12. Temperaturas durante el ciclo de esterilización
(Salida de fruto y condensados de chimenea).

| Temperatura (°C) | Salida Fruto | Condensados Chimenea |
|-------------------------|---------------------|-----------------------------|
| T1 | 85 | 84 |
| T2 | 86 | 81 |
| T3 | 88 | 82 |
| T4 | 91 | 88 |
| T5 | 86 | 79 |
| Promedio | 87.2 | 82.8 |

En las tablas 11 y 12 se ven reflejados unos valores de temperaturas, que para la primera se obtuvieron en los tiempos durante los picos del ciclo de esterilización observándose que las temperaturas más elevadas se presentan durante el periodo de sostenimiento, en el caso de la segunda los valores fueron conseguidos durante momentos claves de el proceso como lo son la salidas de condensados en las descargas con temperatura máxima de 88°C y la salida del fruto luego de esterilizado alcanzando un máximo de 91°C, estos valores se deben tener en cuenta para evaluar dicha etapa respecto a sus parámetros.

Tabla 13. Cantidad entrando a esterilización, con 12 vagonetas por esterilizador.

| Capacidad Vagonetas (Ton.) | Convencional | Transmilenio | Promedio |
|-----------------------------------|---------------------|---------------------|-----------------|
| | | 1.30 | 1.55 |
| Esterilizador (1) | 15.6 | 18.6 | 17.1 |
| Esterilizador (2) | 15.6 | 18.6 | 17.1 |
| Esterilizador (3) | 15.6 | 18.6 | 17.1 |
| Total | 46.8 | 55.8 | 51.3 |

La tabla 13 muestra la capacidad de esterilización, teniendo en cuenta el tipo de vagoneta, su capacidad y además que cada esterilizador se encontrara

con 12 vagonetas para esterilizar, dando aproximadamente un máximo de 56 y un mínimo de 47 toneladas a la entrada de esta etapa.

1.2.2. BOMBA DE CONDENSADOS

La función de esta bomba es la de retirar los condensados que quedan del proceso de esterilización, estos van por canales laterales ubicados en esta zona y se dirigen a un recipiente de forma cúbica con entrada por los canales, para que en determinado momento la bomba los retire, estos condensados van por un canal hacia los pozos florentinos para recuperar algo del aceite contenido en ellos y lo recuperado regresa al proceso, el desarrollo de la caracterización de las bombas del sistema de producción de aceite crudo de palma, o sea la bomba de condensados y las bombas que se encuentran en la etapa de clarificación se llevó a cabo como se muestra en la figura 1 del texto principal, para los canales de salida de flujo es la misma figura, para evitar confusión con la forma de conseguir dichos datos, ver las tablas de las bombas presentes en el proceso, para comprender los resultados obtenidos de las bombas, los datos se encuentran en los resultados tabla 9.

1.2.3. SALIDAS DE FLUJO DEL PROCESO

Existen tres salidas de flujo importantes en el proceso que son la del canal de condensados, la del canal de centrifugas y la del canal a piscinas, a las que se les midió el caudal durante el proceso, sin embargo se debe tener en cuenta que el valor de flujo en los canales depende de factores como la densidad del fluido, trabajo de los equipos, entre otras, lo cual puede producir valores mayores o menores de caudal que el obtenido durante la medición, a diferencia de los valores de las bombas que no son tan susceptibles a los cambios en las condiciones del fluido, figura 1 del texto principal.

1.2.3.1. CANAL SALIDA DE CONDENSADOS

El fluido en el canal de condensados en la mayoría de las ocasiones está compuesto en su totalidad por agua, los lodos pesados y livianos dentro de los componentes es mínima y casi siempre sale con trazas de aceite, presenta variación en su profundidad y eso es lo que hace la diferencia de los caudales, porque el tiempo es similar, ver tabla 10 en los resultados.

1.2.3.2. CANAL SALIDA DE CENTRIFUGAS

El fluido en el canal de centrifugas en muchas de las ocasiones se compone por agua y lodos pesados, la cantidad de lodos livianos dentro de los componentes es pequeña, pero en algunas oportunidades hay que tenerla en cuenta, presenta gran variación en su profundidad y mínima en el tiempo, estos dos valores son los que producen el cambio en el caudal, ver tabla 14.

1.2.3.3. CANAL SALIDA A PISCINAS

El fluido en el canal de piscinas en muchas de las ocasiones se compone por agua y en menor cantidad de lodos pesados, la cantidad de lodos livianos dentro de los componentes no es representativa, presenta una variación notable en el tiempo y en su profundidad, estos dos valores son los que producen el cambio en el caudal, ver tabla 15.

Tabla 14. Medida promedio del flujo del canal de centrifugas.

| Canal Salida de Centrifugas | | | | |
|------------------------------------|----------|----------|----------|-----------------|
| Dimensión/ Medición | 1 | 2 | 3 | Promedio |
| Largo (m) | 2 | 2 | 2 | 2 |
| Ancho(m) | 0.3 | 0.3 | 0.3 | 0.3 |
| Profundidad (m) | 0.119 | 0.071 | 0.14 | 0.11 |
| Volumen (m ³) | 0.0714 | 0.0426 | 0.084 | 0.066 |
| Tiempo (h) | 0.003478 | 0.004335 | 0.003838 | 0.00388 |
| Caudal (m ³ /h) | 20.53655 | 9.84099 | 21.88919 | 17.4223 |
| Temperatura (°C) | 61.8 | 60.4 | 61.4 | 61.6 |

Tabla 15. Medida promedio del flujo del canal a piscinas.

| Canal Salida a Piscinas | | | | |
|--------------------------------|----------|----------|----------|-----------------|
| Dimensión/Medición | 1 | 2 | 3 | Promedio |
| Largo (m) | 2 | 2 | 2 | 2 |
| Ancho(m) | 0.45 | 0.45 | 0.45 | 0.45 |
| Profundidad (m) | 0.08 | 0.077 | 0.09 | 0.08233 |
| Volumen (m ³) | 0.072 | 0.0693 | 0.081 | 0.0741 |
| Tiempo (h) | 0.0013 | 0.0010 | 0.0008 | 0.00099 |
| Caudal (m ³ /h) | 56.909 | 71.495 | 108.71 | 79.0363 |
| Temperatura (°C) | 54 | 56.8 | 56.4 | 55.7333 |

1.3. DESFRUTACIÓN

El objetivo de la desfrutación es el de separar los racimos esterilizados en frutos sueltos y tusa por medio de un equipo desfrutador de tambor rotatorio permitiendo el paso de los frutos sueltos y no de las tusas, en esta etapa se puede perder aceite por impregnación en los racimos desfrutados por alimentación irregular, también se pierde durante la desfrutación por factores como:

1. Frutos no separados del racimo.
2. Comportamiento defectuoso del desfrutador.
3. Racimos verdes o enfermos.
4. Esterilización inadecuada.

Para terminar el fruto es conducido por tornillos sinfín y elevadores de cangilones hacia la etapa de prensado o extracción.

1.3.1. PUENTES GRÚA 1 Y 2

La función de los puentes grúa es la de recoger las vagonetas postradas sobre el suelo, llevarlas y descargarlas sobre las tolvas y dosificadores que van para los desfrutadores, en las tablas 16 y 17 la medición de los tiempos

de volteo de las vagonetas de las dos líneas sobre los desfrutadores y su respectiva explicación.

Tabla 16. Medición del tiempo de volteo de vagonetas línea 1.

| LÍNEA 1 | |
|------------------------|-------------------|
| Número de veces | Tiempo (s) |
| 1 | 124.19 |
| 2 | 130.19 |
| 3 | 131.84 |
| 4 | 129.20 |
| 5 | 124.20 |
| 6 | 127.92 |
| 7 | 130.03 |
| Promedio | 128.22 |

Tabla 17. Medición del tiempo de volteo de vagonetas línea 2.

| LÍNEA 2 | | |
|------------------------|-------------------|---------------|
| Número de veces | Tiempo (s) | |
| | Riel 1 | Riel 3 |
| 1 | 88.25 | 116.50 |
| 2 | 84.62 | 114.84 |
| 3 | 86.58 | 112.07 |
| 4 | 88.36 | 118.86 |
| 5 | 86.09 | 113.16 |
| 6 | 85.74 | 115.32 |
| 7 | 88.45 | 111.48 |
| Promedio | 86.87 | 115.32 |

En las tablas 16 y 17 se puede observar los valores del tiempo de volteo de las vagonetas en las dos líneas, se debe tener en cuenta que la toma del tiempo fue realizada desde que las vagonetas son enganchadas hasta que se desenganchan en el mismo punto, también es notorio que la línea 2 es más rápida debido al puente grúa que posee esta línea por los dos rieles produciendo un valor máximo aproximado a los 115 segundos en comparación con los 128 segundos que se tarda el puente grúa 1 en realizar la misma operación.

1.3.2. CARRO ALIMENTADOR 1 Y RODILLO DOSIFICADOR 2

La función del carro alimentador y el rodillo dosificador comienza luego de que el fruto cae sobre las tolvas y consiste en hacer llegar el fruto hasta los desfrutadores por medio del movimiento continuo de una cadena y un rodillo respectivamente, la cadena transporta el fruto una distancia antes de hacerlos descender hacia el desfrutador y el rodillo debido a la inclinación de la tolva hace caer el fruto directamente al desfrutador.

1.3.3. DESFRUTADORES 1 Y 2

Su función por medio de su rotación es la de retirar el fruto adherido en los racimos esterilizados en su mayor proporción posible, para que como consecuencia de esto haya más fruto para ser prensado o extraído su licor en la siguiente etapa.

Las tablas 18 y 19 muestran la cantidad de tusas saliendo por hora de los desfrutadores, de allí se observa que el desfrutador de la línea 2 aproximadamente duplica la cantidad del desfrutador de la línea 1, los valores se obtuvieron por promedio de 10 tomas de tiempo con una misma cantidad de tusas saliendo de los desfrutadores, la cantidad de tusas contadas fue de 50 para cada prueba, por medio del uso de unos de los datos plasmados en estas dos tablas se puede obtener la capacidad de procesamiento por hora de los desfrutadores, que se encuentran en las tablas 11 y 12 de los resultados.

Tabla 18. Cantidad de tusas por hora en desfrutador línea 1.

| LÍNEA 1 | | | |
|------------------------|------------------------|-------------------|-----------------------------|
| Numero de Veces | Numero de Tusas | Tiempo (h) | Numero de Tusa por h |
| 1 | 50 | 0.0361 | 1385.041551 |
| 2 | 50 | 0.0456 | 1096.491228 |
| 3 | 50 | 0.0498 | 1004.016064 |
| 4 | 50 | 0.0420 | 1190.47619 |
| 5 | 50 | 0.0458 | 1091.703057 |
| 6 | 50 | 0.0558 | 896.0573477 |
| 7 | 50 | 0.0410 | 1219.512195 |
| 8 | 50 | 0.0375 | 1333.333333 |
| 9 | 50 | 0.0452 | 1106.19469 |
| 10 | 50 | 0.0216 | 2314.814815 |
| Promedio | 50 | 0.0420 | 1190.4762 |

Tabla 19. Cantidad de tusas por hora en desfrutador línea 2.

| LÍNEA 2 | | | |
|------------------------|------------------------|-------------------|-----------------------------|
| Numero de Veces | Numero de Tusas | Tiempo (h) | Numero de Tusa por h |
| 1 | 50 | 0.0165 | 3030.30303 |
| 2 | 50 | 0.0234 | 2136.752137 |
| 3 | 50 | 0.0194 | 2577.319588 |
| 4 | 50 | 0.0220 | 2272.727273 |
| 5 | 50 | 0.0154 | 3246.753247 |
| 6 | 50 | 0.0155 | 3225.806452 |
| 7 | 50 | 0.0187 | 2673.796791 |
| 8 | 50 | 0.0156 | 3205.128205 |
| 9 | 50 | 0.0206 | 2427.184466 |
| 10 | 50 | 0.0204 | 2450.980392 |
| Promedio | 50 | 0.0188 | 2659.5745 |

En las tablas 20 y 21 se puede apreciar los valores de tiempos de residencia de las tusas en los desfrutadores, notándose que el mayor tiempo de residencia es el que presenta el desfrutador 2 con un valor próximo de 223 segundos comparándolo con los casi 217 segundos en el desfrutador 1, si el tiempo de residencia de los racimos en los desfrutadores es mayor el proceso de desfrutación será mejor por la expulsión de mas fruto de los racimos.

Tabla 20 y Tabla 21. Tiempo de residencia tusas desfrutador línea 1 y 2.

| LÍNEA 1 | |
|------------------------|-------------------|
| Número de veces | Tiempo (s) |
| 1 | 249.59 |
| 2 | 204.83 |
| 3 | 216.94 |
| 4 | 245.18 |
| 5 | 195.26 |
| 6 | 188.75 |
| Promedio | 216.76 |

| LÍNEA 2 | |
|------------------------|-------------------|
| Número de veces | Tiempo (s) |
| 1 | 252.47 |
| 2 | 213.59 |
| 3 | 186.66 |
| 4 | 227.13 |
| 5 | 253.09 |
| 6 | 205.38 |
| Promedio | 223.05 |

1.3.4. BANDAS TRANSPORTADORAS DE TUSAS 1 Y 2

El trabajo de las bandas transportadoras consiste en retirar los racimos vacíos que van saliendo de los desfrutadores y hacerlos llegar hacia las volquetas para ser llevados a las plantaciones.

1.3.5. SINFINES BAJO DESFRUTADORES 1 Y 2

Estos sinfines llevan el fruto que queda luego de que los racimos esterilizados pasan por los desfrutadores y lo hacen llegar a los sinfines inclinados de la línea respectiva.

1.3.6. SINFINES INCLINADOS 1 Y 2

Los sinfines inclinados reciben el fruto proveniente de los sinfines bajo desfrutador y lo llevan hacia los elevadores de cangilones.

1.3.7. ELEVADORES DE FRUTO 1 Y 2

Estos son elevadores del tipo cangilón y su trabajo consiste en tomar el fruto proveniente de los sinfines inclinados y dirigirlo al sinfín distribuidor, para así iniciar la etapa de extracción.

1.4. EXTRACCIÓN

Según la literatura luego de que el fruto sale de la etapa de desfrutación pasa a los digestores los cuales completan el rompimiento de las celdas de aceite con brazos que se mueven lentamente, la masa de frutos pasa luego a la prensa de tornillos, esta presiona el aceite crudo a través de agujeros en la pared de la cesta o camisa de la prensa, la torta prensada que se descarga por el extremo de la prensa contiene la fibra y las nueces.

Los productos separados en esta sección son:

- a) Aceite crudo: está conformado por agua, lodos y aceite, pasa a clarificación.
- b) Nueces: son aproximadamente el 15% del peso de los RFF, luego es separada en cáscara y almendra.
- c) Fibras: son aproximadamente el 15% del peso de los RFF y contiene una humedad alrededor del 37% y el contenido de aceite residual se encuentra entre 6 y 8% de aceite sobre fibra.

La fibra separada en la desfibración es transportada a la caldera como combustible y en su defecto es transportada hacia las plantaciones como abono, el diseño adecuado de esta sección es importante, si no se realiza adecuadamente puede llevar al excesivo drenaje del aceite crudo antes de la extracción por las prensas, lo cual trae consigo no solamente problemas en la clarificación y mayores pérdidas, sino también la absorción de hierro por parte del aceite de palma, la importancia de reducir la absorción de metales pesados como hierro y cobre es indicado por el valor **TOTOX**, para la producción de aceite de alta calidad se debería usar acero inoxidable en partes móviles donde haya desgaste en equipos de extracción tales como los digestores y las prensas.

1.4.1. SINFÍN DISTRIBUIDOR

El sinfín recibe el fruto que proviene de los dos elevadores de cangilones y como su nombre lo indica distribuye este fruto entre las dos líneas de proceso, dirigiéndolo hacia los sinfines alimentadores correspondientes a cada una de estas.

1.4.2. SINFINES ALIMENTADORES A DIGESTORES 1 Y 2

El sinfín de la línea correspondiente recibe el fruto que es llevado hasta allí a través del sinfín distribuidor y su objetivo es por medio del movimiento de rotación de sus respectivos ejes hacer llegar este fruto hacia los digestores asignados a cada línea, sinfín alimentador 1 (digestores 1 y 3), sinfín alimentador 2 (digestores 2 y 4).

1.4.3. DIGESTORES 1, 2, 3 Y 4

La digestión o digestores poseen características importantes según la literatura:

- a) Se recalientan los frutos y la pulpa es desprendida de las nueces y macerada.
- b) Se efectúa en recipientes cilíndricos verticales provistos de un eje central con brazos de agitación y maceración.
- c) De acuerdo con la variedad de fruto el espesor del mesocarpio está entre 4 y 8mm que se compone de celdas pegadas entre sí de forma irregular y minúscula.
- d) El fruto calentado en los digestores reduce considerablemente la viscosidad y facilita la extracción del aceite.

- e) Para reducir la cantidad residual de aceite en las fibras, se agrega agua a la masa de frutos digerida en la descarga del digestor.
- f) Aceite virgen: es el aceite separado antes de la presión dentro de los digestores.
- g) El tamaño de los digestores debe corresponder con la capacidad de las prensas y en lo posible debe operar completamente lleno.
- h) La temperatura de digestión debe encontrarse entre 90 y 95°C, no se recomiendan temperaturas superiores a los 95°C porque se aproximan al punto de ebullición del agua, esto ocasiona burbujas que no dejan caer el aceite libremente.

En el esquema 5 se muestran los digestores y en las tablas 22 y 23 muestran las dimensiones y comparaciones de los datos obtenidos con los reportados en las hojas de vida de estos equipos y su explicación, además en las tablas 24, 25, 26 y 27 se presentan los valores obtenidos de las temperaturas dentro de los digestores.

Esquema 5. Digestores.

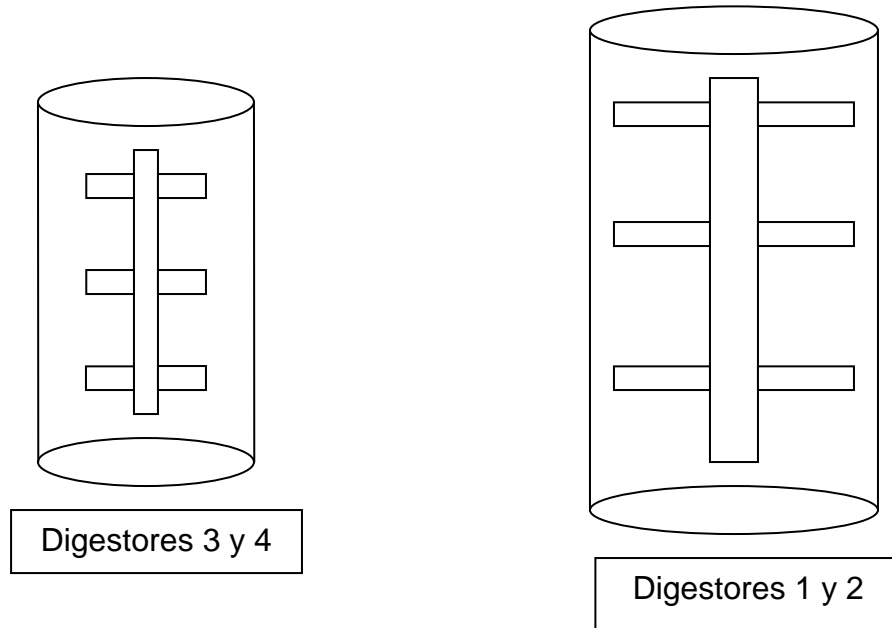


Tabla 22. Dimensiones digestores 1 y 2.

| Dimensiones | |
|--------------------------------|-------------|
| Diámetro (m) | 1.15 |
| Área (m ²) | 1.04 |
| Longitud (m) | 3.80 |
| Volumen (m³) | 3.95 |

Valor obtenido = 3.95 m³

Valor en hoja de vida del equipo = 3.80 m³

Tabla 23. Dimensiones digestores 3 y 4.

| Dimensiones | |
|--------------------------------|--------------|
| Diámetro (m) | 0.960 |
| Área (m ²) | 0.724 |
| Longitud (m) | 2.600 |
| Volumen (m³) | 1.882 |

Valor obtenido = 1.882 m³

Valor en hoja de vida del equipo = 1.800 m³

Se puede ver en las tablas 24 y 25 que los valores obtenidos del volumen de los digestores es superior al reportado en las hojas de vida de estos equipos, esto es porque midiendo se tuvo en cuenta la longitud hasta donde el fruto llegaba al llenar los digestores.

- ✦ Temperaturas internas de los digestores: La digestión cumple con los valores estipulados de temperatura consignados en el inciso (h) del texto.

Tabla 24. Temperaturas internas digestor 1.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 90 | 74 |
| T2 | 91 | |
| T3 | 90 | |
| T4 | 92 | |
| T5 | 89 | |
| Promedio | 90.4 | |

Tabla 25. Temperaturas internas digestor 2.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 93 | 84 |
| T2 | 91 | |
| T3 | 90 | |
| T4 | 93 | |
| T5 | 90 | |
| Promedio | 91.4 | |

Tabla 26. Temperaturas internas digestor 3.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 92 | No Tiene |
| T2 | 95 | |
| T3 | 93 | |
| T4 | 92 | |
| T5 | 91 | |
| Promedio | 92.6 | |

Tabla 27. Temperaturas internas digestor 4.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 91 | No Tiene |
| T2 | 92 | |
| T3 | 91 | |
| T4 | 89 | |
| T5 | 90 | |
| Promedio | 90.6 | |

1.4.4. PRENSAS 1, 2, 3 Y 4

Las prensas o prensado consisten en factores importantes según la literatura, tales como:

- a) El objetivo principal de este proceso es el de extraer la fracción líquida de la masa de frutos que sale de los digestores y que está compuesta por aceite de pulpa de palma, agua y cierta cantidad de sólidos que quedan en suspensión en el agua, la masa desaceitada que resulta del proceso (torta) la cual es compuesta por fibras y nueces, pasa luego al proceso de desfibración.
- b) Los equipos utilizados para este proceso son prensas de tornillo sinfín continuos compuestos por una canasta perforada horizontal de forma cilíndrica doble y por dos tornillos del tipo sinfín (de paso regresivo).
- c) Para facilitar la salida de aceite en el proceso se agrega agua caliente cuya cantidad debe controlarse, para asegurar buena extracción y obtener una adecuada dilución del aceite crudo para que con esto se facilite posteriormente la clarificación, el agua debe estar a una temperatura entre 90 y 95°C.
- d) La eficiencia del prensado se debe medir según las pérdidas de aceite en las fibras y el contenido de nueces rotas en la torta, teniendo en cuenta la presión (ajuste de conos), la composición del fruto (% de pulpa / % nueces) y el espesor del cuesco (cáscara que cubre la almendra).
- e) La fibra de la torta de prensa está compuesta por 18% polvo (aquí se concentra la mayor pérdida de aceite en la torta) y un 82% de fibras aproximadamente.

Tabla 28. Horas de trabajo y vida útil de canastas y tornillos en las prensas.

| Tornillos y Canastas Prensas | | | | |
|-------------------------------------|-------------------------|----------------------|-------------------------|----------------------|
| Prensa | Tornillos | | Canastas | |
| | Horas de Trabajo | Vida Útil (h) | Horas de Trabajo | Vida Útil (h) |
| 1 | 541.28 | 650 | 541.28 | 1200 |
| 2 | 355.35 | | 355.35 | |
| 3 | 495.55 | | 896.43 | |
| 4 | 54.37 | | 821.33 | |

La tabla 28 es necesario tenerla en cuenta para el proceso de consumo en prensado, debido a que las horas de trabajo de los tornillos y las canastas de las prensas es un factor determinante en la capacidad de consumo y se puede ver de la siguiente forma; las canastas y los tornillos que se encuentren con menor cantidad de horas de trabajo en prensado va a producir que el consumo se dé a menor velocidad, esto se puede observar para las prensas grandes en la 2 y en las pequeñas en la 4, pero el tiempo de trabajo tampoco debe ser muy alto debido a que los tornillos y las canastas ya se encontrarían para cambio por estar acercándose a su vida útil, la comprobación de esto se puede establecer en los datos presentes en la tabla 14 del documento principal.

1.5. DESFIBRACIÓN

Esta sección según la literatura es también conocida como sección de recuperación de almendra o palmisteria y su objetivo es el de efectuar la ruptura de la cáscara de la nuez y obtener la recuperación de las almendras.

La desfibración consiste de las siguientes partes:

- Secado de nueces.
- Trituración de nueces.
- Separación neumática.
- Separación mediante hidrociclones.
- Secado de almendras.

▪ **Recuperación de Almendra:**

El acondicionamiento de las nueces comienza en el esterilizador y la separación en la prensa de tornillos. Luego del prensado, las nueces y la fibra van por un transportador rompedor de torta (tornillo sinfín) calentado que posteriormente separa y remueve la humedad de la fibra. La fibra y las nueces pasan luego a una columna de separación neumática, llamada también columna desfibradora (winnowing sistem) provista de una pantalla (dámper) para realizar ajustes en la operación dependiendo del número de prensas que trabajen. La fibra es soplada hacia un ciclón cerca a la caldera y las nueces pasan hacia abajo a un tambor pulidor para remover las impurezas o fibras adheridas y retener piezas de hierro, el tambor está diseñado para procesar gran cantidad de almendras, las nueces son acondicionadas en silos de secado antes de ser trituradas en molinos de tipo ripple, luego de la ruptura, la mezcla triturada es separada en una columna doble de separación para una separación de tipo húmedo en hidrociclones. Las cáscaras y la almendra son lavadas y las almendras pasan a un silo secador de almendras para reducir la humedad a un 7% aproximadamente y minimizar el desarrollo del AGL durante el almacenamiento y despacho.

1.5.1. SINFINES ROMPEDORES DE TORTA 1 Y 2

Estos sinfines reciben la parte sólida proveniente de la sección de extracción la cual está compuesta por fibra y nuez, transportándolas hacia las columnas neumáticas.

1.5.2. COLUMNAS NEUMATICAS DE FIBRAS 1 Y 2

En estas columnas la fibra es impulsada hacia los ciclones de fibra por impulso con aire y la nuez pasa a los tambores pulidores cayendo por gravedad.

1.5.3. TAMBORES PULIDORES 1 Y 2

Los tambores pulidores reciben las nueces provenientes de las columnas neumáticas de fibra y allí se les retiran la mayor parte de las impurezas y luego pasan a los elevadores de nueces.

1.5.4. ELEVADORES NEUMATICOS DE NUEZ 1 Y 2

Estos elevadores reciben las nueces que salen de los tambores pulidores y por medio de un ventilador son transportadas hacia el silo de nuez donde se almacenan para empezar el proceso de extracción de aceite de palmiste.

1.5.5. CICLONES DE FIBRA 1 Y 2

Los ciclones reciben la fibra que fue impulsada por las columnas neumáticas, disminuyendo la velocidad con que venían por el aumento de la cavidad y luego la envían para las exclusas.

1.5.6. EXCLUSAS DE FIBRA 1 Y 2

Las exclusas reciben la fibra que sale de los ciclones y por medio de un eje con paletas (dosificador) vuelve uniforme el flujo que al llenar cada cavidad es enviando hacia el sinfín principal de fibras.

1.5.7. SINFÍN PRINCIPAL DE FIBRA

A este sinfín llega el flujo de fibras que sale de las exclusas y lo transporta distribuyéndolo para los sinfines de alimentación de las calderas VR-1 y VR-2, el flujo de fibra que sobra de la alimentación a las calderas es conducido

por un canal hacia las volquetas para ser transportado hacia las plantaciones.

1.5.8. SINFINES ALIMENTACIÓN CALDERAS VR-1 Y VR-2

Estos sinfines reciben el flujo proveniente del sinfín principal de fibras y lo alimentan como combustible para la producción de vapor por parte de las calderas.

1.6. CLARIFICACIÓN

Según la literatura es el proceso mediante el cual es separado y purificado el aceite presente en la mezcla líquida extraída en las prensas, esta mezcla contiene aceite, agua, lodos livianos y lodos pesados, donde para lograr esta separación es aprovechada la inmiscibilidad entre el agua y el aceite.

Este proceso se divide en dos partes:

1. Clarificación estática: se hace por medio de decantación y en ella según la literatura se logra separar el 90% del aceite aproximadamente, aquí las propiedades del fluido se comportan como se muestra en la tabla 29, para que la separación estática sea la más adecuada se debe mantener una temperatura del medio entre 90 y 95 °C.

Tabla 29. Propiedades clarificación estática.

| Temperatura | Viscosidad | Fricción | Aceite |
|--------------------|-------------------|-----------------|---------------|
| Aumenta | Disminuye | Disminuye | Sube |
| Disminuye | Aumenta | Aumenta | Baja |

2. Clarificación dinámica: se realiza por medio de centrifugación, en esta etapa se requiere movimiento por fuerza centrífuga para obtener la separación, donde según la literatura se recupera alrededor del 10% de

aceite, el comportamiento de las propiedades del fluido como se muestra en la tabla 30.

Tabla 30. Propiedades clarificación dinámica.

| Dilución | Viscosidad | Fricción | Aceite |
|-----------------|-------------------|-----------------|---------------|
| Aumenta | Disminuye | Disminuye | Sube |
| Disminuye | Aumenta | Aumenta | Baja |

Los lodos livianos poseen densidad similar a la del aceite, por tal motivo si se presenta mucha agua en el sistema estos tienden a subir con el aceite, los sólidos presentes en el aceite deben estar por el orden de 5.5% en peso.

1.6.1. TANQUE DESARENADOR

La función de este tanque consiste en recibir el líquido proveniente de la etapa de extracción, el cual contiene una cantidad de sólido y tratar de retirarlos de estos y luego el resultante hacerlo llegar al tamiz vibratorio de dos formas como agua lodosa y como aceite crudo o rojo, en la tabla 31 y en la tabla 32 se encuentran tabuladas las dimensiones del tanque y la temperatura que posee el fluido contenido respectivamente y en el esquema 6 el diagrama del equipo.

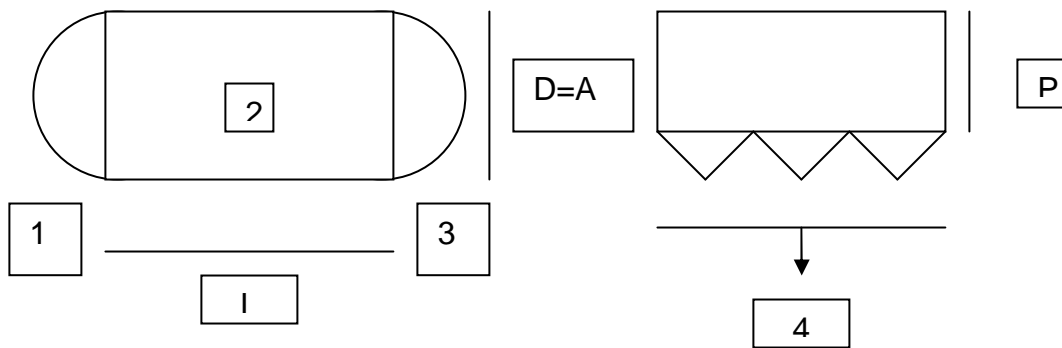
Tabla 31. Dimensiones del tanque desarenador.

| Dimensiones | | | |
|--------------------------------------|-----------------------------|------------------------|----------------------------------|
| Diámetro (m) | Área (m²) | Profundidad (m) | Volumen 1 (m³) |
| 1.80 | 1.2724 | 1.27 | 1.6159 |
| Diámetro (m) | Área (m²) | Profundidad (m) | Volumen 2 (m³) |
| 1.80 | 1.2724 | 1.27 | 1.6159 |
| Ancho (m) | Largo (m) | Profundidad (m) | Volumen 3 (m³) |
| 1.80 | 2.70 | 1.27 | 6.1722 |
| Diámetro a (m) | Diámetro b (m) | Altura (m) | Volumen 4 (m³) |
| 1.80 | 0.12 | 0.48 | 1.3083 |
| Volumen Total (m³) | | | |
| 10.7122 | | | |

Tabla 32. Temperaturas internas tanque desarenador.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|-----------------------------|-----------------------|------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 63 | 70 |
| T2 | 62 | |
| T3 | 64 | |
| T4 | 63 | |
| T5 | 64 | |
| Promedio | 63.2 | |

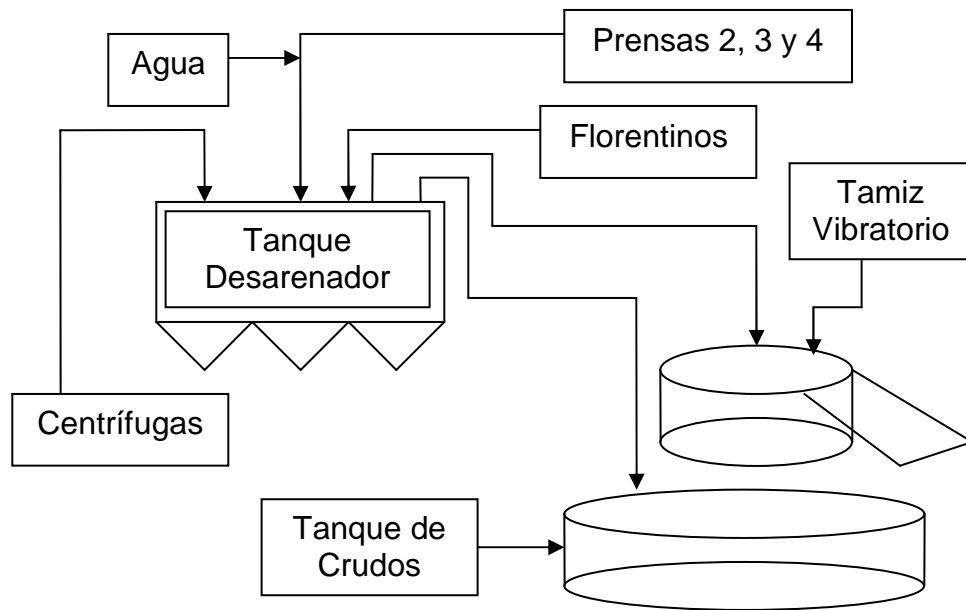
Esquema 6. Esquema tanque desarenador.



1.6.2. TAMIZ VIBRATORIO CIRCULAR

La función del tamiz circular es la de separar el fluido con contenido de aceite del sólido por medio de vibración, donde el sólido cae por una rampa hacia una bandeja y el fluido pasa directo al tanque de crudos.

Esquema 7. Figura de las llegadas de flujo al tamiz vibratorio.



En las tablas 33, 34, 35 y 36 se muestran los datos obtenidos de los flujos volumétricos y másicos que son enviados por los posos florentinos, centrifugas 1, 3, y 4, prensas 2, 3 y 4 y la adición de agua o dilución del sistema dentro del tamiz vibratorio, con el fin de esclarecer los valores individuales de los flujos enviados por cada equipo al sistema al final de la muestra de estas tablas se sugiere ir a la sección de pruebas no realizadas para saber porque el procedimiento indicado no se realizo con todas las centrifugas y todas las prensas como es debido y en el anexo 2 (esquema 13) se muestra el dibujo que ilustra la llegada de los flujos a los equipos correspondientes, la figura 4 que esta a continuación también ayuda con el entendimiento de que era lo que se quería.

Tabla 33. Cantidad enviada por Florentinos + Centrifugas 1, 3 y 4 +
Prensas 2, 3 y 4 + Agua

| Cantidad Enviada por Florentinos + Centrifugas 1, 3 y 4 + Prensas 2, 3 y 4 + Agua | | | | | | | | |
|---|------------------------|----------------------|-----------------|---------------------------|----------------|----------------------------|-------------------|---------------------|
| Diámetro (m) | Área (m ²) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m ³) | Tiempo (h) | Caudal (m ³ /h) | Peso afrecho (Kg) | Flujo másico (Kg/h) |
| 1.006 | 0.79485 | 0.61 – 0.53 | 0.08 | 0.063588 | 0.00687 | 9.2529 | 1.12 | 162.9749 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.61 – 0.53 | 0.08 | 0.063588 | 0.00681 | 9.3474 | 1.25 | 183.7485 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.59 – 0.516 | 0.074 | 0.058819 | 0.0068 | 8.6498 | 1.00 | 147.0588 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.603 – 0.525 | 0.078 | 0.061998 | 0.00683 | 9.0834 | 1.12333 | 164.5941 |

Tabla 34. Cantidad enviada por Centrifugas 1, 3 y 4+ Prensas 2, 3 y 4 + Agua

| Cantidad Enviada por Centrifugas 1, 3 y 4 + Prensas 2, 3 y 4 + Agua | | | | | | | | |
|---|------------------------|------------------------|-----------------|---------------------------|------------------|----------------------------|-------------------|---------------------|
| Diámetro (m) | Área (m ²) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m ³) | Tiempo (h) | Caudal (m ³ /h) | Peso afrecho (Kg) | Flujo másico (Kg/h) |
| 1.006 | 0.79485 | 0.58 – 0.54 | 0.04 | 0.031794 | 0.00683611 | 4.6509 | 0.8 | 117.0256 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.57 – 0.531 | 0.039 | 0.03099915 | 0.00681111 | 4.5513 | 1.0 | 146.8189 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.571 – 0.53 | 0.041 | 0.03258885 | 0.00681667 | 4.7808 | 0.6 | 88.0196 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.5736 – 0.5336 | 0.04 | 0.031794 | 0.0068213 | 4.6609 | 0.8 | 117.2880 |

Tabla 35. Cantidad enviada por Prensas 2, 3 y 4 + Agua

| Cantidad Enviada por Prensas 1, 2 y 3 + Agua | | | | | | | | |
|---|-----------------------------|------------------------|------------------------|--------------------------------|-------------------|---------------------------------|--------------------------|----------------------------|
| Diámetro (m) | Área (m²) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Peso afrecho (Kg) | Flujo másico (Kg/h) |
| 1.006 | 0.79485 | 0.548 – 0.528 | 0.02 | 0.015897 | 0.00686111 | 2.3169 | 0.5 | 72.8745 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.53 – 0.51 | 0.02 | 0.015897 | 0.0068 | 2.3377 | 0.3 | 44.1176 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.534 – 0.512 | 0.022 | 0.0174867 | 0.00679167 | 2.5747 | 0.4 | 58.8957 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.5373 – 0.5166 | 0.0207 | 0.0164269 | 0.00681759 | 2.4098 | 0.4 | 58.6293 |

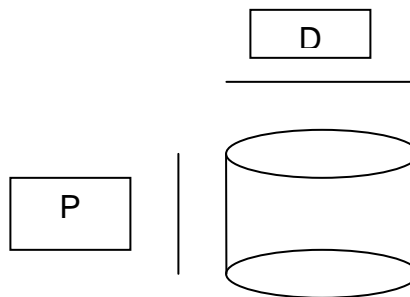
Tabla 36. Cantidad enviada pro Prensas 2, 3 y 4

| Cantidad Enviada por Prensas 2, 3 y 4 | | | | | | | | |
|--|-----------------------------|-----------------------|------------------------|--------------------------------|-------------------|---------------------------------|--------------------------|----------------------------|
| Diámetro (m) | Área (m²) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Peso afrecho (Kg) | Flujo másico (Kg/h) |
| 1.006 | 0.79485 | 0.536 – 0.52 | 0.016 | 0.0127176 | 0.00674167 | 1.8864 | 0.3 | 44.4994 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.544 – 0.528 | 0.016 | 0.0127176 | 0.00673056 | 1.8895 | 0.4 | 59.4305 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.547 – 0.53 | 0.017 | 0.01351245 | 0.00686389 | 1.9686 | 0.35 | 50.9915 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.5423 – 0.526 | 0.01633 | 0.01298255 | 0.0067787 | 1.9149 | 0.35 | 51.6404 |

1.6.3. TANQUE DE ACEITE CRUDO

La función de este tanque es la de recibir el líquido con contenido de aceite proveniente del tamiz vibratorio y del tanque desarenador para luego ser bombeado hacia clarificación pasando por las columnas precalentadoras, en este punto el aceite es llamado aceite crudo o rojo, en el esquema 8 se divide el tanque de crudos, en la tabla 37 se muestran las dimensiones del mismo y en la tabla 38 la temperatura del fluido contenido allí.

Esquema 8. Tanque de Crudos.



P y D son las dimensiones del tanque de crudos.

Tabla 37. Dimensiones del tanque de crudo.

| Dimensiones | |
|--------------------------------|---------------|
| Diámetro (m) | 2.012 |
| Área (m ²) | 3.1794 |
| Profundidad (m) | 0.920 |
| Volumen (m³) | 2.9251 |

Tabla 38. Temperaturas internas tanque de crudo.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|-----------------------------|-----------------------|------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 66 | No Sirve |
| T2 | 70 | |
| T3 | 68 | |
| T4 | 68 | |
| T5 | 66 | |
| Promedio | 67.6 | |

1.6.4. BOMBAS DE ACEITE CRUDO 1 Y 2

La función de estas bombas es la de sacar el aceite crudo del tanque para llevarlo a clarificación e impedir el llenado del mismo, estas bombas se encuentran en la parte inferior del tanque de crudo, además poseen retorno en el momento que no se recibe más en clarificación, en las tablas 39 y 40 se encuentran tabulados los valores correspondientes a la caracterización de estas bombas.

Tabla 39. Caudal bomba de crudo 1.

| Bomba de Crudo 1 | | | | | | | | |
|-------------------------|-----------------------------|-----------------------|------------------------|--------------------------------|-------------------|---------------------------------|----------------------|-------------------------|
| Diámetro (m) | Área (m²) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Potencia (HP) | Temperatura (°C) |
| 1.006 | 0.79485 | 0.576 – 0.480 | 0.096 | 0.07630 | 0.00697 | 10.9486 | 4 | .55 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.577 – 0.482 | 0.095 | 0.07551 | 0.00654 | 11.5529 | 4 | 55 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.579 – 0.482 | 0.097 | 0.07710 | 0.00671 | 11.5028 | 4 | 56 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.588 – 0.492 | 0.096 | 0.07630 | 0.00754 | 10.1216 | 4 | 57 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.575 – 0.479 | 0.096 | 0.07630 | 0.00738 | 10.3426 | 4 | 56 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.579 – 0.483 | 0.096 | 0.07630 | 0.00703 | 10.8937 | 4 | 55.8 |

Tabla 40. Caudal bomba de crudo 2.

| Bomba de Crudo 2 | | | | | | | | |
|-------------------------|-----------------------------|-----------------------|------------------------|--------------------------------|-------------------|---------------------------------|----------------------|-------------------------|
| Diámetro (m) | Área (m²) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Potencia (HP) | Temperatura (°C) |
| 1.006 | 0.7948 | 0.583 – 0.486 | 0.097 | 0.0771 | 0.0078 | 9.9520 | 4 | 48 |
| 1.006 | 0.7948 | 0.590 – 0.492 | 0.098 | 0.0778 | 0.0081 | 9.6598 | 4 | 48 |
| 1.006 | 0.7948 | 0.581 – 0.483 | 0.098 | 0.0779 | 0.0077 | 10.1163 | 4 | 49 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.580 – 0.490 | 0.096 | 0.0763 | 0.0076 | 10.1104 | 4 | 47 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.586 – 0.489 | 0.097 | 0.0771 | 0.0077 | 10.0712 | 4 | 48 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.584 – 0.488 | 0.0972 | 0.07726 | 0.0078 | 9.9819 | 4 | 48 |

1.6.5. COLUMNAS PRECALENTADORAS 1 Y 2

La función de estas columnas es la de hacer alcanzar al aceite crudo la temperatura adecuada antes de hacer su ingreso a clarificación en los clarificadores vertical (#1) y horizontal (#2), para que esta etapa se lleve a cabo de la mejor forma posible y cumpla con su objetivo, que es el de separar el aceite de los lodos livianos, pesados y del agua, en las tablas 41 y 42 se encuentran los datos de las temperaturas que manejan las columnas precalentadoras, tomadas por medio del termómetro de laser y comparándolas con las del dispositivo de medición que poseen.

Tabla 41. Temperaturas externas columna precalentadora 1.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 66 | No Tiene |
| T2 | 65 | |
| T3 | 65 | |
| T4 | 64 | |
| T5 | 63 | |
| Promedio | 64.6 | |

Tabla 42. Temperaturas externas columna precalentadora 2.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 75 | 78 |
| T2 | 76 | |
| T3 | 76 | |
| T4 | 75 | |
| T5 | 74 | |
| Promedio | 75.2 | |

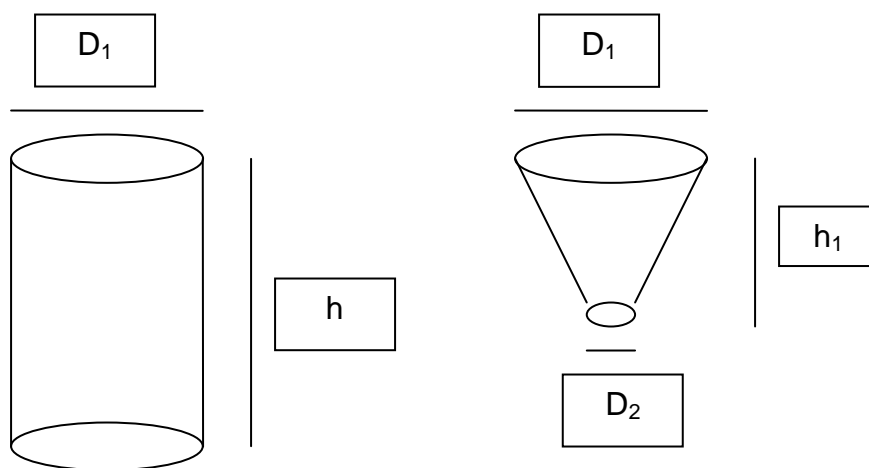
1.6.6. AGITADOR DE FUERZAS CORTANTES

El objetivo del agitador es el de hacer a través del giro de sus aspas salir la capa de aceite hacia la parte superior del tanque clarificador vertical y hacer mas móviles los lodos entrantes para proporcionar una mejor separación en el recipiente y garantizar que lo que salga para el tanque de lodos posea el menor contenido de aceite posible.

1.6.7. CLARIFICADOR VERTICAL Y HORIZONTAL

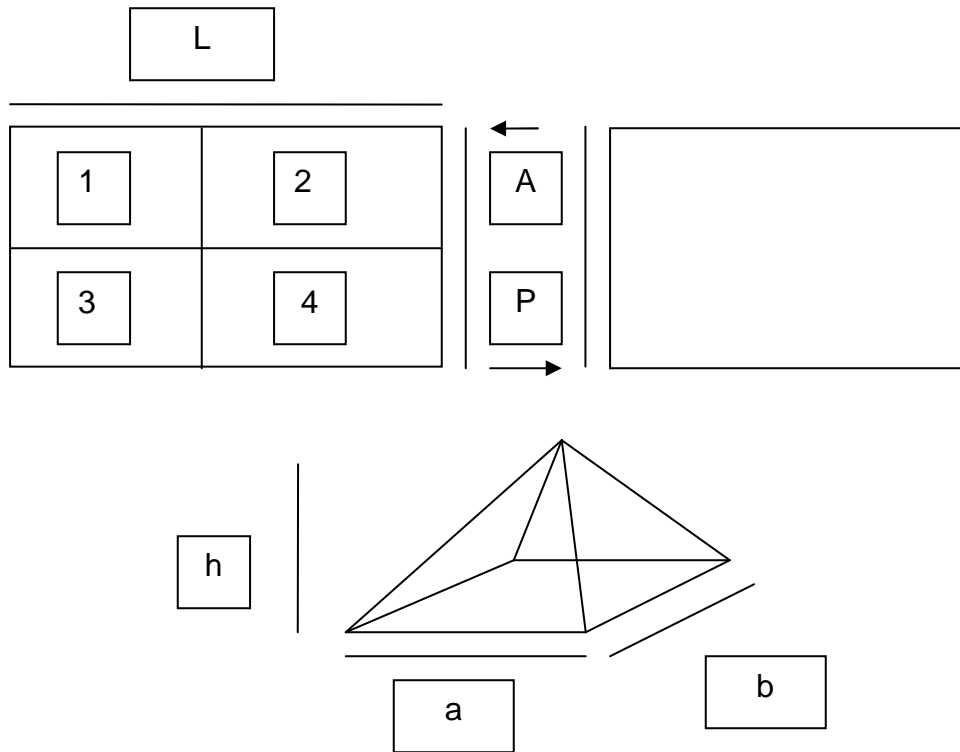
Su función es la de recuperar y purificar el aceite proveniente de la etapa de extracción o sea del aceite crudo, por decantación, aprovechamiento de la inmiscibilidades entre el agua y el aceite y de las diferencias de densidades del aceite, agua, lodos livianos y lodos pesados lo cual facilita su separación, en los esquemas 9 y 10 se encuentran representados los tipos de clarificadores, en las tablas 43 y 44 las dimensiones y en las tablas 44 y 45 las temperaturas que maneja el fluido contenido en ellos en forma de tablas respectivamente.

Esquema 9. Clarificador Vertical.



D_1 , D_2 , h y h_1 son las dimensiones del clarificador vertical.

Esquema 10. Clarificador Horizontal.



L, A, P, h, a, y b son las dimensiones que se dan para el clarificador horizontal.

Tabla 43. Dimensiones clarificador vertical.

| Dimensiones | | |
|--------------------------------------|----------------|------|
| Unidad / Figura | CILINDRO | CONO |
| Diámetro 1 (m) | 4.20 | 4.20 |
| Diámetro 2 (m) | - | 0.29 |
| Área (m ²) | 13.8545 | - |
| Altura (m) | 5.06 | 1.35 |
| Volumen (m ³) | 70.1036 | 6.70 |
| Volumen Total (m³) | 76.8036 | |

Tabla 44. Dimensiones clarificador horizontal.

| Dimensiones | | | |
|--------------------------------------|------------------|------------------------|----------------------------------|
| Ancho (m) | Largo (m) | Profundidad (m) | Volumen 1 (m³) |
| 2.62 | 2.50 | 2.40 | 15.72 |
| Ancho (m) | Largo (m) | Profundidad (m) | Volumen 2 (m³) |
| 2.62 | 3.03 | 2.40 | 19.0526 |
| Ancho (m) | Largo (m) | Profundidad (m) | Volumen 3 (m³) |
| 2.43 | 2.50 | 2.40 | 14.58 |
| Ancho (m) | Largo (m) | Profundidad (m) | Volumen 4 (m³) |
| 2.43 | 3.03 | 2.40 | 17.6710 |
| Altura (m) | Ancho (m) | Profundidad (m) | Volumen 5 (m³) |
| 0.63 | 2.50 | 2.40 | 1.26 |
| Altura (m) | Ancho (m) | Profundidad (m) | Volumen 6 (m³) |
| 0.63 | 3.03 | 2.40 | 1.5271 |
| Altura (m) | Ancho (m) | Profundidad (m) | Volumen 7 (m³) |
| 0.63 | 2.50 | 2.40 | 1.26 |
| Altura (m) | Ancho (m) | Profundidad (m) | Volumen 8 (m³) |
| 0.63 | 3.03 | 2.40 | 1.5271 |
| Volumen Total (m³) | | | |
| 72.5978 | | | |

Tabla 45. Temperaturas internas clarificador vertical.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 80 | 84 |
| T2 | 81 | |
| T3 | 81 | |
| T4 | 79 | |
| T5 | 80 | |
| Promedio | 80.2 | |

Tabla 46. Temperaturas internas clarificador horizontal.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 80 | 85 ± 10 |
| T2 | 81 | |

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|----------------------------------|-----------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T3 | 82 | |
| T4 | 82 | |
| T5 | 83 | |
| Promedio | 81.6 | |

1.6.8. BOMBAS DESLIDADORAS 1 Y 2

La función de estas bombas es la de sacar lodos del tanque inferior para llevarlo al tanque superior del mismo equipo luego de que llegan los lodos provenientes de clarificación para que se pueda enviar a centrifugación y recuperar residuos de aceite en la sección, las bombas se encuentran en la parte inferior del tanque de lodos, en las tablas 47 y 48 se encuentran los valores de la caracterización de estas bombas de acuerdo con las pruebas realizadas.

Tabla 47. Caudal bomba desarenadora 1.

| Bomba Desarenadora 1 | | | | | | | |
|----------------------|------------------------|-----------------|---------------------------|---------------|----------------------------|---------------|------------------|
| Diámetro (m) | Área (m ²) | Profundidad (m) | Volumen (m ³) | Tiempo (h) | Caudal (m ³ /h) | Potencia (HP) | Temperatura (°C) |
| 2.65 | 5.5155 | 0.256 | 1.41196 | 0.1006 | 14.0226 | 4 | 53 |
| 2.65 | 5.5155 | 0.256 | 1.41196 | 0.1010 | 13.9725 | 4 | 52 |
| 2.65 | 5.5155 | 0.256 | 1.41196 | 0.0998 | 14.1400 | 4 | 54 |
| 2.65 | 5.5155 | 0.256 | 1.41196 | 0.1012 | 13.9510 | 4 | 53 |
| 2.65 | 5.5155 | 0.256 | 1.41196 | 0.1004 | 14.0629 | 4 | 54 |
| 2.65 | 5.5155 | 0.256 | 1.41196 | 0.1007 | 14.0298 | 4 | 53.2 |

Tabla 48. Caudal bomba desarenadora 2.

| Bomba Desarenadora 2 | | | | | | | |
|----------------------|------------------------|-----------------|---------------------------|----------------|----------------------------|---------------|------------------|
| Diámetro (m) | Área (m ²) | Profundidad (m) | Volumen (m ³) | Tiempo (h) | Caudal (m ³ /h) | Potencia (HP) | Temperatura (°C) |
| 2.65 | 5.5154715 | 0.256 | 1.41196 | 0.07319 | 19.2905 | 4 | 46 |
| 2.65 | 5.5154715 | 0.256 | 1.41196 | 0.07171 | 19.6888 | 4 | 45 |
| 2.65 | 5.5154715 | 0.256 | 1.41196 | 0.07432 | 18.9978 | 4 | 45 |
| 2.65 | 5.5154715 | 0.256 | 1.41196 | 0.07232 | 19.5216 | 4 | 47 |
| 2.65 | 5.5154715 | 0.256 | 1.41196 | 0.07456 | 18.9369 | 4 | 46 |
| 2.65 | 5.5154715 | 0.256 | 1.41196 | 0.07322 | 19.2872 | 4 | 45.8 |

1.6.9. CICLÓN DESARENADOR

El ciclón desarenador cumple con el propósito de sacar la arena que viene en los lodos de clarificación para poder enviar en la forma más adecuada los lodos a centrifugación y así conseguir la recuperación posterior por medio de las centrifugas.

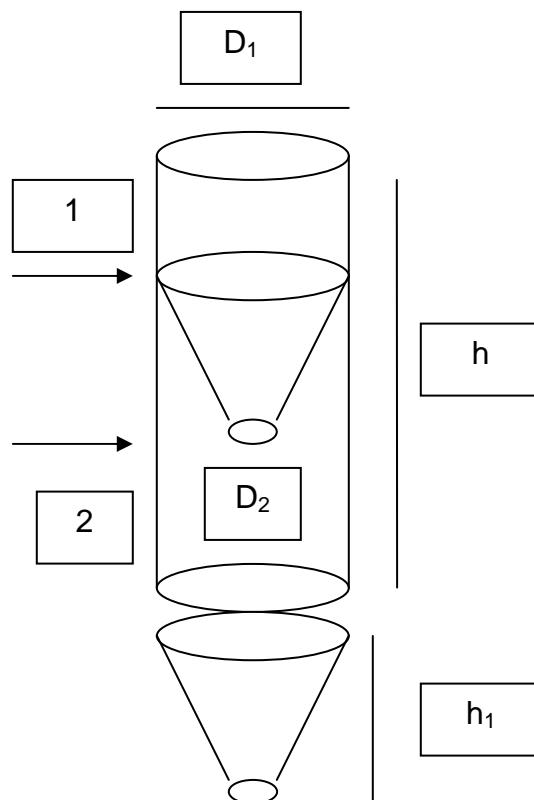
1.6.10. TAMIZ DE LODOS

Este equipo sirve para retener los lodos que provienen de los clarificadores y dejar pasar el líquido hacia el tanque inferior de lodos, el que está compuesto por dos secciones donde la una alimenta a la otra por bombeo en la parte baja del mismo.

1.6.11. TANQUE DE LODOS

En este tanque se concentran todos los lodos que provienen de los clarificadores, estos llegan a la sección superior del mismo y luego se dirigen hacia los filtros cepillo para pasar a centrifugación, pero antes pasan por el tamiz de lodos, para allí recuperar lo que no se logro en clarificación, en el esquema 11 se encuentran el bosquejo del tanque de lodos, en la tabla 49 las dimensiones y en la tabla 50 las temperaturas que maneja el fluido contenido en el.

Esquema 11. Tanque de Lodos.



D_1 , D_2 , h y h_1 son las variables de dimensiones que se dan para caracterizar este tanque.

Tabla 49. Dimensiones tanque de lodos.

| Dimensiones | | | | | |
|--|----------------|-----------|---------------|-----------|-----------|
| Unidad / Figura | CILINDRO 1 | CONO 1 | CILINDRO 2 | CONO 2 | CONO 1 |
| Diámetro 1 (m) | 2.65 | 2,65 | 2.65 | 2.65 | 2.65 |
| Diámetro 2 (m) | - | 0,16 | - | 0.16 | 0.16 |
| Área (m ²) | 5.5155 | - | 5.5155 | - | - |
| Altura (m) | 2.75 | 0,75 | 4.88 | 1.26 | 0.75 |
| Volumen (m ³) | 15.1675 | 5,8686 | 26.9155 | 2.4648 | 5.8686 |
| Volumen Total a (m ³) | 21.0361 | | 23.5117 | | |
| Volumen Total b (m³) | 44.5478 | | | | |

Tabla 50. Temperaturas internas tanque de lodos.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 90 | 86 |
| T2 | 90 | |
| T3 | 91 | |
| T4 | 92 | |
| T5 | 92 | |
| Promedio | 91 | |

1.6.12. FILTROS CEPILLO 1, 2, 3 Y 4

La función de los filtros cepillo es la de homogenizar los residuos sólidos por medio de unas cerdas que producen una especie de rompimiento de los sólidos dentro del líquido, para que cuando el líquido saliente de ellos pase a centrifugación la separación por fuerza centrífuga sea la más apropiada.

1.6.13. CENTRIFUGAS DE LODOS 1, 2, 3 Y 4

El trabajo de las centrifugas consiste en tratar de recuperar el aceite que no pudo ser recuperado en la etapa de clarificación que según la literatura es del orden del 10% y es conocida como clarificación dinámica, que gracias a la fuerza centrífuga que ejerce por el giro logra separar el aceite de los lodos pesados y livianos cumpliendo con tal objetivo, estos lodos ya vienen mas homogéneas luego de su paso por los filtros cepillo.

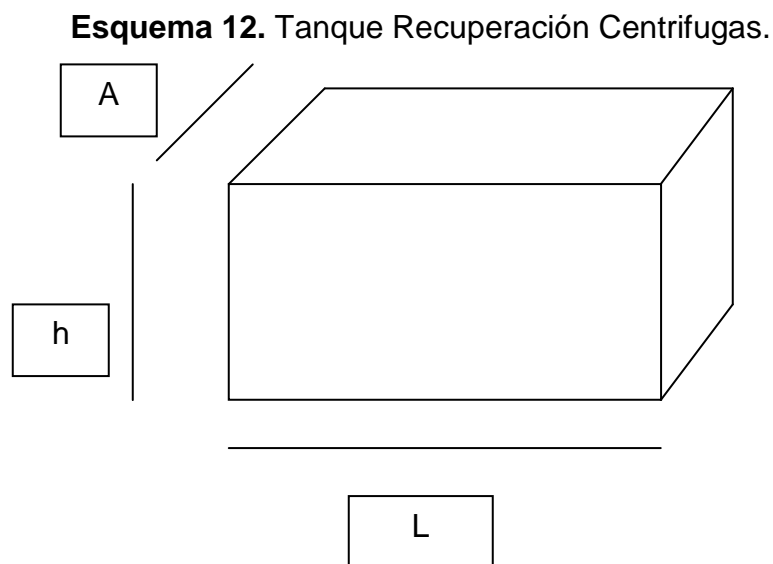
Capacidades de las centrifugas:

- a) Centrifuga (1) 3000 L/h.
- b) Centrifuga (2) 12000 L/h.
- c) Centrifuga (3) 6000 L/h.
- d) Centrifuga (4) 6000 L/h.

Los datos de la capacidad de flujo de las centrifugas se obtuvieron de la información suministrada por un ingeniero de la compañía INAL (Industrias Acuña Limitada) quien realizo las medidas de estos flujos, en la sección de pruebas no realizadas se dará la explicación del porque no se midieron estos flujos.

1.6.14. TANQUE DE RECUPERACIÓN CENTRIFUGA

En este tanque se hace la recepción del aceite que fue recuperado por medio de las centrifugas y se almacena allí hasta que es bombeado para ser dirigido al tanque desarenador, es decir al inicio del proceso, para volver a hacer el ciclo nuevamente, además recibe lo que se recupera en florentinos, en el esquema 12 se encuentra el dibujo del tanque de recuperación de centrifuga, en la tabla 51 las dimensiones y en la tabla 52 las temperaturas que maneja el fluido contenido.



A, h y L son las dimensiones para el tanque de recuperación de centrifugas, este mismo esquema se utiliza para expresar las dimensiones del tanque recolector de purgas y tanque de aceite terminado.

Tabla 51. Dimensiones tanque recuperación centrifugas.

| Dimensiones | |
|--------------------------------|-------------|
| Ancho (m) | 1.00 |
| Largo (m) | 1.50 |
| Área (m ²) | 1.50 |
| Alto (m) | 0.59 |
| Volumen (m³) | 0.89 |

Tabla 52. Temperaturas internas tanque recuperación centrifugas.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|----------------------------------|-----------------------------------|
| Temperatura s | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 50 | No tiene |
| T2 | 51 | |
| T3 | 51 | |
| T4 | 52 | |
| T5 | 52 | |
| Promedio | 51.2 | |

1.6.15. BOMBA DE RECUPERACIÓN CENTRIFUGA

El trabajo que realiza esta bomba es el de retirar el aceite recuperado de centrifugas y el aceite recuperado de florentinos y llevarlo al proceso nuevamente haciéndolo llegar al tanque desarenador que es en el que inicia la etapa de clarificación, en la tabla 53 se encuentra la caracterización de la bomba de acuerdo con las pruebas establecidas .

Tabla 53. Caudal bomba de recuperación centrifugas.

| Bomba de Recuperación Centrifugas | | | | | | | | |
|--|------------------|------------------------|------------------------|--------------------------------|-------------------|---------------------------------|----------------------|-------------------------|
| Ancho (m) | Largo (m) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Potencia (HP) | Temperatura (°C) |
| 1 | 1.5 | 0.365 – 0.295 | 0.07 | 0.105 | 0.00429 | 24.4660 | 3.7 | 49 |
| 1 | 1.5 | 0.355 – 0.285 | 0.07 | 0.105 | 0.00417 | 25.1497 | 3.7 | 49 |
| 1 | 1.5 | 0.343 – 0.275 | 0.068 | 0.102 | 0.00433 | 23.5083 | 3.7 | 47 |
| 1 | 1.5 | 0.364 – 0.292 | 0.072 | 0.108 | 0.00438 | 24.6387 | 3.7 | 48 |
| 1 | 1.5 | 0.349 – 0.284 | 0.065 | 0,0975 | 0.0044 | 22.4137 | 3.7 | 47 |
| 1 | 1.5 | 0.3552 – 0.2862 | 0.069 | 0.1035 | 0.00431 | 24.0353 | 3.7 | 48 |

1.6.16. TANQUE RECOLECTOR DE PURGAS

El propósito de este tanque es el de hacer la recepción de las purgas provenientes de los clarificadores vertical, horizontal y del tanque sedimentador y dirigirlos al tanque de lodos a través de bombeo para seguir con la recuperación, el esquema 12 presenta el dibujo del equipo, en la tabla 54 están las dimensiones y en la tabla 55 se encuentran las temperaturas que maneja el fluido contenido en el.

Tabla 54. Dimensiones tanque recolector de purgas.

| Dimensiones | |
|--------------------------------|-------------|
| Ancho (m) | 0.93 |
| Largo (m) | 2.00 |
| Área (m ²) | 1.86 |
| Alto (m) | 0.77 |
| Volumen (m³) | 1.43 |

Tabla 55. Temperaturas internas tanque recolector de purgas.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|-----------------------------|-----------------------|------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 38 | No Tiene |
| T2 | 37 | |
| T3 | 37 | |
| T4 | 38 | |
| T5 | 36 | |
| Promedio | 37.2 | |

1.6.17. BOMBA RECOLECTORA DE PURGAS

La función de esta bomba es la de retirar las purgas que provienen de los tanques clarificadores y del tanque sedimentador y dirigir las al tanque desarenador para que comience el ciclo de clarificación desde el inicio y así lograr una mejor recuperación y purificación del aceite, en la tabla 56 se encuentran los valores para la caracterización de la bomba de acuerdo con las pruebas establecidas para esta.

Tabla 56. Caudal bomba recolectora de purgas.

| Bomba Recolectora de Purgas | | | | | | | | |
|------------------------------------|------------------|------------------------|------------------------|--------------------------------|-------------------|---------------------------------|----------------------|-------------------------|
| Ancho (m) | Largo (m) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Potencia (HP) | Temperatura (°C) |
| 0.93 | 2 | 0.519 – 0.419 | 0.1 | 0.186 | 0.006128 | 30.3535 | 3.6 | 35 |
| 0.93 | 2 | 0.419 – 0.349 | 0.07 | 0.1302 | 0.006133 | 21.2282 | 3.6 | 34 |
| 0.93 | 2 | 0.450 – 0.364 | 0.086 | 0.15996 | 0.006308 | 25.3569 | 3.6 | 37 |
| 0.93 | 2 | 0.428 – 0.346 | 0.082 | 0.15252 | 0.005938 | 25.6815 | 3.6 | 36 |
| 0.93 | 2 | 0.512 – 0.426 | 0.086 | 0.15996 | 0.006116 | 26.1514 | 3.6 | 35 |
| 0.93 | 2 | 0.4656 – 0.3808 | 0.0848 | 0.157728 | 0.006125 | 25.7543 | 3.6 | 35.4 |

Tabla 57. Dimensiones tanque sedimentador.

| Dimensiones | | | |
|---|-------------------|-------------------|-------------|
| Unidad / Figura | CILINDRO 1 | CILINDRO 2 | CONO |
| Diámetro 1 (m) | 2.17 | 2.17 | 1.77 |
| Diámetro 2 (m) | - | 1.77 | 0.09´ |
| Área 1 (m ²) | 3.6984 | 3.6984 | - |
| Área 2 (m ²) | - | 2.4606 | - |
| Área 1 (m ²) - Área 2 (m ²) | - | 1.2378 | - |
| Altura (m) | 3.07 | 1.12 | 0,48 |
| Volumen (m ³) | 11.3540 | 1.3863 | - |
| Volumen Total a (m ³) | 12.7403 | | 1.6589 |
| Volumen Total b (m³) | 14.3992 | | |

Tabla 58. Temperaturas internas tanque sedimentador.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 33 | 40 |
| T2 | 33 | |
| T3 | 34 | |
| T4 | 34 | |
| T5 | 35 | |
| Promedio | 33.8 | |

1.6.19. SECADOR ATMOSFÉRICO DE ACEITE

El objetivo del secador es el de retirar las ultimas cantidades de humedad presentes en el aceite antes de que llegue al tanque de aceite terminado y así concluya la esterilización.

1.6.20. TANQUE DE ACEITE TERMINADO

La función de este tanque es la de recibir el aceite luego de concluido el proceso de clarificación que se conoce como aceite terminado y ser bombeado a los tanques de almacenamiento, en el esquema 12 se

encuentra el tanque de aceite terminado, en la tabla 59 las dimensiones y en la tabla 60 las temperaturas que maneja el fluido contenido en el.

Tabla 59. Dimensiones tanque de aceite terminado.

| Dimensiones | |
|--------------------------------|--------------|
| Ancho (m) | 0.93 |
| Largo (m) | 2.00 |
| Área (m ²) | 1.86 |
| Alto (m) | 0.98 |
| Volumen (m³) | 1.823 |

Tabla 60. Temperaturas internas tanque de aceite terminado.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 85 | 85 |
| T2 | 86 | |
| T3 | 89 | |
| T4 | 89 | |
| T5 | 88 | |
| Promedio | 87.4 | |

1.6.21. BOMBAS DE ACEITE TERMINADO 1 Y 2

La función de estas bombas es la de sacar el aceite del tanque de aceite terminado proveniente de la etapa de clarificación y hacen llegar el aceite terminado a los tanques de almacenamiento, en las tablas 61 y 62 se encuentra la caracterización de las bombas de acuerdo con las pruebas establecidas para esta.

Tabla 61. Caudal bomba de aceite terminado 1.

| Bomba de Aceite Terminado 1 | | | | | | | | |
|------------------------------------|------------------|-----------------------|------------------------|--------------------------------|-------------------|---------------------------------|----------------------|-------------------------|
| Ancho (m) | Largo (m) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Potencia (HP) | Temperatura (°C) |
| 0.93 | 2 | 0.462 – 0.438 | 0.024 | 0.04464 | 0.00597 | 7.4676 | 3.6 | 38 |
| 0.93 | 2 | 0.443 – 0.418 | 0.025 | 0.0465 | 0.00606 | 7.6683 | 3.6 | 37 |
| 0.93 | 2 | 0.525 – 0.497 | 0.028 | 0.05208 | 0.00604 | 8.6241 | 3.6 | 41 |
| 0.93 | 2 | 0.515 – 0.481 | 0.034 | 0.06324 | 0.00595 | 10,618 | 3.6 | 38 |
| 0.93 | 2 | 0.485 – 0.458 | 0.027 | 0.05022 | 0.00605 | 8.2970 | 3.6 | 39 |
| 0.93 | 2 | 0.486 – 0.4584 | 0.0276 | 0.051336 | 0.00601 | 8.5351 | 3.6 | 38.6 |

Tabla 62. Caudal bomba de aceite terminado 2.

| Bomba de Aceite Terminado 2 | | | | | | | | |
|------------------------------------|------------------|------------------------|------------------------|--------------------------------|-------------------|---------------------------------|----------------------|-------------------------|
| Ancho (m) | Largo (m) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Potencia (HP) | Temperatura (°C) |
| 0.93 | 2 | 0.598 – 0.568 | 0.03 | 0.0558 | 0.00446 | 12.4925 | 15 | 44 |
| 0.93 | 2 | 0.568 – 0.540 | 0.028 | 0.05208 | 0.00446 | 11.6742 | 15 | 44 |
| 0.93 | 2 | 0.540 – 0.492 | 0.048 | 0.08928 | 0.00457 | 19.5266 | 15 | 43 |
| 0.93 | 2 | 0.492 – 0.458 | 0.034 | 0.06324 | 0.004469 | 14.1494 | 15 | 45 |
| 0.93 | 2 | 0.458 – 0.429 | 0.029 | 0.05394 | 0.004397 | 12.2668 | 15 | 43 |
| 0.93 | 2 | 0.5312 – 0.4974 | 0.0338 | 0.062868 | 0.004473 | 14.0219 | 15 | 43.8 |

1.6.22. TANQUES DE ALMACENAMIENTO 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8 Y 9

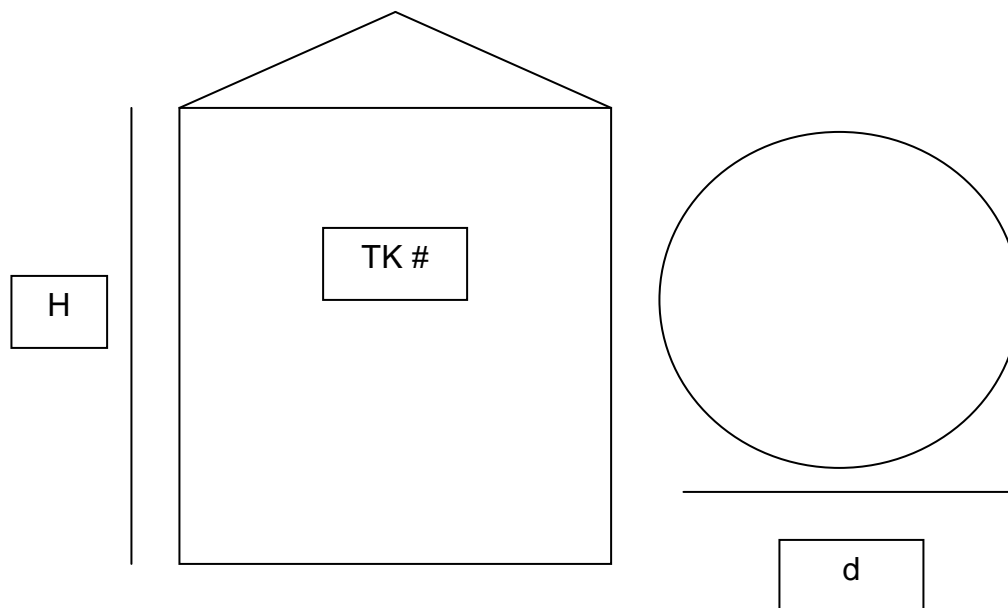
El trabajo que realizan estos tanques es el de almacenar los aceites terminados provenientes del proceso o sea los aceites de palma y palmiste y el agua de los pozos o de vivero para ser utilizada en el proceso.

Que están almacenando los tanques en estos momentos:

- a) Tanque (1) (Aceite) en el momento Vacío.
- b) Tanque (2) (Aceite Recuperado) en el momento recibe Agua.
- c) Tanque (3) (Aceite) en el momento Vacío.
- d) Tanque (4) (Aceite) recibe Aceite de Palma.
- e) Tanque (5) (Aceite) recibe Aceite de Palma.
- f) Tanque (6) (Aceite) en el momento Vacío.
- g) Tanque (7) (Aceite) recibe Aceite de Palmiste.
- h) Tanque (8) (Aceite) en el momento Vacío.
- i) Tanque (9) (Aceite) recibe Agua.

En el esquema 14 se encuentra el bosquejo del tipo de tanques de almacenamiento empleados en la planta y en la tabla 63 las capacidades parciales y total de almacenamiento dentro de la planta, en la tabla 64 se encuentran las densidades del aceite en función de la temperatura, esta es utilizada con el fin de saber la cantidad real de aceite que es despachado en cada venta, por medio de formulas aplicadas en el laboratorio.

Esquema 14. Tanques de Almacenamiento.



H y d son las dimensiones tomadas para todos los tanques de almacenamiento.

Tabla 63. Capacidades tanques de almacenamiento.

| Tanque (No) | Capacidad (Ton) | Formulas |
|--------------------------------------|-----------------|--------------------------------|
| | | H=Altura (m) D=Densidad (Kg/L) |
| 1 | 105 | $[(16.4173 * H) + 1.6417] * D$ |
| 2 | 120 | $[(25.51 * H) + 1.3] * D$ |
| 3 | 305 | $[(47.41 * H) + 5.5] * D$ |
| 4 | 310 | $[(47.41 * H) + 5.5] * D$ |
| 5 | 310 | $[(47.41 * H) + 5.5] * D$ |
| 6 | 310 | $[(47.41 * H) + 5.5] * D$ |
| 7 | 310 | $[(47.41 * H) + 5.5] * D$ |
| 8 | 310 | $83.48 * H * D$ |
| 9 | 550 | $90.42 * H * D$ |
| Capacidad Total Almacenamiento (Ton) | | 2630 |

Tabla 64. Densidad del aceite crudo de palma de acuerdo a la temperatura.

| Temperatura (°C) | Densidad (Kg/L) | Temperatura (°C) | Densidad (Kg/L) | Temperatura (°C) | Densidad (Kg/L) |
|------------------|-----------------|------------------|-----------------|------------------|-----------------|
| 25 | 0.9056 | 45 | 0.8839 | 65 | 0.8711 |
| 26 | 0.9036 | 46 | 0.8832 | 66 | 0.8706 |
| 27 | 0.9019 | 47 | 0.8824 | 67 | 0.8702 |
| 28 | 0.9004 | 48 | 0.8817 | 68 | 0.8697 |
| 29 | 0.8991 | 49 | 0.8810 | 69 | 0.8693 |
| 30 | 0.8976 | 50 | 0.8804 | 70 | 0.8689 |
| 31 | 0.8966 | 51 | 0.8796 | 71 | 0.8686 |
| 32 | 0.8954 | 52 | 0.8790 | 72 | 0.8683 |
| 33 | 0.8944 | 53 | 0.8783 | 73 | 0.8680 |
| 34 | 0.8933 | 54 | 0.8776 | 74 | 0.8678 |
| 35 | 0.8923 | 55 | 0.8770 | 75 | 0.8676 |
| 36 | 0.8913 | 56 | 0.8763 | 76 | 0.8673 |
| 37 | 0.8907 | 57 | 0.8757 | 77 | 0.8671 |
| 38 | 0.8895 | 58 | 0.8751 | 78 | 0.8669 |
| 39 | 0.8887 | 59 | 0.8744 | 79 | 0.8667 |
| 40 | 0.8878 | 60 | 0.8739 | 80 | 0.8665 |
| 41 | 0.8870 | 61 | 0.8733 | - | - |
| 42 | 0.8863 | 62 | 0.8727 | 90 | 0.8598 |
| 43 | 0.8854 | 63 | 0.8721 | - | - |
| 44 | 0.8846 | 64 | 0.8716 | 98 | 0.8493 |

1.6.23. BOMBAS DE DESPACHO 1 Y 2

Las bombas de despacho realizan la acción de llenado de los carro-tanques por medio de la succión del producto terminado de los tanques de almacenamiento, este producto puede ser aceite de palma o palmiste según corresponda al cargue y lo retiran del tanque que se encuentre apto para dicha operación y de acuerdo con los requerimientos expresados por el cliente, en las tablas 65 y 66 se encuentra la caracterización de las bombas de acuerdo con las pruebas establecidas para esta.

Tabla 65. Caudal bomba de despacho 1.

| Bomba de Despachos 1 | | | | |
|-----------------------------|------------------------|----------|----------|-----------------|
| Dimensiones/Forma | Formula | | | |
| | 1 | 2 | 3 | Promedio |
| Altura Inicial (m) | 3.793 | 2.922 | 2.04 | - |
| Altura Final (m) | 2.922 | 2.04 | 1.181 | - |
| Dif. Alturas (m) | 0.871 | 0.882 | 0.859 | 0.870667 |
| Masa Inicial (Kg) | 158900 | 122640 | 85950 | - |
| Masa Final (Kg) | 122790 | 86120 | 50460 | - |
| Dif. Masa (Kg) | 36110 | 36520 | 35490 | 36040 |
| Densidad (Kg/L) | 0.8744 | 0.8733 | 0.8716 | 0.8731 |
| Volumen (L) | 41296.9 | 41818.39 | 40718.22 | 41277.84 |
| Tiempo (h) | 0.6846 | 0.6847 | 0.7066 | 0.691967 |
| Caudal (L/h) | 60317.3 | 61076.48 | 57628.05 | 59673.94 |
| Temperatura Tanque (°C) | 59 | 61 | 64 | 61.33333 |
| Temperatura Bomba (°C) | 57 | 56 | 57 | 56,66667 |
| Potencia (HP) | 15 | 15 | 15 | 15 |
| Dimensiones/Forma | Bascula y Carga | | | |
| | 1 | 2 | 3 | Promedio |
| Masa (Kg) | 35870 | 36050 | 34860 | 35593.33 |
| Densidad (Kg/L) | 0.8776 | 0.8757 | 0.8739 | 0.875733 |
| Volumen (L) | 40872.84 | 41167.07 | 39890.15 | 40643.35 |
| Tiempo (h) | 0.6846 | 0.6847 | 0.7066 | 0.691967 |
| Caudal (L/h) | 59697.91 | 60125.22 | 56456.09 | 58759.74 |
| Temperatura Aceite (°C) | 54 | 57 | 60 | 57 |

Tabla 66. Caudal bomba de despacho 2.

| Bomba de Despachos 2 | | | | |
|-----------------------------|-----------------------------|-----------------------------|-----------------------------|-----------------------------|
| Dimensiones/Forma | Formula | | | |
| | 1 | 2 | 3 | Promedio |
| Altura Inicial (m) | 5.267 | 7.003 | 6.020 | - |
| Altura Final (m) | 4.429 | 6.159 | 5.168 | - |
| Dif. Alturas (m) | 0.838 | 0.844 | 0.852 | 0.8447 |
| Masa Inicial (Kg) | 220330 | 292410 | 251600 | - |
| Masa Final (Kg) | 185540 | 257370 | 216220 | - |
| Dif. Masa (Kg) | 34790 | 35040 | 35380 | 35070 |
| Densidad (Kg/L) | 0.8757 | 0.8763 | 0.8770 | 0.876333 |
| Volumen (L) | 39728.22 | 39986.31 | 40342.07 | 40018.87 |
| Tiempo (h) | 1.1854 | 1.1488 | 1.1863 | 1.1735 |
| Bomba de Despachos 2 | Bomba de Despachos 2 | Bomba de Despachos 2 | Bomba de Despachos 2 | Bomba de Despachos 2 |
| Temperatura Tanque (°C) | 57 | 56 | 55 | 56 |
| Temperatura Bomba (°C) | 32 | 32 | 33 | 32.33333 |
| Potencia (HP) | 3.6 | 3.6 | 3.6 | 3.6 |
| Dimensiones/Forma | Bascula y Carga | | | |
| | 1 | 2 | 3 | Promedio |
| Masa (Kg) | 34530 | 34760 | 35120 | 34803.33 |
| Densidad (Kg/L) | 0.8804 | 0.8776 | 0.8790 | 0.8783 |
| Volumen (L) | 39220.81 | 39608.02 | 39954.49 | 39781.26 |
| Tiempo (h) | 1.1854 | 1.1488 | 1.1863 | 1.1735 |
| Caudal (L/h) | 33084 | 34477.73 | 33679.92 | 33747.22 |
| Temperatura Aceite (°C) | 50 | 54 | 52 | 52 |

1.6.24. BOMBA DE RECUPERACION FLORENTINOS

El objetivo de esta bomba es el de dirigir el aceite recuperado en el florentino hacia el tanque desarenador para que vuelva a iniciar el ciclo de clarificación en el tamiz vibratorio y tanque de crudos, en la tabla 67 se encuentra la tabla con la caracterización de la bomba de acuerdo con las pruebas establecidas para esta.

Tabla 67. Caudal bomba de recuperación florentinos.

| Bomba Florentinos | | | | | | | | |
|--------------------------|------------------|------------------------|------------------------|--------------------------------|-------------------|---------------------------------|----------------------|-------------------------|
| Largo (m) | Ancho (m) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Potencia (HP) | Temperatura (°C) |
| 1.492 | 0.997 | 0.476 – 0.419 | 0.057 | 0.08478 | 0.00576 | 14.7033 | 3.6 | 33 |
| 1.492 | 0.997 | 0.419 – 0.364 | 0.055 | 0.08181 | 0.00569 | 14.3743 | 3.6 | 29 |
| 1.492 | 0.997 | 0.364 – 0.308 | 0.056 | 0.08330 | 0.0057 | 14.6143 | 3.6 | 32 |
| 1.492 | 0.997 | 0.368 – 0.310 | 0.058 | 0.08627 | 0.00573 | 15.0409 | 3.6 | 33 |
| 1.492 | 0.997 | 0.480 – 0.422 | 0.058 | 0.08627 | 0.00568 | 15.1806 | 3.6 | 30 |
| 1.492 | 0.997 | 0.4214 – 0.3646 | 0.0568 | 0.08449 | 0.00571 | 14.7826 | 3.6 | 31.4 |

1.6.25. BOMBAS DE LODOS A PISCINAS 1 Y 2

La función de estas bombas es la de retirar y dirigir los lodos pesados y residuos del proceso hacia las piscinas anaerobias (1 y 2) y facultativa (3) por medio de un canal en esta dirección, lo que se encuentra en este foso es lo proveniente de florentinos que ya es desecho, en las tablas 68 y 69 se encuentra la caracterización de las bombas de acuerdo con las pruebas establecidas para esta

Tabla 68. Caudal bomba de lodos a piscinas 1.

| Bomba a Piscinas 1 | | | | | | | | |
|---------------------------|------------------|------------------------|------------------------|--------------------------------|-------------------|---------------------------------|----------------------|-------------------------|
| Largo (m) | Ancho (m) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Potencia (HP) | Temperatura (°C) |
| 4 | 2.15 | 1.254 – 1.210 | 0.044 | 0.3784 | 0.012377 | 30.5709 | 3.6 | 54 |
| 4 | 2.15 | 1.215 – 1.170 | 0.045 | 0.387 | 0,012319 | 31,4137 | 3.6 | 53 |
| 4 | 2.15 | 1.185 – 1.149 | 0.036 | 0.3096 | 0.012375 | 25.0181 | 3.6 | 55 |
| 4 | 2.15 | 1.170 – 1.131 | 0.039 | 0.3354 | 0.01243 | 26,9638 | 3.6 | 53 |
| 4 | 2.15 | 1.140 – 1.102 | 0.038 | 0.3268 | 0.01239 | 26.3607 | 3.6 | 56 |
| 4 | 2.15 | 1.1928 – 1.1544 | 0.0404 | 0.34744 | 0.01238 | 28.0654 | 3.6 | 54.2 |

Tabla 69. Caudal bomba de lodos a piscinas 2.

| Bomba a Piscinas 2 | | | | | | | | |
|---------------------------|------------------|------------------------|------------------------|--------------------------------|-------------------|---------------------------------|----------------------|-------------------------|
| Largo (m) | Ancho (m) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Potencia (HP) | Temperatura (°C) |
| 4 | 2.15 | 0.724 – 0.686 | 0.038 | 0.3268 | 0.012333 | 26.4972 | 3.6 | 38 |
| 4 | 2.15 | 0.697 – 0.659 | 0.038 | 0.3268 | 0.012308 | 26.5511 | 3.6 | 41 |
| 4 | 2.15 | 0.668 – 0.631 | 0.037 | 0.3182 | 0.01215 | 26.1893 | 3.6 | 42 |
| 4 | 2.15 | 0.637 – 0.595 | 0.042 | 0.3612 | 0.012352 | 29.2403 | 3.6 | 41 |
| 4 | 2.15 | 0.600 – 0.557 | 0.043 | 0.3698 | 0.012244 | 30.2014 | 3.6 | 39 |
| 4 | 2.15 | 0.6652 - 0,6256 | 0.0396 | 0.34056 | 0.012277 | 27.7359 | 3.6 | 40.2 |

Tabla 70. Valores de masa en esterilización y desfrutación.

| Numero RFF /Peso Etapas | w RFF (Kg) | w Esterilización (Kg) | w Desfrutación (Kg) | w RFF (Kg) - w Esterilizado (Kg) | w Esterilizado (Kg) - w Desfrutado (Kg) |
|-------------------------|---------------|-----------------------|---------------------|----------------------------------|---|
| 1 | 14.25 | 12.50 | 5.00 | 1.75 | 7.50 |
| 2 | 15.25 | 11.00 | 3.00 | 4.25 | 8.00 |
| 3 | 22.50 | 17.50 | 5.00 | 5.00 | 12.50 |
| 4 | 17.00 | 13.00 | 3.50 | 4.00 | 9.50 |
| 5 | 9.50 | 6.75 | 2.25 | 2.75 | 4.50 |
| 6 | 13.25 | 10.25 | 3.50 | 3.00 | 6.75 |
| 7 | 12.25 | 6.50 | 2.50 | 5.75 | 4.00 |
| 8 | 18.50 | 12.00 | 3.50 | 6.50 | 8.50 |
| 9 | 12.00 | 9.75 | 3.00 | 2.25 | 6.75 |
| 10 | 16.50 | 12.50 | 3.50 | 4.00 | 9.00 |
| 11 | 14.25 | 11.75 | 3.75 | 2.50 | 8.00 |
| 12 | 13.50 | 10.25 | 3.50 | 3.25 | 6.75 |
| 13 | 12.75 | 11.00 | 3.25 | 1.75 | 7.75 |
| 14 | 17.00 | 14.75 | 4.50 | 2.25 | 10.25 |
| 15 | 9.00 | 6.75 | 2.00 | 2.25 | 4.75 |
| 16 | 16.00 | 11.50 | 3.25 | 4.50 | 8.25 |
| 17 | 20.00 | 13.50 | 4.00 | 6.50 | 9.50 |
| 18 | 12.00 | 9.00 | 3.25 | 3.00 | 5.75 |
| 19 | 21.00 | 17.00 | 5.00 | 4.00 | 12.00 |
| 20 | 19.50 | 12.25 | 3.50 | 7.25 | 8.75 |
| Promedio | 15.30 | 11.48 | 3.54 | 3.825 | 7.94 |
| Total | 306.00 | 229.50 | 70.75 | 76.50 | 158.75 |

Se va a adicionar una información tabulada de los valores en masa de los racimos de fruto en las etapas de esterilización y desfrutación, estos datos sirvieron para realizar el balance de masa en estas dos etapas que posteriormente sirvió de complemento del balance global del proceso, se consigno esta información en la tabla 70.

Las tablas 71 y 72 contienen los valores obtenidos para la muestra inicial tomada en el desarrollo del balance de masa sobre los condensados de chimenea y los condensados de esterilización.

Tabla 71. Valores en condensados de chimenea muestra.

| CONDENSADOS DE CHIMENEA | |
|--|----------|
| w muestra húmeda (g) | 25.1520 |
| w muestra seca+tasa+algodón+papel filtro (g) | 99.7542 |
| w tasa + algodón + papel filtro (g) | 98.6353 |
| w solidó seco aceitoso (g) | 1.1189 |
| w balón + aceite (g) | 166.7915 |
| w balón seco (g) | 166.7064 |
| w aceite (g) | 0.0851 |
| w solidó seco no aceitoso (SSNA) (g) | 1.0338 |
| % aceite en SSNA | 8.23 |
| % aceite en condensados de chimenea | 0.34 |
| Valor masa / volumen (g/L) | 3.40 |

Muestra centrifugada por 5 minutos y se encontró: Sedimentos pesados que representan el 0.3% V/V, trazas de aceite y el resto es agua.

Tabla 72. Valores en condensados de esterilización muestra.

| CONDENSADOS DE ESTERILIZADOR | |
|--|----------|
| W muestra húmeda (g) | 25.6160 |
| W muestra seca+tasa+algodón+papel filtro (g) | 79.3054 |
| W tasa + algodón + papel filtro (g) | 78.1045 |
| W solidó seco aceitoso (g) | 1.2009 |
| W balón + aceite (g) | 164.3307 |
| W balón seco (g) | 164.2567 |
| W aceite (g) | 0.074 |
| W solidó seco no aceitoso (SSNA) (g) | 1.1269 |
| % aceite en SSNA | 6.57 |
| % aceite en condensados de chimenea | 0.29 |
| Valor masa / volumen (g/L) | 2.90 |

Muestra centrifugada por 5 minutos y se encontró: Sedimentos pesados que representan el 1% V/V, trazas de aceite por valor de 0.8% V/V y el resto es agua.

De las tablas 73 a la 76 se presenta las contra-muestras 1 y 2 de los condensados de chimenea y los condensados de la etapa de esterilización, con su respectiva explicación.

Tabla 73. Valores en condensados de chimenea contra-muestra-1.

| CONDENSADOS DE CHIMENEA | |
|--|----------|
| w muestra húmeda (g) | 25.2208 |
| w muestra seca+tasa+algodón+papel filtro (g) | 80.7505 |
| w tasa + algodón + papel filtro (g) | 79.4596 |
| w solidó seco aceitoso (g) | 1.2909 |
| w balón + aceite (g) | 164.3505 |
| w balón seco (g) | 164.2548 |
| w aceite (g) | 0.0957 |
| w solidó seco no aceitoso (SSNA) (g) | 1.1952 |
| % aceite en SSNA | 8.0070 |
| % aceite en condensados de chimenea | 0.3175 |
| Valor masa / volumen (g/L) | 3.1748 |

Muestra centrifugada por 5 minutos y se encontró:

Se presentaron trazas de aceite en la superficie de la muestra con valor de 0.01% V/V, sedimentos pesados del orden de 0.05% V/V y el resto es contenido de agua.

Tabla 74. Valores en condensados de esterilización en contra-muestra-1.

| CONDENSADOS DE ESTERILIZADOR | |
|--|----------|
| w muestra húmeda (g) | 25.1632 |
| w muestra seca+tasa+algodón+papel filtro (g) | 78.7554 |
| w tasa + algodón + papel filtro (g) | 77.3824 |
| w solidó seco aceitoso (g) | 1.3730 |
| w balón + aceite (g) | 166.8151 |
| w balón seco (g) | 166.7088 |
| w aceite (g) | 0.1063 |
| w solidó seco no aceitoso (SSNA) (g) | 1.2667 |
| % aceite en SSNA | 8.3919 |
| % aceite en condensados de chimenea | 0.3335 |
| Valor masa / volumen (g/L) | 3.3350 |

Muestra centrifugada por 5 minutos y se encontró:

Se presentaron trazas de aceite en la superficie de la muestra con valor de 0.03% V/V, sedimentos pesados del orden de 0.02% V/V y el resto es contenido de agua. Los datos de la contra-muestra-2, la muestra se centrifugo por 5 minutos y se encontraron trazas de aceite en la superficie de la muestra, sedimentos pesados y el resto es contenido de agua.

Tabla 75. Valores en condensados de chimenea contra-muestra-2.

| CONDENSADOS DE CHIMENEA | |
|--|----------|
| w muestra húmeda (g) | 25.0608 |
| w muestra seca+tasa+algodón+papel filtro (g) | 92.1657 |
| w tasa + algodón + papel filtro (g) | 91.1686 |
| w solidó seco aceitoso (g) | 0.9971 |
| w balón + aceite (g) | 166.7644 |
| w balón seco (g) | 166.7107 |
| w aceite (g) | 0.0537 |
| w solidó seco no aceitoso (SSNA) (g) | 0.9434 |
| % aceite en SSNA | 5.6922 |
| % aceite en condensados de chimenea | 0.2271 |
| Valor masa / volumen (g/L) | 2.2713 |

Tabla 76. Valores en condensados de esterilización en contra-muestra-2.

| CONDENSADOS DE ESTERILIZADOR | |
|--|----------|
| w muestra húmeda (g) | 25.0325 |
| w muestra seca+tasa+algodón+papel filtro (g) | 79.6030 |
| w tasa + algodón + papel filtro (g) | 78.4675 |
| w solidó seco aceitoso (g) | 1.1355 |
| w balón + aceite (g) | 164.3094 |
| w balón seco (g) | 164.2578 |
| w aceite (g) | 0.0516 |
| w solidó seco no aceitoso (SSNA) (g) | 1.0839 |
| % aceite en SSNA | 4.7606 |
| % aceite en condensados de chimenea | 0.1902 |
| Valor masa / volumen (g/L) | 1.9018 |

A continuación se realiza una comparación entre las dos contra muestras y la muestra original:

En las cuatro tablas anteriores pertenecientes a las contra-muestras-1 y 2 se puede notar como fue el cambio en los contenidos de aceite respecto de los condensados de chimenea y los condensados del esterilizador, en la contra-muestra 2 contienen mayor cantidad de aceite que los condensados del esterilizador y el valor es notorio, en la contra-muestra-1 el comportamiento es el contrario; los condensados del esterilizador contienen mayor cantidad de aceite que los condensados de la chimenea pero este valor de diferencia es mínimo.

La muestra y la contra-muestra 2 presentan un comportamiento similar debido a que en las dos; los condensados de chimenea presentan mayor contenido de aceite que los condensados de chimenea, se realizaron dos contra-muestras para poder establecer de una forma más clara unos valores de los contenidos de aceite que están presentes en las dos clases de condensados en la etapa de esterilización.

ANEXO 2. TEORIA SOBRE CARACTERIZACIÓN DE UN PROCESO Y PALMA AFRICANA

CARACTERIZACIÓN DE UN PROCESO

Cuando se caracteriza un proceso no existe una pauta estandarizada que se pueda seguir, pero hay algunas formas que nos pueden servir para llegar globalmente por medio de una serie de herramientas a conseguirlo.

Algunos Tipos de Caracterización:

Caracterización Descriptiva:

Esta forma tiene en cuenta lo concerniente a las operaciones y demás variables de proceso, como las de entrada y salida, lo que se alimenta, lo que se produce, los balances de masa y energía, las variables a mantener y a controlar como presiones, temperaturas, flujos, niveles y otras variables a conocer del sistema, además se puede tener en cuenta en esta etapa lo que tiene que ver con la parte de los equipos luego de diseñados y requerimientos de materiales, lo anterior se representa con diagramas de flujo de diferente detalle y se traducen en manuales de proceso y operación.

Caracterización Evaluativa:

Aquí se tienen en cuenta los criterios referentes a algún tipo de evaluación económica básica del proceso (materias primas, insumos, mercado, localización, etc.), las perspectivas del proyecto, que y con qué fin se va a producir, lo anterior se verá reflejado en la competitividad y rentabilidad del proceso, entre otras.

Caracterización Prospectiva:

Esta parte contiene lo que tiene que ver con la obsolescencia tecnológica, el cumplimiento de las expectativas del proceso y luego de un tiempo de producción como se ve el proceso, para tomar las decisiones pertinentes sobre el proyecto, lo que se quiere con esto es llegar a predecir o proyectar el futuro del proceso.

Caracterización Ambiental:

En esta parte se debe tener en cuenta todos los aspectos concernientes a una evaluación ambiental del proceso, saber cómo este puede afectar el medio donde se está desarrollando, como lo que se produce, los servicios industriales bien suministrados, si se puede integración energética para disminuir el consumo de energía, tratar de llevar a cabo si es posible las Prácticas de Producción Más Limpia (PML) y lo que se considere pertinente para que se cumplan con las condiciones ambientales más adecuadas, esta clase de caracterización puede tener su parte en cada una de las anteriores, por la relevancia de la misma en todos los aspectos.

Como se puede ver en el anterior texto hace falta tener en cuenta más aspectos concernientes al tema, para que pueda ser considerada realmente como la caracterización de un proceso, lo que se trató de hacer con la explicación sobre los tipos de caracterización fue dar una idea global sobre algunas de las muchas variables que se deben considerar al momento de emprender el desarrollo de un tema tan complejo como el de la caracterización de un proceso, el tipo de caracterización que se llevo a cabo durante esta práctica fue la **Caracterización Descriptiva**.

HISTORIA DE LA PALMA AFRICANA

La palma de aceite es una planta tropical propia de climas cálidos que crece en tierras por debajo de los 500 metros sobre el nivel del mar, es originaria del Golfo de Guinea (África occidental), de ahí su nombre científico, *Elaeis guineensis* Jacq y su denominación popular: palma africana de aceite, se extiende hasta 15° de latitud norte y sur, este es un cultivo que tarda entre 2 y 3 años para empezar a producir frutos y puede hacerlo durante más de 25 años, dentro de los cultivos de semillas oleaginosas es el que produce mayor cantidad de aceite por hectárea, con un contenido del 50% en el fruto, puede rendir de 3.000 a 5.000 Kg de aceite de pulpa por hectárea, mas 600 a 1.000 Kg de aceite de palmiste, la producción mundial de aceite de palma se calcula en más de 3.000 millones de toneladas métricas, los principales países productores son: Malasia, Nigeria, Indonesia, Zaire, Costa de Marfil, y otros países africanos y sudamericanos, su introducción a la América tropical se atribuye a los colonizadores y comerciantes esclavos portugueses, que la usaban como parte de la dieta alimentaria de sus esclavos en el Brasil.

LA PALMA AFRICANA EN COLOMBIA

En 1932, Florentino Claes fue quien introdujo la palma africana de aceite en Colombia y fueron sembradas con fines ornamentales en la Estación Agrícola de Palmira (Valle del Cauca), pero el cultivo comercial sólo comenzó en 1945 cuando la United Fruit Company estableció una plantación en la zona bananera del departamento del Magdalena, la expansión del cultivo en Colombia ha mantenido un crecimiento sostenido, los departamentos que poseen más área sembrada en palma de aceite son en su orden: Meta (1), Cesar (2), **Santander (3)**, Magdalena (4), Nariño (5), Casanare (6), Bolívar (7), Cundinamarca (8) y Norte de Santander (9), Colombia es el primer productor de palma de aceite en América Latina y el cuarto en el mundo,

tiene como fortaleza un gremio que cuenta con sólidas instituciones, ya que desde 1962 fue creada la Federación Nacional de Cultivadores de Palma de Aceite a mediados de la década de 1960 existían 18.000 hectáreas en producción y hoy existen más de 270.000 hectáreas en 73 municipios del país distribuidos en cuatro zonas productivas:

- **Norte** - Magdalena, Norte del Cesar, Atlántico, Guajira.
- **Central** - **Santander**, Norte de Santander, sur del Cesar, Bolívar.
- **Oriental** - Meta, Cundinamarca, Casanare, Caquetá.
- **Occidental** – Nariño.

LA PLANTA

En una palma de aceite se contonean alegres flores masculinas y femeninas, de las que nacen frutos por millares, esféricos, ovoides o alargados, para conformar racimos compactos de entre 10 y 40 kilogramos de peso. Antes de adquirir el alegre y vistoso color anaranjado rojizo del sol tropical que les brinda la madurez, los frutos son de color violeta oscuro, casi negro. En su interior guardan una única semilla, la almendra o palmiste, que protegen con el cuesco, un endocarpio leñoso rodeado, a su vez, por una pulpa carnososa. Ambas, almendra y pulpa, proveen aceite con generosidad. La primera, el de palmiste, y la segunda, el de palma propiamente dicho.

El tallo o estípote de la reina de las oleaginosas es erecto y tiene la forma de un cono invertido. Antes de envejecer es áspero, por las bases peciolares que lo revisten. Pero cuando llega a la vejez, aunque liso, se muestra segmentado por las cicatrices que le imprimen sus cerca de cuarenta hojas al marchitarse y caer.

En su edad mediana las hojas se extienden de manera casi paralela al suelo, entre tres y siete metros. Cada una está compuesta de unos 250 folíolos lineales, insertos a uno y otro lado del pecíolo, pero de manera irregular. La apariencia desordenada de la hoja es uno de los rasgos característicos de la especie.

La vida productiva de la palma de aceite puede durar más de cincuenta años, pero desde los veinte o veinticinco su tallo alcanza una altura que dificulta las labores de cosecha y marca el comienzo de la renovación en las plantaciones comerciales.

PROCESO AGROINDUSTRIAL

La palma de aceite es un cultivo perenne y de tardío y largo rendimiento ya que la vida productiva puede durar más de 50 años, pero desde los 25 se dificulta su cosecha por la altura del tallo.

El procesamiento de los frutos de la palma de aceite se lleva a cabo en la planta de beneficio o planta extractora. En ella se desarrolla el proceso de extracción del aceite crudo de palma y de las almendras o del palmiste.

El proceso consiste en esterilizar los frutos, desgranarlos, macerarlos, extraer el aceite de la pulpa, clarificarlo y recuperar las almendras del bagazo resultante, lo cual se realiza mediante procesos mecánicos y térmicos.

De las almendras se obtienen dos productos: el aceite de palmiste y la torta de palmiste que sirve para alimentos animal.

Al fraccionar el aceite de palma se obtienen también dos productos: la oleína y la estearina de palma. La primera es líquida en climas cálidos y se puede mezclar con cualquier aceite vegetal. La otra es la fracción más sólida y sirve para producir grasas, principalmente margarinas y jabones. Las propiedades de cada una de las porciones del aceite de palma explican su versatilidad, así como sus numerosas aplicaciones.

Múltiples Usos:

Por su composición física, el aceite de palma puede usarse en diversas preparaciones sin necesidad de hidrogenarse, proceso mediante el cual se forman los trans, indeseables ácidos grasos precursores de enfermedades como la diabetes y los cardiovasculares, entre otras.

Actualmente, es el segundo aceite más consumido en el mundo y se emplea como aceite de cocina, para elaborar productos de panadería, pastelería, confitería, heladería, sopas instantáneas, salsas, diversos platos congelados y deshidratados, cremas no lácteas para mezclar con el café.

A su vez, los aceites de palma y palmiste sirven de manera especial en la fabricación de productos oleoquímicos como los ácidos grasos, ésteres grasos, alcoholes grasos, compuestos de nitrógeno graso y glicerol, elementos esenciales en la producción de jabones, detergentes, lubricantes para pintura, barnices, gomas y tinta.

En los últimos tiempos ha venido tomando fuerza su utilización como biocombustible. El biodiésel en la actualidad es una nueva alternativa para la utilización del aceite de palma como materia prima de otros productos.

PALMA DE ACEITE CULTIVO ECOLOGICO

Las palmas de aceite adultas conforman verdaderos paisajes forestales donde cohabitan numerosas especies de flora y fauna. Crean microclimas y ambientes favorables para la sostenibilidad de los cultivos y el bienestar de las poblaciones que habitan alrededor de ellas.

Por fijar cantidades considerables de gas carbónico mediante la fotosíntesis, esta planta contribuye a mitigar el calentamiento global. Todas las sus partes de la palma se utilizan, por lo tanto no hay desperdicios que contaminen.

Dentro de los cultivos de semillas oleaginosas, la palma de aceite es la más eficiente en la conversión de energía y su siembre previene la erosión.

En Colombia la palma de aceite se establece sin necesidad de talar bosques nativos, pues ocupa territorios que antes eran utilizados para otras actividades agropecuarias. Para evitar el uso de plaguicidas químicos, se han implementado diversas técnicas de control biológico. A partir de ahí, los palmicultores colombianos se comprometen con el medio ambiente, adoptando una gestión de buenas prácticas que les permitan asegurar la competitividad frente a los estándares internacionales y estar atentos a la sostenibilidad del planeta.

LA PALMA SOCIAL

La palma de aceite ha ido ocupando en forma pacífica y sostenible el territorio nacional.

Hoy se yergue orgullosa en setenta y tres municipios de la mitad de los departamentos de Colombia, donde genera alrededor de ochenta mil

empleos que benefician a miles de familias y contribuye al desarrollo regional.

La agroindustria palmera agrupa a pequeños cultivadores, trabajadores agrícolas, personal administrativo, técnicos y profesionales de diferentes disciplinas, empresarios del campo e industriales. Un variado equipo humano, cohesionado por su indeclinable vocación trabajadora y empresarial.

En las regiones palmeras de Colombia se unen los medianos y grandes empresarios con los pequeños productores en alianzas estratégicas, en las que confluyen los saberes, las culturas y las energías en mutua disposición para el progreso.

EL ACEITE DE PALMA PARA LA SALUD HUMANA

El aceite de palma contiene una relación 1:1 entre ácidos grasos saturados e insaturados, además es fuente importante de antioxidantes naturales como los tocoferoles, los tocotrienoles, y los carotenos. Se han realizado múltiples estudios sobre los efectos del consumo de aceite de palma en la salud humana, principalmente relacionados con el perfil lipídico, el retinol sérico (vitamina A), la trombosis arterial y el cáncer los cuales indican que:

- Tiene una alta concentración de grasa monoinsaturada, en forma de ácido oléico.
- Las dietas ricas en ácidos grasos monoinsaturados ayudan a reducir el colesterol sanguíneo, disminuyendo uno de los principales factores de riesgo en enfermedades coronarias.

- Algunos estudios han demostrado que el efecto del ácido palmítico sobre el colesterol sanguíneo es comparable con el del ácido esteárico, considerado como neutro.
- Es fuente natural de vitamina E, en forma de tocoferoles y tocotrienoles. Estos últimos actúan como protectores contra el envejecimiento de las células, la arteriosclerosis, el cáncer y algunas enfermedades neurodegenerativas como el alzheimer.
- Sin refinar, el aceite de palma es la fuente natural más rica de beta-caroteno (provitamina A). Su consumo ha resultado de gran utilidad para prevenir y tratar la deficiencia de vitamina A en poblaciones a riesgo.

En modelos humanos y animales se ha observado que el consumo de oleína de palma no altera significativamente los niveles de colesterol sanguíneo, reduce la oxidación de las LDL y la incidencia de tumores malignos, aumenta los niveles de retinol sanguíneo y previene la formación de trombos.

**CARACTERIZACIÓN DEL PROCESO DE EXTRACCIÓN DE ACEITE
CRUDO DE PALMA**

DIEGO LEONARDO PEÑA TRUJILLO

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE FISCOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2008

**CARACTERIZACIÓN DEL PROCESO DE EXTRACCIÓN DE ACEITE
CRUDO DE PALMA**

DIEGO LEONARDO PEÑA TRUJILLO

**Trabajo de grado presentado como requisito parcial para optar por el
título de Ingeniero Químico**

Director

ÁLVARO RAMÍREZ GARCÍA

Ph.D. Ingeniero Químico


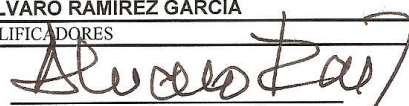
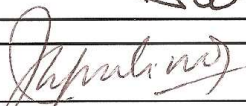
**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE FISCOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2008



UNIVERSIDAD
INDUSTRIAL DE
SANTANDER


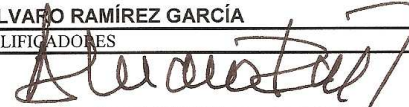
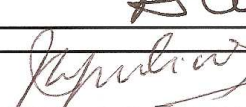
NOTA DEL PROYECTO DE GRADO

| | | |
|--|---|---|
| NOMBRE DEL ESTUDIANTE DIEGO LEONARDO PEÑA TRUJILLO | | CÓDIGO 2020042 |
| TÍTULO DEL PROYECTO “CARACTERIZACIÓN DEL PROCESO DE EXTRACCIÓN DE ACEITE CRUDO DE PALMA” | | |
| CODIGO | FACULTAD INGENIERÍAS FISCOQUIMICAS | CARRERA INGENIERIA QUIMICA |
| CALIFICACIÓN CUATRO PUNTO CUATRO (4.4) | | |
| DIRECTOR DEL PROYECTO | | |
| NOMBRE ALVARO RAMÍREZ GARCÍA | | FIRMA  |
| CALIFICADORES | | |
| F N |  ALVARO RAMÍREZ GARCÍA | F N  JORGE ENRIQUE PULIDO FLOREZ |
| | | FECHA A M D 08 05 12 |



UNIVERSIDAD
INDUSTRIAL DE
SANTANDER

NOTA DEL PROYECTO DE GRADO

| | | |
|--|---|---|
| NOMBRE DEL ESTUDIANTE DIEGO LEONARDO PEÑA TRUJILLO | | CÓDIGO 2020042 |
| TÍTULO DEL PROYECTO “CARACTERIZACIÓN DEL PROCESO DE EXTRACCIÓN DE ACEITE CRUDO DE PALMA” | | |
| CODIGO | FACULTAD INGENIERÍAS FISCOQUIMICAS | CARRERA INGENIERIA QUIMICA |
| CALIFICACIÓN APROBADO | | |
| DIRECTOR DEL PROYECTO | | |
| NOMBRE ALVARO RAMÍREZ GARCÍA | | FIRMA  |
| CALIFICADORES | | |
| F N |  ALVARO RAMÍREZ GARCÍA | F N  JORGE ENRIQUE PULIDO FLOREZ |
| | | FECHA A M D 08 05 12 |

DEDICATORIA

A toda mi familia, encabezada por mi mamá Rocio Astrid, que sin su dedicación, apoyo, firmeza, constancia y muchas cosas más, no hubiese sido posible la realización de mi carrera, a mi papá Jaime Orlando, que en toda oportunidad me animó y me hizo salir adelante con su "USTEDES SON LOS MEJORES, NUNCA LO OLVIDEN" que me lleno de fortaleza para culminar esta etapa con éxito, a mis hermanos Jaime Enrique, Tatiana Rocio y Andrés Felipe, que siempre han estado conmigo en los momentos más importantes, dándome la fuerza necesaria para continuar, a mi sobrino Nicolás Alejandro que representa una alegría mas para la familia y a mi Tía Alida Aurora, que siempre ha estado pendiente en toda ocasión para acompañarme; son tantas las palabras que tengo de agradecimiento y aprecio para ustedes, que de verdad no salen, GRACIAS POR TODO.

A mis amigos, por estar en las buenas, en las malas y enseñarme tanto, ellos son los que de verdad entienden el significado de la palabra AMISTAD.

A mis compañeros de la universidad, por brindarse en un esfuerzo enorme, que es la culminación de un sueño por decirlo así y por dejarme aprender de todos algo.

Con el mayor afecto del mundo: DIEGO.

AGRADECIMIENTOS

El autor expresa sus agradecimientos:

A la Empresa Palmeras de Puerto Wilches S.A. (P.P.W. S.A.), por hacer posible el desarrollo de esta práctica dentro de sus instalaciones y con la colaboración de todos los departamentos y personal correspondiente.

Al Ingeniero Carlos Contreras, en ese momento gerente de la empresa P.P.W. S.A., por darme la oportunidad de realizar la práctica y a todos sus colaboradores por estar pendientes del desarrollo de la misma y por sus valiosos aportes y asesoría.

Al Doctor Álvaro Ramírez García, por su dirección del proyecto.

A la Universidad Industrial de Santander y a la Escuela de Ingeniería Química por brindarme la formación profesional.

INDICE

| | PÁág |
|---|------|
| INTRODUCCION..... | 1 |
| 1. OBJETIVOS..... | 2 |
| 1.1 OBJETIVO GENERAL | 2 |
| 1.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS | 2 |
| 2. DESARROLLO EXPERIMENTAL..... | 4 |
| 3. ETAPAS..... | 5 |
| 3.1. RECEPCIÓN | 5 |
| 3.1.1. Báscula | 5 |
| 3.1.2. Tolva de recibo | 5 |
| 3.1.3. Vagonetas..... | 5 |
| 3.2. ESTERILIZACIÓN | 5 |
| 3.2.1. Esterilizadores (autoclaves)..... | 5 |
| 3.2.2. Bomba de condensados | 5 |
| 3.2.3. Salidas de flujo de proceso..... | 6 |
| 3.3. DESFRUTACIÓN | 6 |
| 3.3.1. Puentes grúa 1 y 2..... | 6 |
| 3.3.2. Carro alimentador 1 y rodillo dosificador 2..... | 6 |
| 3.3.3. Desfrutador 1 y 2 | 6 |
| 3.3.4. Bandas transportadoras de tusa 1 y 2 | 7 |
| 3.3.5. Sinfines bajo desfrutador 1 y 2 | 7 |
| 3.3.6. Sinfines inclinados 1 y 2..... | 7 |
| 3.3.7. Elevadores de fruto 1 y 2 | 7 |
| 3.4. EXTRACCIÓN | 8 |
| 3.4.1. Sinfín desfrutador..... | 8 |
| 3.4.2. Sinfines alimentadores a digestores 1 y 2..... | 8 |

| | |
|--|----|
| 3.4.3. Digestores 1, 2, 3 y 4 | 8 |
| 3.4.4. Prensas 1, 2, 3 y 4 | 9 |
| 3.5. DESFIBRACIÓN | 10 |
| 3.5.1. Sinfines rompedores de torta 1 y 2 | 10 |
| 3.5.2. Columnas neumaticas de fibra 1 y 2..... | 10 |
| 3.5.3. Tambores pulidores 1 y 2..... | 10 |
| 3.5.4. Elevadores neumaticos de nuez 1 y 2 | 10 |
| 3.5.5. Ciclones de fibra 1 y 2 | 10 |
| 3.5.6. Exclusas de fibra 1 y 2..... | 10 |
| 3.5.7. Sinfín principal de fibra 1 y 2 | 10 |
| 3.5.8. Sinfines alimentación calderas vr-1 y vr-2..... | 10 |
| 3.6. CLARIFICACIÓN | 10 |
| 3.6.1. Tanque desarenador..... | 10 |
| 3.6.2. Tamiz vibratorio circular | 10 |
| 3.6.3. Tanque de aceite crudo | 12 |
| 3.6.4. Bombas de aceite crudo 1 y 2..... | 12 |
| 3.6.5. Columnas precalentadoras 1 y 2 | 12 |
| 3.6.6. Agitador de fuerzas cortantes | 12 |
| 3.6.7. Clarificador vertical y horizontal | 12 |
| 3.6.8. Bombas desoladoras 1 y 2..... | 12 |
| 3.6.9. Ciclón desarenador..... | 12 |
| 3.6.10. Tamiz de lodos..... | 12 |
| 3.6.11. Tanque de lodos | 12 |
| 3.6.12. Filtros cepillo 1, 2, 3 y 4 | 12 |
| 3.6.13. Centrifugas de lodos 1, 2, 3 y 4 | 12 |
| 3.6.14. Tanque de recuperación centrifuga | 12 |
| 3.6.15. Bombas de recuperación centrifuga | 12 |
| 3.6.16. Tanque recolector de purgas | 12 |
| 3.6.17. Bomba recolectora de purgas..... | 12 |
| 3.6.18. Tanque sedimentador | 12 |

| | |
|--|----|
| 3.6.19. Secador atmosferico de aceite..... | 12 |
| 3.6.20. Tanque de aceite terminado | 12 |
| 3.6.21. Bombas de aceite terminado 1 y 2..... | 12 |
| 3.6.22. Tanques de almacenamiento 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7,8 y 9 | 12 |
| 3.6.23. Bombas de despacho 1 y 2..... | 12 |
| 3.6.24. Bomba de recuperación florentinos | 12 |
| 3.6.25. Bombas de lodos a piscinas 1 y 2..... | 12 |
| 4. BALANCE DE MASA | 14 |
| 4.1. VALORES DE MASA EN LAS ETAPAS | 15 |
| 4.2. VALORES DE MASA Y PORCENTAJES BALANCE DE MASA | 15 |
| 4.3. PORCENTAJE DE FRUTO ADHERIDO EN TUSA | 15 |
| 4.4. PORCENTAJE DE ACEITE EN TUSA | 15 |
| 5. PRUEBAS NO REALIZADAS | 16 |
| 5.1. FLUJOS SOBRE TAMIZ VIBRATORIO CON LAS 4 PRENSAS Y LAS 4 CENTRIFUGAS FUNCIONANDO..... | 16 |
| 5.2. FLUJOS DE FIBRA Y NUEZ PRENSAS 1 Y 2 | 16 |
| 5.3.MEDICIÓN DE CAUDAL CENTRIFUGAS 1, 2, 3 Y 4 | 17 |
| 5.4. LICOR DE PRENSADO, PRENSAS 1, 2, 3 Y 4 | 17 |
| 5.5. CUBICACIÓN DE LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO..... | 17 |
| 6. RESULTADOS Y ANALISIS..... | 18 |
| 6.1 VALORES DE MASA EN LAS ETAPAS | 32 |
| 6.2 VALORES DE MASA Y PORCENTAJE BALANCE EN MASA | 33 |
| 6.3 PORCENTAJE DE FRUTO ADHERIDO EN TUSA | 34 |
| 6.4 PORCENTAJE DE ACEITE EN TUSA | 35 |
| CONCLUSIONES | 37 |
| RECOMENDACIONES | 39 |
| BIBLIOGRAFÍA..... | 41 |
| ANEXOS..... | 42 |

LISTA DE TABLAS

| | Pág. |
|---|------|
| Tabla 1. Entradas, número de viajes y peso entrando de RFF de enero 2007..... | 18 |
| Tabla 2. Entradas, número de viajes y peso entrando de RFF de febrero 2007..... | 18 |
| Tabla 3. Entradas, número de viajes y peso entrando de RFF de marzo 2007..... | 18 |
| Tabla 4. Capacidad real de almacenamiento de fruto en planta..... | 19 |
| Tabla 5. Valores de fruto y vagonetas procesados durante enero de 2007.. | 20 |
| Tabla 6. Valores de fruto y vagonetas procesados durante febrero de 2007 | 20 |
| Tabla 7. Valores de fruto y vagonetas procesados durante marzo de 2007 . | 20 |
| Tabla 8. Eficiencia del proceso (Real Vs. Instalada)..... | 21 |
| Tabla 9. Caudal bomba de condensados..... | 22 |
| Tabla 10. Medida promedio del flujo del canal de condensados..... | 22 |
| Tabla 11. Capacidad desfrutador línea 1 | 23 |
| Tabla 12. Capacidad desfrutador línea 2 | 23 |
| Tabla 13. Cantidad de masa desfrutador línea 1 durante el balance de masa..... | 24 |
| Tabla 14. Cantidad de masa desfrutador línea 2 durante el balance de masa..... | 24 |
| Tabla 15. Capacidad de los elevadores de fruto línea 1 y 2 | 24 |
| Tabla 16. Densidad fruto..... | 25 |
| Tabla 17. Tiempo de consumo del fruto en los digestores..... | 25 |

| | |
|--|----|
| Tabla 18. Consumo prensas | 25 |
| Tabla 19. Flujo fibra y nuez prensa 3..... | 26 |
| Tabla 20. Flujo fibra y nuez prensa 4..... | 26 |
| Tabla 21. Porcentaje de extracción enero 2007..... | 27 |
| Tabla 22. Porcentaje de extracción febrero 2007 | 27 |
| Tabla 23. Porcentaje de extracción marzo 2007..... | 27 |
| Tabla 24. Eficiencia de extracción del proceso..... | 28 |
| Tabla 25. Corriente prensas balance desfibración | 29 |
| Tabla 26. Flujo másico tambores pulidores 1 y 2..... | 29 |
| Tabla 27. Flujo másico silo de nuez..... | 30 |
| Tabla 28. Flujo másico hidrociclón..... | 30 |
| Tabla 29. Flujo másico cáscara | 30 |
| Tabla 30. Flujo másico finos | 31 |
| Tabla 31. Flujo másico fibra línea 1 y 2 | 31 |
| Tabla 32. Balance de masa en esterilización | 33 |
| Tabla 33. Balance de masa en desfrutación | 33 |

LISTA DE FIGURAS

| | Pág. |
|---|-------------|
| Figura 1. Procedimiento de medición para los caudales de bombas y canales. | 7 |
| Figura 2. Densidad del fruto dentro de los digestores | 8 |
| Figura 3. Esquema de la determinación de las cantidades correspondientes | 11 |
| Figura 4. Procedimiento Balance de Masa | 24 |
| Figura 5. Esquema Balance de Masa Esterilización y desfrutación..... | 33 |
| Figura 6. Esquema Balance de Masa General del proceso | 35 |

LISTA DE ANEXOS

| | Pág. |
|--|------|
| Anexo 1. Teoría general y datos de los equipos del proceso | 43 |
| Anexo 2. Teoría sobre caracterización de un proceso y palma africana | 112 |

RESUMEN

TITULO:
CARACTERIZACIÓN DEL PROCESO DE EXTRACCIÓN DE ACEITE CRUDO DE PALMA

AUTOR:
DIEGO LEONARDO PEÑA TRUJILLO

PALABRAS CLAVES

Palabras claves: caracterización, aceite, proceso, extracción, etapas, pruebas, medición.

DESCRIPCIÓN

El presente trabajo se llevó a cabo en la empresa Palmeras de Puerto Wilches S.A. (PPW S.A.), donde se realizó una caracterización de tipo descriptivo sobre las etapas del proceso de extracción de aceite crudo de palma, desde la recepción de RFF (Racimos de Fruta Fresco) hasta el almacenamiento y posterior despacho del aceite; con el fin de conseguir la información suficiente e importante que permitiese el cumplimiento de los objetivos principalmente planteados, se desarrollaron una serie de pruebas, mediciones y comparaciones entre lo obtenido y lo teórico, con lo anterior se adquirirían los datos de mayor relevancia dentro del proceso; algunas de las pruebas fueron la obtención de los caudales de los canales de salida del proceso y las bombas de las etapas correspondientes, la densidad de fruto dentro de los digestores y las capacidades de consumo de fruto en las prensas, dentro de las mediciones se destacan, la cubicación u obtención de las dimensiones volumétricas de los equipos, capacidades de los equipos más importantes y por supuesto la realización del balance global de masa del proceso, en lo que se refiere a las comparaciones, las de interés se hicieron de las capacidades del proceso a partir del TRH (Toneladas de Racimos Procesados por Hora), de los porcentajes de extracción del proceso, del consumo de las prensas y de las temperaturas en los equipos, las capacidades obtenidas sin comparación con la teórica por falta de datos fueron, las de almacenamiento de fruto en planta, las de los desfrutadores de cada línea, cantidades de masa en desfrutación, tiempos de consumo y otros flujos dentro del proceso, lo anterior entre muchas otras pruebas.

* Proyecto de Grado

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas, Escuela de Ingeniería Química,
Director Ph. D. Álvaro Ramírez García.

ABSTRACT

TITLE

CHARACTERIZATION OF THE PROCESS EXTRACTION FOR RAW OIL PALM *

AUTHOR

DIEGO LEONARDO PEÑA TRUJILLO **

KEY WORDS:

Characterization, oil, process, extraction, stages, tests, measurement.

DESCRIPTION

The present work was carried out in the company Palmeras de Puerto Wilches Wilches S.A. (PPW S.A.), where a characterization of descriptive type was realized on the stages of the process of extraction of raw oil of palm, from the reception of RFF (Bunches of Fruit Fresh) up to the storage and later sale of the oil; in order to obtain the sufficient and important information that was allowing the fulfillment of the principally raised targets, there developed a series of tests, measurements and comparisons between the obtained and the theoretical thing, with the previous thing the information of more relevancy was acquired inside the process; some of the tests were the securing of the wealths of the channels of exit of the process and the bombs of the corresponding stages, the thickness of fruit inside the digestores and the capacities of consumption of fruit in the presses, inside the measurements there stand out, to cube or securing of the dimensions volumetric of the teams, capacities of the most important teams and of course the achievement of the global balance of mass of the process, as for the comparisons, those of interest did of the capacities of the process from the TRH (Tons of Bunches Processed per Hour), of the percentages of extraction of the process, of the consumption of the presses and of the temperatures in the machines, the capacities obtained without comparison with the theorist for lack of information were, those of storage of fruit in plant, those of the unfastens of fruit of every line, quantities of mass in unfasten fruit, times of consumption and other flows inside the process, the previous thing between many other tests.

*Degree Project

** Physical-chemistries Engineering Faculty, Chemical Engineering School, Director Ph. D. Álvaro Ramírez García.

INTRODUCCIÓN

La extracción de aceite crudo de palma es un proceso que tiene en Colombia casi 50 años de presencia en nuestro medio, pero en estos momentos a adquirido una particular importancia debido al auge en lo que respecta a los biocombustibles en especial el biodiesel, ya que por medio de la realización de otros procesos u operaciones sobre el aceite es posible obtener estos combustibles.

Por medio de la experiencia adquirida se pudo establecer que este no es un proceso complicado en su desarrollo el que se presenta en este tipo de plantas de procesamiento, este es un proceso que se da en cuatro (4) etapas claves tales como la esterilización (tratamiento por medio de picos de presión para inhibir la bacteria que produce la acidificación del aceite, facilitar el desprendimiento del fruto y la extracción del aceite, entre otros), desfrutación (retiro del fruto contenido en los racimos por golpeo de estos en las paredes de los desfrutadores), extracción o prensado (obtención del liquido aceitoso o licor de prensa y la fibra) y clarificación (el retiro de los residuos sólidos aceitosos y no aceitosos por medio de la sedimentación, además del retiro de la humedad con un secador atmosférico), por ultimo procede al almacenamiento y posterior despacho, además se debe tener en cuenta que este es un proceso que se da en ausencia de cualquier tipo de reacción química.

Lo que se desarrolló durante el periodo que duro la practica fue la caracterización descriptiva del proceso de extracción de aceite crudo de palma para la empresa Palmeras de Puerto Wiches S.A., debido a que allí no se encontraba dicha información relevante e importante para tener claro como se está dando el proceso en valores medibles, lo más importante fue el

cumplimiento de los objetivos planteados desde el comienzo y el poder dejar en la empresa un documento donde se encuentra consignada toda la información que se pudo recopilar.

1. OBJETIVOS

1.1 OBJETIVO GENERAL

Realizar la caracterización del proceso de extracción de aceite crudo de palma, desde la recepción del RFF (Racimos de Fruta Fresca) hasta su almacenamiento.

1.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Obtener las variables de operación de los equipos escogidos en cada etapa del proceso.
- Establecer si las condiciones de operación de los equipos son las adecuadas para el proceso, en comparación con sus respectivos manuales y hojas de vida.
- Desarrollar el diagrama de flujo de masas del proceso de extracción de aceite crudo de palma.
- Determinar la capacidad de procesamiento dentro de la planta y compararla con la instalada.

2. DESARROLLO EXPERIMENTAL

En esta sección se presentaran los diferentes métodos utilizados durante el desarrollo de la práctica, los cuales permitieron llegar al cumplimiento de los objetivos previstos al iniciar la misma.

El proceso se divide en una serie de etapas con sus respectivos equipos, donde los datos de mayor importancia para el cumplimiento de los objetivos de la práctica se encontrarán consignados en la parte de los resultados, lo que hace referencia a la teoría, funcionamiento y algunos otros datos relevantes de cada uno de estos se mostrará en el anexo 1 en su respectivo ítem, entonces la información se presentara como sigue a continuación.

3. ETAPAS

3.1 RECEPCIÓN

3.1.1 Báscula

3.1.2 Tolva de recibo. Los datos adquiridos para los dos equipos anteriores fueron los de las cantidades de fruto entrando en planta durante el primer trimestre de 2007, de acuerdo al número de viajes y el peso unitario promedio respectivo de los viajes, medición hecha en la báscula y este es el mismo valor de fruto que se obtiene en al tolva de recibo, los valores tabulados se presentan en los resultados.

3.1.3 Vagonetas. La medición hecha sobre este equipo corresponde a la cantidad de vagonetas que fueron procesadas durante el primer trimestre de 2007, teniendo en cuenta el fruto contenido y procesado, con peso promedio por vagoneta, además los datos presentados del fruto procesado en planta sirvieron para determinar el TRH (Toneladas de Racimos Procesadas por Hora) real del proceso, con su respectiva eficiencia, estos datos se encuentran en la parte de los resultados.

Para terminar con la caracterización de la primera etapa del proceso se realizó la determinación de la capacidad real de almacenamiento de fruto en planta, teniendo en cuenta que la tolva de recibo y el total de las vagonetas se encontraran al máximo de su capacidad, para encontrar el dato óptimo.

3.2 ESTERILIZACIÓN

3.2.1 Esterilizadores (autoclaves)

3.2.2 Bomba de condensados. La prueba sobre este equipo se dio al momento de realizar la medición de su caudal (anexo 1, punto 1.2.2.), que sirvió como punto de partida para la medición de los caudales de las bombas de la etapa de clarificación (anexo 1, punto 1.6.) y de las salidas de flujo del proceso (anexo 1, punto 1.2.3.) (canal salida de condensados, canal salida centrifugas, canal salidas a piscinas), por medio del siguiente esquema, donde se muestra el procedimiento para dicha medición, en la figura 1 y en los resultados se muestra la tabla con estos datos como ejemplo para las demás bombas.

3.2.3 Salidas de flujo del proceso. La medida sobre estos canales de salida de flujo del proceso fue posterior a la realizada sobre la bomba de condensados, esta medida se hizo de la misma forma que la de la bomba, por medio del esquema de procedimiento presentado en la figura 1 del presente, los datos para el primer canal de salida se presentan en los resultados.

CANAL SALIDA DE CONDENSADOS

CANAL SALIDA DE CENTRIFUGAS

CANAL SALIDA A PISCINAS

3.3 DESFRUTACIÓN

3.3.1 Puentes grúa 1 Y 2

3.3.2 Carro alimentador 1 y rodillo dosificador 2

3.3.3 Desfrutadores 1 Y 2

Para estos equipos se obtuvieron las capacidades reales en peso por unidad de tiempo y cantidad de masa que pueden retener los desfrutadores datos

presentados en los resultados y en el anexo 1, punto 1.3.3. se muestran los datos de tusas expulsadas por hora y tiempo de residencia de las mismas.

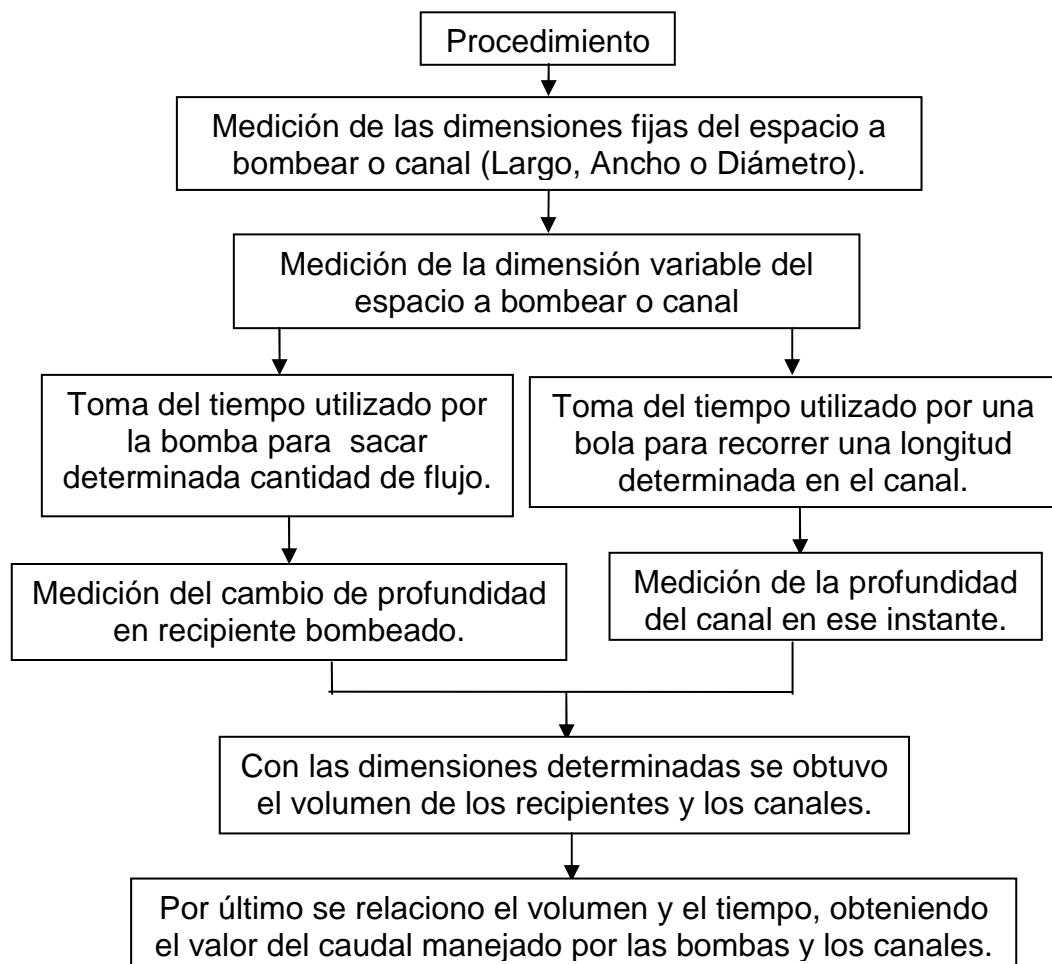
3.3.4 Bandas transportadoras de tusas 1 y 2

3.3.5 Sinfines bajo desfrutadores 1 y 2

3.3.6 Sinfines inclinados 1 y 2

3.3.7 Elevadores de fruto 1 y 2

Figura 1. Procedimiento de medición del los caudales en bombas y canales.



Sobre estos equipos se realizó la medición de la capacidad real en masa por unidad de tiempo, datos presentados en los resultados.

3.4 EXTRACCIÓN

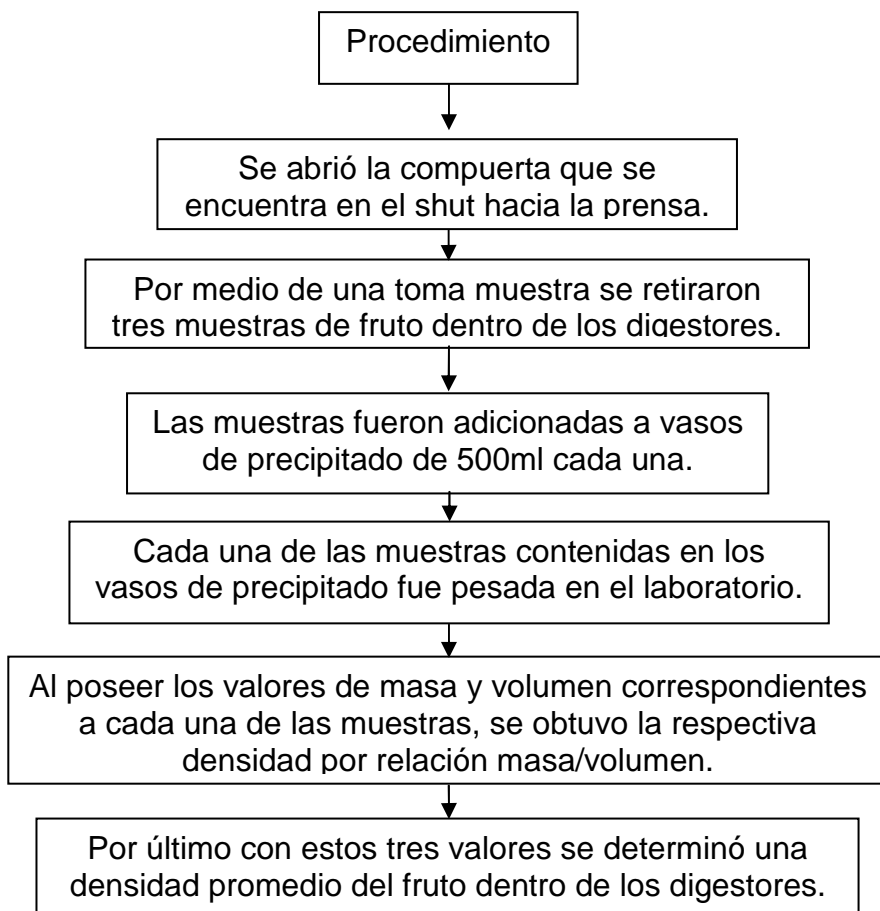
3.4.1 Sinfín distribuidor

3.4.2 Sinfines alimentadores a digestores 1 y 2

3.4.3 Digestores 1, 2, 3 y 4

En los digestores se realizó una de las pruebas más útiles para el trabajo, esta fue la determinación de la densidad del fruto contenido en estos equipos y se hizo siguiendo los pasos presentados en el procedimiento de la figura 2, los valores se presentan en los resultados.

Figura 2. Densidad del fruto dentro de los digestores.



3.4.4 Prensas 1, 2, 3 y 4. Se procedió con una prueba sobre estos equipos con el fin de conseguir el valor más aproximado del consumo real de prensado en planta, a continuación se presenta el procedimiento realizado para dicha prueba, la cual fue bastante dispendiosa pero muy útil para el desarrollo del trabajo, los valores obtenidos se muestran en los resultados, además en los resultados también se pueden observar los datos que dieron sobre este mismo tema pero para una prueba fallida, por otra parte en los resultados se presentan los datos del flujo másico de fibra y nuez provenientes de las prensas 3 y 4 (prensas pequeñas).

Procedimiento: Capacidad de consumo real prensas.

- ✓ Se comenzó sacando bultos con nuez procedentes del silo de nuez.
- ✓ Se pintó la nuez de los bultos con pintura de color azul para notar una diferencia en la salida de las prensas.
- ✓ Los bultos pintados se subieron hacia donde se encuentran los digestores.
- ✓ Al llenarse los digestores se procedió a adicionar unos bultos encima del fruto, la cantidad de bultos dependía del digestor al que se le realizara la prueba.
- ✓ En el instante que se adicionaban los bultos a los digestores se empezó a tomar el tiempo y el proceso de llegada de fruto seguía trabajando normal.
- ✓ La toma del tiempo se detuvo al momento que se pudo divisar una porción de la nuez pintada en la salida de cada prensa.
- ✓ Luego con la densidad del fruto y el volumen de los digestores se obtuvo la cantidad de masa que contiene cada uno.
- ✓ Por último teniendo la masa dentro de los digestores y el tiempo en que se consumió el fruto, con una relación se obtuvo la capacidad de consumo de las prensas.

Unas medidas importantes en lo referente a la extracción en planta fueron obtenidos posterior al prensado, son estos los valores del porcentaje de extracción en el primer trimestre de 2007 y la eficiencia real de extracción del proceso, datos presentados en los resultados.

3.5 DESFIBRACIÓN

En esta etapa globalmente se realizo un balance general de masa sobre los equipos de la misma, cuyos datos se tabularon y se presentan en los resultados.

3.5.1 Sinfines rompedores de torta 1 y 2

3.5.2 Columnas neumáticas de fibras 1 y 2

3.5.3 Tambores pulidores 1 y 2

3.5.4 Elevadores neumáticos de nuez 1 y 2

3.5.5 Ciclones de fibra 1 y 2

3.5.6 Exclusas de fibra 1 y 2

3.5.7 Sinfín principal de fibra

3.5.8 Sinfines alimentación calderas vr-1 y vr-2

3.6 CLARIFICACIÓN

3.6.1 Tanque desarenador

3.6.2 Tamiz vibratorio circular

Se midieron por medio de la llegada al tamiz vibratorio los flujos masicos y volumétricos provenientes de florentinos, centrifugas, prensas con agua

(dilución) y prensas sin agua, con el fin de saber cuál es la cantidad aproximada que adicionan en conjunto las prensas a la etapa de clarificación, cada prueba se realizó tres veces con las bombas de crudo fuera de funcionamiento en cada experimento, se midieron las distancias, tiempos, cantidades de afrecho producido y fluido adicionado al tamiz vibratorio y al tanque de crudo durante cada prueba.

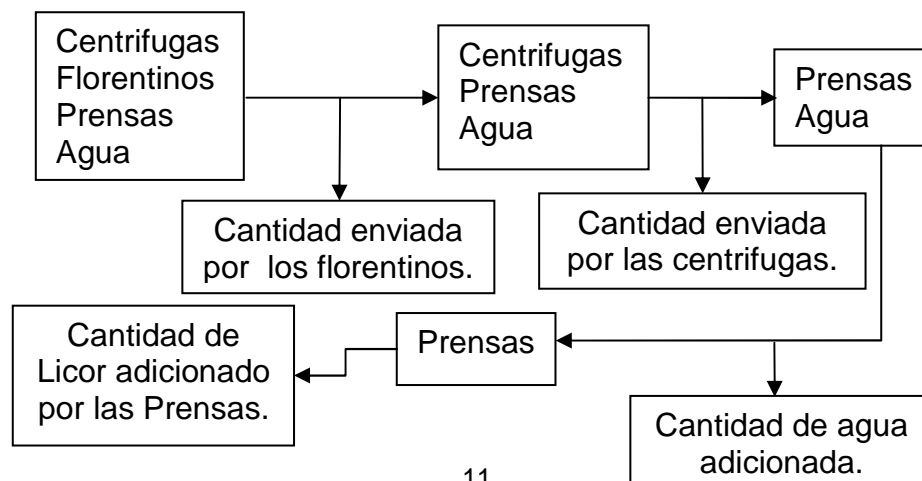
Implementos:

- 6 palos de igual tamaño teniéndolos como medidores.
- Cronómetro.
- Flexómetro.
- Costales para afrecho.
- Peso.

Realizado antes de las pruebas:

- ✓ Observar trabajo del proceso, para tener las mismas condiciones en cada prueba.
- ✓ Dejar fuera de funcionamiento las bombas de crudo.
- ✓ Hablar con los operarios para solicitud de colaboración con las mediciones.

Figura 3. Esquema de la determinación de las cantidades correspondientes.



- 3.6.3 Tanque de aceite crudo**
- 3.6.4 bombas de aceite crudo 1 y 2**
- 3.6.5 Columnas precalentadoras 1 y 2**
- 3.6.6 Agitador de fuerzas cortantes**
- 3.6.7 Clarificador vertical y horizontal**
- 3.6.8 Bombas deslodadoras 1 y 2**
- 3.6.9 Ciclón desarenador**
- 3.6.10 Tamiz de lodos**
- 3.6.11 Tanque de lodos**
- 3.6.12 Filtros cepillo 1, 2, 3 y 4**
- 3.6.13 Centrifugas de lodos 1, 2, 3 y 4**
- 3.6.14 Tanque de recuperación centrifuga**
- 3.6.15 Bomba de recuperación centrifuga**
- 3.6.16 Tanque recolector de purgas**
- 3.6.17 Bomba recolectora de purgas**
- 3.6.18 Tanque sedimentador**
- 3.6.19 Secador atmosférico de aceite**
- 3.6.20 Tanque de aceite terminado**
- 3.6.21 Bombas de aceite terminado 1 y 2**
- 3.6.22 Tanques de almacenamiento 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8 y 9**
- 3.6.23 Bombas de despacho 1 y 2**
- 3.6.24 Bomba de recuperacion florentinos**
- 3.6.25 Bombas de lodos a piscinas 1 y 2**

Para complementar la información anterior, se presenta lo relevante a uno de los objetivos más importantes del trabajo, el referente al balance global de masa del proceso en las etapas correspondientes.

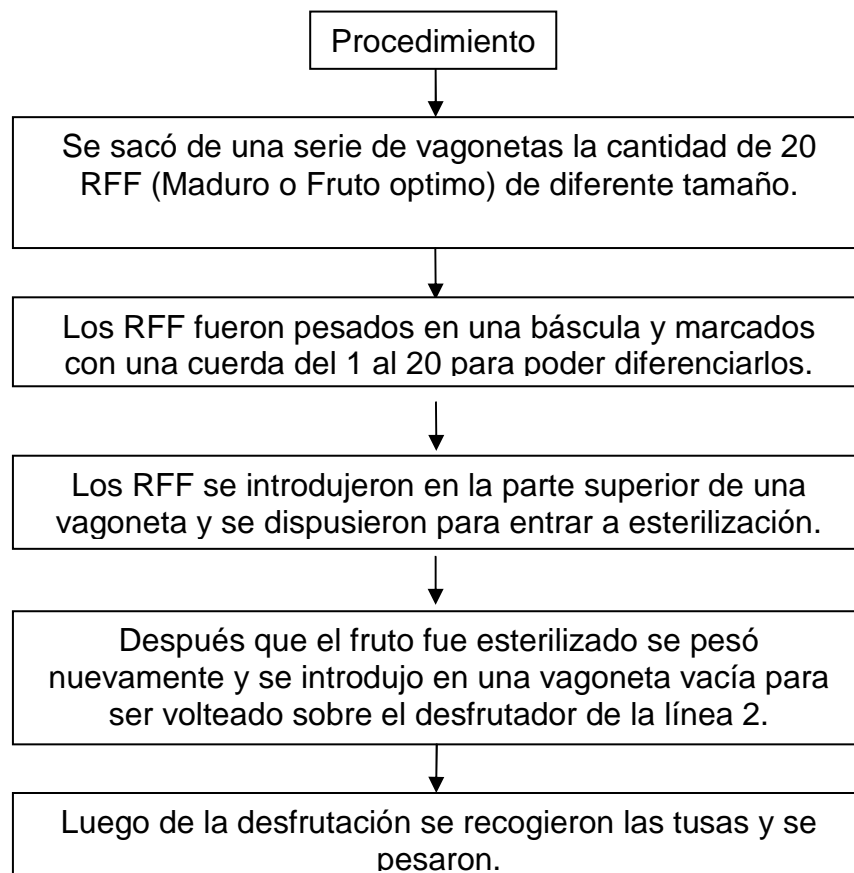
4. BALANCE DE MASA

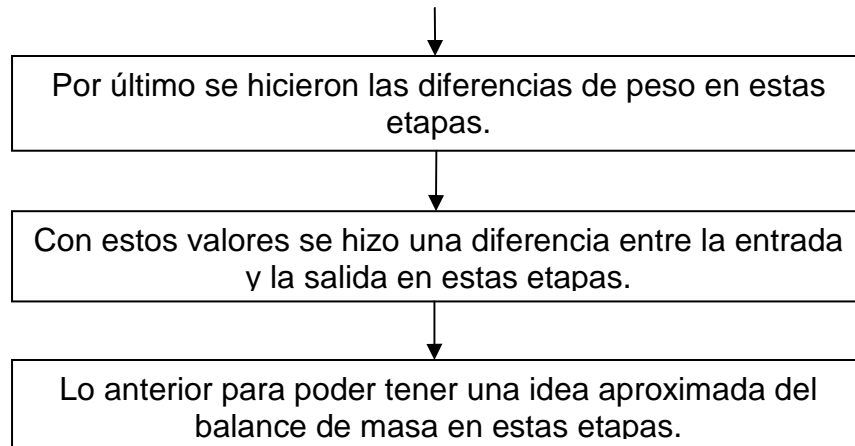
Se procedió con la realización de un balance de masa desde que el RFF (Maduro o Fruto optimo) estaba en la vagoneta hasta que salieron las tusas vacías de los desfrutadores.

En la figura 4 se encuentra plasmado el esquema del procedimiento que se siguió para realizar el balance general de masa del proceso de extracción de aceite crudo de palma.

Los datos correspondientes a esta sección se presentan en la parte de los resultados.

Figura 4. Procedimiento Balance de Masa.





4.1 VALORES DE MASA EN LAS ETAPAS

4.2 VALORES DE MASA Y PORCENTAJES BALANCE DE MASA

4.3 PORCENTAJE DE FRUTO ADHERIDO EN TUSA

4.4 PORCENTAJE DE ACEITE EN TUSA

Por último se presenta la información que hace referencia a la serie de pruebas que quedaron sin realizar, que por diferentes circunstancias que se explicaran allí impidieron su desarrollo dentro de la elaboración del trabajo.

5. PRUEBAS NO REALIZADAS

Las pruebas que no se realizaron fue debido a factores como mantenimiento de los equipos del proceso, logística y organización de las pruebas, falta de energía, dificultades en la toma de las muestras entre otros y esto afecto el desarrollo de las siguientes pruebas importantes dentro de la caracterización del proceso.

5.1 FLUJOS SOBRE TAMIZ VIBRATORIO CON LAS 4 PRENSAS Y LAS 4 CENTRIFUGAS EN FUNCIONAMIENTO

La prueba con las 4 prensas y las 4 centrifugas no fue posible realizar debido a que en el momento en que se realizó con 3 de cada equipo fue por mantenimiento de la centrifuga 2 y de la prensa 1, luego los meses siguientes por falta de fruto no se encendían las 4 prensas por poca cantidad, ni las 4 centrifugas por poco lodo, cuando funcionaban las 4 de uno del otro no y en el tiempo restante ya fue por falta de organización en cómo desarrollarla sin que se afectara algún factor del proceso.

5.2 FLUJOS DE FIBRA Y NUEZ PRENSAS 1 Y 2

Esta prueba sobre las prensas se complicó debido a que poseen un shut (caída) sobre el sinfín torta el cual debía ser retirado para poder introducir un costal y tomar la respectiva muestra, debido al vapor expulsado en esta parte del equipo los mecánicos no sacaban esta pieza por miedo a quemarse; este procedimiento se debía hacer durante un mantenimiento, otro factor que afectó dicha toma era que esta medida producía para del equipo por un tiempo de 15 a 20 minutos aprox. para cada una y esto no fue permitido.

5.3 MEDICIÓN CAUDAL CENTRIFUGAS 1, 2, 3 Y 4

La no realización de esta prueba fue por no hallar la mejor forma para llevarla a cabo o sea falta de logística, por cómo ponerle una marca al tanque de lodos para ver cuanta cantidad de lodos consumía cada centrifuga y hacerlo por lo menos en tres oportunidades para cada una con el fin de conseguir un promedio de flujo y patrón de consumo de lodos del proceso.

5.4 LICOR DE PRENSADO, PRENSA 1, 2, 3 Y 4

En el caso de esta prueba la no realización se dio por dificultad en la toma de muestra del flujo, porque el flujo que sale de las camisas de prensado lo hace a alta velocidad y no en la misma dirección, además con una temperatura elevada y no se consiguió una forma de llevarlo a cabo sin provocar una lesión en personas participantes de esta toma de muestras.

5.5 CUBICACIÓN TANQUES DE ALMACENAMIENTO

Esta prueba no se pudo realizar porque esta medición es hecha por personas especializadas en el tema, las cuales cobran por su servicio y como no se disponía de la autoridad para manejo de recursos; ni de peticiones de este tipo, por tal motivo no se pudo proceder con el desarrollo de dicha prueba.

6. RESULTADOS Y ANÁLISIS

De aquí en adelante se presentan los datos más importantes obtenidos de todo el proceso, son plasmados como resultados y análisis, tales datos fueron adquiridos por medio de información suministrada, pruebas realizadas, además del constante contacto con el proceso y se logro expresar de la siguiente manera.

- Los primeros datos hacen constancia de lo que posee el proceso en la etapa conocida como recepción en cantidades de fruto en planta, fruto procesado y capacidad de almacenamiento, esto se refleja en las tablas 1 a 8 con su respectiva explicación, el resto de información sobre esta etapa se encuentra en el anexo 1, punto 1.1..

Tabla 1. Entradas, número de viajes y peso entrando de RFF de enero 2007.

| Enero | Numero de Viajes | Peso de RFF Entrando (Kg) | Peso por Viaje (Kg) |
|-----------------|-------------------------|----------------------------------|----------------------------|
| Total | 1319 | 12355820 | 9367.5663 |
| Promedio | 43.97 | 411860.6667 | |

Tabla 2. Entradas, número de viajes y peso entrando de RFF de febrero 2007.

| Febrero | Numero de Viajes | Peso de RFF Entrando (Kg) | Peso por Viaje (Kg) |
|-----------------|-------------------------|----------------------------------|----------------------------|
| Total | 1365 | 12920900 | 9465.8608 |
| Promedio | 45.50 | 430696.6667 | |

Tabla 3. Entradas, número de viajes y peso entrando de RFF de marzo 2007.

| Marzo | Numero de Viajes | Peso de RFF Entrando (Kg) | Peso por Viaje (Kg) |
|-----------------|-------------------------|----------------------------------|----------------------------|
| Total | 1299 | 11787020 | 9073.9184 |
| Promedio | 43.3 | 392900.6667 | |

Al observar las tablas 1 y 2 se puede apreciar que la recepción durante febrero fue superior en 565080 Kg de fruto y 46 viajes durante todo el mes con fruto entrando a planta, en la tabla 3 se nota una disminución en la entrada de fruto representativa, debido a la caída de la cosecha durante marzo, comparándola con la tabla 1 disminuyo 20 viajes y 568800 Kg durante todo el mes y con respecto de la tabla 2 fue de 66 viajes y 1133880 Kg durante todo el mes, con las comparaciones anteriores se puede apreciar que el mes con mejor cosecha y mejor entrada de RFF a la planta fue febrero.

Tabla 4. Capacidad real de almacenamiento de fruto en planta.

| Capacidad de Almacenamiento de Fruto en Planta | | |
|---|---------------|--------------|
| Tipo de Vagoneta | Transmilenio | Convencional |
| Numero de Vagonetas | 75 | 132 |
| Capacidad Vagoneta (Ton) | 1.55 | 1.30 |
| Almacenamiento Vagonetas (Ton) | 116.25 | 171.60 |
| Almacenamiento Total Vagonetas (Ton) | 287.85 | |
| Almacenamiento Total Tolva (Ton) | 130 | |
| Almacenamiento Total Planta (Ton) | 417.85 | |

En la tabla 4 se puede apreciar la capacidad real de almacenamiento de fruto en planta, para obtener este dato se tuvo en cuenta el tipo de vagoneta, la cantidad existente de cada una y su capacidad, valor que asciende a las 288 Ton. Aprox., a este valor se le adiciona la capacidad de la tolva de recibo que asciende a las 130 Ton., lo anterior nos arroja un valor de almacenamiento en planta muy cercano a las 418 Ton. de fruto en planta en su capacidad máxima de almacenamiento, el balance de masa en las vagonetas no posee mucha información, lo que hay para observar aquí es que la masa entrante debería salir en su totalidad lo cual no ocurre, porque luego de que las vagonetas son volteadas sobre las tolvas para desfrutación quedan algunos residuos en ellas que no representan mayor pérdida pero de todas formas se deben tener en cuenta.

Tabla 5. Valores de fruto y vagonetas procesados durante enero de 2007.

| Enero | Vagonetas Procesadas | Peso Promedio Vagoneta (Kg) | Fruto Procesado (Kg) |
|-----------------|-----------------------------|------------------------------------|-----------------------------|
| Total | 8793 | 42001.025 | 12328456.03 |
| Promedio | 293.1 | 1400.034167 | 410948.5342 |

Tabla 6. Valores de fruto y vagonetas procesados durante febrero de 2007.

| Febrero | Vagonetas Procesadas | Peso Promedio Vagoneta (Kg) | Fruto Procesado (Kg) |
|-----------------|-----------------------------|------------------------------------|-----------------------------|
| Total | 9323 | 38515 | 12772216 |
| Promedio | 332.9642857 | 1375.535714 | 456150.5714 |

Tabla 7. Valores de fruto y vagonetas procesados durante marzo de 2007.

| Marzo | Vagonetas Procesadas | Peso Promedio Vagoneta (Kg) | Fruto Procesado (Kg) |
|-----------------|-----------------------------|------------------------------------|-----------------------------|
| Total | 9097 | 39122.615 | 12161084.79 |
| Promedio | 293.4516129 | 1262.019839 | 392293.0577 |

En las tablas 5 y 6 se ve la diferencia de vagonetas y fruto procesado entre los meses de enero y febrero, reflejándose en un aumento de los valores en febrero de 530 vagonetas y 443759.97 Kg de fruto procesados, esto se da en parte porque durante este mes las prensas estuvieron funcionando bien y hubo fruto suficiente para procesar, la tabla 7 en comparación con la tabla 5 tuvo un aumento de 304 vagonetas procesadas y una disminución de fruto procesado de 167371.24 Kg de fruto procesado en el mes y con respecto de la tabla 6 se produjo una disminución de 226 vagonetas procesadas y una disminución de 611131.21 Kg de fruto procesado en el mes, esto refleja como perjudico la baja de cosecha durante marzo el procesamiento de fruto en planta.

Para obtener el TRH real promedio del proceso presentado en la tabla 8 concerniente a cada mes se procede a desarrollar la siguiente fórmula:

TRH real mes = (Fruto procesado mes (Kg) / 1 mes) * (1 Ton / 1000 Kg) * (1 mes / 25 días) * (1 día / 22 horas) = **TRH**.

Tabla 8. Eficiencia del proceso (Real Vs. Instalada).

| TRH REAL DEL PROCESO | | | |
|-----------------------------|----------------|----------------------------|-------------------------------|
| Capacidad Real | | Capacidad Instalada | Eficiencia proceso (%) |
| Mes | TRH | TRH | |
| Enero | 22.4153 | 27 | 83.01962963 |
| Febrero | 23.2222 | | 86.00814815 |
| Marzo | 22.1111 | | 81.89296296 |
| Promedio | 22.5829 | | 83.64024691 |

Como se puede apreciar en la tabla 8 la mejor eficiencia del proceso se produjo durante febrero, llegando a un máximo de 86% aprox. y en promedio durante los primeros tres meses del año no supero el 84% comparándola con la capacidad instalada en planta, esto refleja que durante el primer trimestre de 2007 la planta no cumplió con la obtención del TRH más adecuado para el proceso que para iniciar debe ser la capacidad instalada en planta, para que se hubiese cumplido dicha meta durante estos tres meses se debió haber procesado 4.32 Ton/h de fruto de más de las que fueron procesadas en promedio aproximadamente durante este periodo de tiempo diariamente.

- En la etapa de esterilización los resultados más importantes se tienen en cuenta en el balance de masa por etapa y global del proceso, las tablas 9 y 10 presentadas a continuación se adicionan para comprobar el procedimiento utilizado y descrito en la figura 1, el resto de la información de esta etapa se consigno en el anexo 1, punto 1.2., con tablas, esquemas y graficas para visualizar mejor la etapa en todo su contexto.

Tabla 9. Caudal bomba de condensados.

| Bomba de Condensados | | | | | |
|--------------------------------|----------|----------|----------|----------|-----------------|
| Dimensión/ Medición | 1 | 2 | 3 | 4 | Promedio |
| Largo (m) | 1,2 | 1,2 | 1,2 | 1,2 | 1,2 |
| Ancho(m) | 1,1 | 1,1 | 1,1 | 1,1 | 1,1 |
| Profundidad (m) | 0,034 | 0,033 | 0,033 | 0,034 | 0,0335 |
| Volumen (m ³) | 0,04488 | 0,04356 | 0,04356 | 0,04488 | 0,04422 |
| Tiempo (h) | 0,005739 | 0,005828 | 0,005789 | 0,0058 | 0,00579 |
| Caudal (m ³ /h) | 7,820329 | 7,474547 | 7,524760 | 7,73793 | 7,63939 |
| Temperatura (°C) | 34 | 36 | 35 | 36 | 35,25 |
| Potencia (HP) | 2,4 | 2,4 | 2,4 | 2,4 | 2,4 |

Tabla 10. Medida promedio del flujo del canal de condensados.

| Canal Salida de Condensados | | | | |
|------------------------------------|----------|----------|----------|-----------------|
| Dimensión/ Medición | 1 | 2 | 3 | Promedio |
| Largo (m) | 2 | 2 | 2 | 2 |
| Ancho(m) | 0.3 | 0.3 | 0.3 | 0.3 |
| Profundidad (m) | 0.036 | 0.055 | 0.065 | 0,052 |
| Volumen (m ³) | 0.0216 | 0.033 | 0.039 | 0.0312 |
| Tiempo (h) | 0.00101 | 0.00105 | 0.00101 | 0.00102 |
| Caudal (m ³ /h) | 21.6668 | 31.7232 | 38.7232 | 30.7044 |
| Temperatura (°C) | 82.8 | 81.8 | 81.2 | 81.9333 |

- En la etapa de desfrutación los datos de mayor valor para el desarrollo del trabajo hacen referencia al equipo principal de esta sección, los desfrutadores con capacidades y cantidades en cada línea en el proceso y el otro dato fue el de la capacidad de los elevadores de fruto en cada línea para saber qué cantidad llevan estos hacia los digestores, se tabuló y explicó

entre las tablas 11 a 15, el resto de información sobre esta etapa se muestra en el anexo 1, punto 1.3., con sus respectivas características.

Tabla 11. Capacidad desfrutador línea 1.

| Capacidad Desfrutador 1 | |
|-----------------------------------|------------------|
| Cantidad de Tusas (#) | 50 |
| Tiempo promedio (h) | 0.0420 |
| Numero de Tusas / hora | 1190.4762 |
| Peso promedio Fruto entrando (Kg) | 11.48 |
| Capacidad entrando (Kg/h) | 13666.6667 |
| Peso promedio Fruto saliendo (Kg) | 3.54 |
| Capacidad saliendo (Kg/h) | 4214.2857 |
| Capacidad Total (Kg/h) | 9452.3810 |

Tabla 12. Capacidad desfrutador línea 2.

| Capacidad Desfrutador 2 | |
|-----------------------------------|-------------------|
| Cantidad de Tusas (#) | 50 |
| Tiempo promedio (h) | 0.0188 |
| Numero de Tusas / hora | 2659.5745 |
| Peso promedio Fruto entrando (Kg) | 11.48 |
| Capacidad entrando (Kg/h) | 30531.9153 |
| Peso promedio Fruto saliendo (Kg) | 3.54 |
| Capacidad saliendo (Kg/h) | 9414.8937 |
| Capacidad Total (Kg/h) | 21117.0216 |

De las tablas 18 y 19 del anexo 1 se tomaron los valores promedio, que son los tres primeros presentados en las tablas 11 y 12, sirvieron para obtener las capacidades reales de los desfrutadores, se puede observar que el desfrutador de la línea 2 duplica en capacidad al de la línea 1, además estos valores también fueron conseguidos utilizando unos datos del balance de masa presentes en la sección 2, en lo que tiene que ver con pesos de fruto en el interior de los desfrutadores, por otro lado también en el anexo 1 (tablas 20 y 21) se muestran los tiempos de residencia de las tusas en los desfrutadores de las líneas 1 y 2, con la explicación de las diferencias entre estos valores.

Tabla 13. Cantidad de masa desfrutador línea 1 durante el balance de masa.

| LÍNEA 1 | |
|---|----------------|
| Masa entrando (Kg) | 229.50 |
| Tiempo de residencia promedio (h) | 0.0602 |
| Flujo masico a la entrada (Kg/h) | 3812.30 |
| Masa saliendo (Kg) | 70.75 |
| Tiempo de residencia promedio (h) | 0.0602 |
| Flujo masico a la salida (Kg/h) | 1175.25 |
| Flujo masico total de fruto (Kg/h) | 2637.05 |

Tabla 14. Cantidad de masa desfrutador línea 2 durante el balance de masa.

| LÍNEA 2 | |
|---|----------------|
| Masa entrando (Kg) | 229.50 |
| Tiempo de residencia promedio (h) | 0.0619 |
| Flujo masico a la entrada (Kg/h) | 3707.59 |
| Masa saliendo (Kg) | 70.75 |
| Tiempo de residencia promedio (h) | 0.0619 |
| Flujo masico a la salida (Kg/h) | 1142.97 |
| Flujo masico total de fruto (Kg/h) | 2564.62 |

En las tablas 13 y 14 se aprecian las cantidades de fruto que se encontraban en los defrutadores teniendo como base de cálculo datos del balance de masa de la sección 2 de los resultados, se hace notorio que el desfrutador 1 posee un valor mayor de fruto por unidad de tiempo sin que sea muy superior, ascendiendo a los 72.42 Kg/h, produciendo que una mayor cantidad de fruto sea extraído a través de la línea 1.

Tabla 15. Capacidad de los elevadores de fruto línea 1 y 2.

| Capacidad Elevadores Línea 1 Y 2 | |
|--|--------------|
| Capacidad cangilón (Kg) | 1.8 |
| Tiempo gastado por línea en dar una vuelta (s) | 30 |
| Numero de Cangilones por Línea (#) | 65 |
| Capacidad de Línea 1 y 2 (Kg/h) | 14040 |

- Al continuar con la muestra de los resultados aparece la etapa de extracción, etapa de bastante relevancia dentro del proceso, estos datos comprenden el seguimiento del procedimiento en la figura 2 para obtener la densidad a granel del fruto, procedimiento para calcular eficiencia en el prensado seguido de la figura 2, flujos de fibra y nuez en las prensas pequeñas, extracción mensual y eficiencia de extracción real, dicha información se consigna desde la tabla 16 hasta la tabla 24 con su respectivo análisis, la información restante de esta etapa esta en el anexo 1, punto 1.4..

Tabla 16. Densidad fruto.

| Densidad Fruto en Digestores | | | |
|-------------------------------------|---------------|----------|----------|
| Valor / Muestra | 1 | 2 | 3 |
| Peso vaso vacío (Kg) | 0.1711 | 0.1858 | 0.1869 |
| Peso vaso + muestra (Kg) | 0.65 | 0.64 | 0.67 |
| Peso muestra (Kg) | 0.4789 | 0.4542 | 0.4831 |
| Volumen (L) | 0.50 | 0.50 | 0.50 |
| Densidad (Kg/L) | 0.9578 | 0.9084 | 0.9662 |
| Densidad Promedio (Kg/L) | 0.9441 | | |

Tabla 17. Tiempo de consumo del fruto en los digestores.

| Prensa 1 | Prensa 2 | Prensa 3 | Prensa 4 |
|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|
| Tiempo (s) | Tiempo (s) | Tiempo (s) | Tiempo (s) |
| 1178.90 | 1215.70 | 972.83 | 1010.85 |
| 1185.54 | 1206.48 | 968.32 | 1018.21 |
| 1182.22 | 1211.09 | 970.575 | 1014.53 |

Tabla 18. Consumo prensas.

| Consumo Prensas | | | | |
|---|--------------------|---------------|---------------|---------------|
| Valor / Prensa | 1 | 2 | 3 | 4 |
| Volumen Digestor (m ³) | 3.95 | 3.95 | 1.882 | 1.882 |
| Densidad Promedio fruto (Ton/m ³) | 0.9441 | | | |
| Masa Consumida (Ton) | 3.7292 | 3.7292 | 1.7768 | 1.7768 |
| Tiempo de Consumo (h) | 0.3284 | 0.3364 | 0.2696 | 0.2818 |
| Flujo Másico Prensa (Ton/h) | 11.356 | 11.085 | 6.5903 | 6.3048 |
| Capacidad Prensado Real (Ton/h) | 35.33615 | | | |
| Capacidad Prensado Instalada (Ton/h) | 33 | | | |
| Eficiencia de Prensado (%) | 107.0792446 | | | |

En la tabla 18 se muestran los valores obtenidos del consumo de las prensas, estos datos son próximos al obtenido en los informes de producción diarios, en la tabla se puede ver que la planta está consumiendo en prensado aprox. un 7% por encima de la capacidad instalada, lo cual es adecuado en la medida que la planta este en la capacidad de procesar tal cantidad en las siguientes etapas, también se puede ver que la línea 1 (prensas #1 y #3) es la que posee un mayor consumo con aproximadamente 0.5 Ton/h por encima de la línea 2 (prensas #2 y #4), los datos aquí consignados fueron el resultado de hacer la prueba sobre las prensas en dos oportunidades a cada una, el tiempo que aparece como de consumo en esta tabla son los valores promedio de tiempo que aparecen en la tabla 17 divididos entre 3600 s/h.

✦ Flujo de Fibra y nuez saliendo de las prensas

Tabla 19. Flujo fibra y nuez prensa 3.

| Flujo Fibra y Nuez Prensa 3 | | | |
|------------------------------------|------------------|-------------------|----------------------------|
| Medida/Dimensión | Masa (Kg) | Tiempo (h) | Flujo Másico (Kg/h) |
| 1 | 12.50 | 0.00926389 | 1349.325337 |
| 2 | 11.75 | 0.00871667 | 1347.992352 |
| 3 | 13.00 | 0.01013333 | 1282.894737 |
| Promedio | 12.41667 | 0.0093713 | 1326.737475 |

Tabla 20. Flujo fibra y nuez prensa 4.

| Flujo Fibra y Nuez Prensa 4 | | | |
|------------------------------------|------------------|-------------------|----------------------------|
| Medida/Dimensión | Masa (Kg) | Tiempo (h) | Flujo Másico (Kg/h) |
| 1 | 11.50 | 0.0099389 | 1157.070989 |
| 2 | 10.75 | 0.0093306 | 1152.12861 |
| 3 | 11.25 | 0.0096333 | 1167.820069 |
| Promedio | 11.17 | 0.009634 | 1159.006556 |

Lo que hace referencia con los valores de flujo que sale de fibra y nuez a través de las prensas fueron datos que no se pudieron concluir debido a que solo se pudo realizar dicha prueba sobre las prensas pequeñas (3 y 4), para estas prensas se ve que los valores son similares, sin embargo la prensa 3 posee mayor flujo ascendiendo a los 167.730919 Kg/h por encima de la prensa 4, para saber cuál es la línea que posee un mayor flujo era necesario hacer la prueba sobre las otras dos prensas (1 y 2), en el punto de pruebas no realizadas se da la explicación concerniente al porque no se realizaron las pruebas sobre estas prensas.

- Fruto procesado, Aceite producido y porcentaje de extracción durante los meses de enero, febrero y marzo de 2007:

Tabla 21. Porcentaje de extracción enero 2007.

| Enero | Fruto Procesado (Kg) | Aceite Producido (Kg) | Porcentaje Extracción (%) |
|-----------------|-----------------------------|------------------------------|----------------------------------|
| Total | 12374056 | 2535870 | 20.49344209 |
| Promedio | 412468.5333 | 84529 | 19.24306574 |

Tabla 22. Porcentaje de extracción febrero 2007.

| Febrero | Fruto Procesado (Kg) | Aceite Producido (Kg) | Porcentaje Extracción (%) |
|-----------------|-----------------------------|------------------------------|----------------------------------|
| Total | 12772258 | 2566010 | 20.09049614 |
| Promedio | 456152.0714 | 91643.21429 | 19.52748958 |

Tabla 23. Porcentaje de extracción marzo 2007.

| Marzo | Fruto Procesado (Kg) | Aceite Producido (Kg) | Porcentaje Extracción (%) |
|-----------------|-----------------------------|------------------------------|----------------------------------|
| Total | 12315523 | 2339343 | 18.99507638 |
| Promedio | 397274,9355 | 75462,67742 | 16,60766387 |

En las tablas 21 y 22 se puede apreciar que durante febrero hubo un aumento en el fruto procesado de 398202 Kg, de aceite producido de 30140 Kg, pero que durante ese mismo periodo de tiempo la disminución en el

porcentaje total de extracción fue poco apreciable, haciéndose equivalente de forma aprox. a un 0.4029% de este valor, al realizarse la comparación entre la tabla 23 y la tabla 22 se aprecia que el fruto procesado sufrió una disminución de 58533 Kg, de aceite producido de 196527 Kg y de porcentaje de extracción de 1.4984%, luego al compararla con la tabla 21 arroja los siguientes resultados una disminución de fruto procesado de 456735 Kg, de aceite procesado de 226667 Kg y de porcentaje de extracción 1.0954% del total, lo que se puede apreciar de las tres tablas anteriores es que marzo fue el mes más deficiente en cuanto a extracción de aceite crudo de palma lo que se refleja en una menor cantidad de fruto procesado, la posible causa de esta disminución puede ser la baja en la cosecha durante este periodo.

Tabla 24. Eficiencia de extracción del proceso.

| EXTRACCIÓN REAL PROCESO | | | |
|--------------------------------|-----------------------|----------------------------|-------------------------------------|
| Capacidad Real | | Capacidad Instalada | Eficiencia de Extracción (%) |
| Mes | (%) Extracción | (%) Extracción | |
| Enero | 20,49344209 | 21 | 97,58781948 |
| Febrero | 20,09049614 | | 95,66902924 |
| Marzo | 18,99507638 | | 90,45274467 |
| Promedio | 19,85967154 | | 94,56986446 |

En la tabla 24 se puede observar que a pesar de que los datos de fruto procesado fueron superiores durante el mes de febrero (Tabla 6), la mayor extracción en el proceso se logró durante el mes de enero alcanzando un 98% aproximadamente comparándolo con el porcentaje de extracción instalado, este es un valor bastante adecuado para lo que se debe manejar en el proceso, pero también se debe tener en cuenta que la extracción promedio durante el primer trimestre de 2007 estuvo muy cerca del 20% ocasionando una eficiencia promedio de extracción del 95% aproximadamente, lo cual conduce a un comportamiento favorable en el proceso por ser un valor próximo a la capacidad instalada, esto produce que

el proceso trabaje de la forma más adecuada posible y así cumpla con el requerimiento de extracción.

- La información que se presenta a continuación es la concerniente a la etapa de desfibración, donde se tabulan los flujos másicos en esta sección con trabajo de las cuatro prensas, fue realizado durante los días 15 y 23 de febrero y 23 de marzo, estos días fueron los únicos que se pudieron hacer las tomas para todos los equipos tabulados, en las tablas de la 25 a 31 aparecen los promedios totales entre las tres fechas mencionadas, el resto de la información en la etapa de desfibración se encuentra en el anexo 1, punto 1.5..

❖ BALANCE ETAPA DE DESFIBRACIÓN

Tabla 25. Corriente prensas balance desfibración.

| Corriente prensas | | | | |
|---------------------------|---------------|---------------|---------------|-----------------------|
| Prensas/Mediciones | Feb-15 | Feb-23 | Mar-23 | Promedio (Amp) |
| | 1 | 2 | 3 | |
| 1 | 80 | 70 | 60 | 70 |
| 2 | 50 | 50 | 50 | 50 |
| 3 | 60 | 50 | 50 | 53.333 |
| 4 | 50 | 40 | 45 | 45 |

Tabla 26. Flujo másico tambores pulidores 1 y 2.

| Tambor Pulidor 1 y 2 | | | | | | | |
|-----------------------------|---------------|------------------|-------------------|----------------------------|------------------|-------------------|----------------------------|
| Fecha | Medic. | 1 | | | 2 | | |
| | | Masa (Kg) | Tiempo (h) | Flujo Másico (Kg/h) | Masa (Kg) | Tiempo (h) | Flujo Másico (Kg/h) |
| Feb-15 | 1 | 10.042 | 0.0043 | 2356.97 | 8.25 | 0.0043 | 1937.86 |
| Feb-23 | 2 | 5.617 | 0.0028 | 1983.87 | 5.35 | 0.0029 | 1872.95 |
| Mar-23 | 3 | 9.217 | 0.0044 | 2098.07 | 8.62 | 0.0043 | 2015.53 |
| Promedio | | 8.292 | 0.0038 | 2146.31 | 7.41 | 0.0038 | 1942.12 |
| Suma Flujos (Kg/h) | | 4088.42 | | | | | |

Tabla 27. Flujo másico silo de nuez.

| Silo de Nuez | | | | |
|---------------------|-------------------|-------------------|-------------------|----------------------------|
| Fecha | Mediciones | Masa (Kg) | Tiempo (h) | Flujo Másico (Kg/h) |
| Feb-15 | 1 | 9.42 | 0.00424907 | 2217.017138 |
| Feb-23 | 2 | 10.3766667 | 0.00287778 | 3606.064427 |
| Mar-23 | 3 | 18.3166667 | 0.00428241 | 4277.212071 |
| Promedio | | 12.7044444 | 0.00380309 | 3366.764545 |

Diferencia = 4088.419675 – 3366.764545 = 721.65513 Kg/h.

La diferencia entre lo que sale de los tambores pulidores en tabla 26 y lo que sale del silo de nuez en la tabla 27 muestra una diferencia del 17.65% de flujo de exceso a favor de los tambores pulidores lo cual produce que el balance de masa en estos equipos sea inadecuado, para que este cumpliera con lo deseado la parrilla del silo de nuez debe ser abierta.

Tabla 28. Flujo másico hidrociclón.

| Hidrociclón | | | | |
|--------------------|-------------------|-------------------|-------------------|----------------------------|
| Fecha | Mediciones | Masa (Kg) | Tiempo (h) | Flujo Másico (Kg/h) |
| Feb-15 | 1 | 1.08333333 | 0.0167537 | 64.66594372 |
| Feb-23 | 2 | 1.08166667 | 0.00838704 | 128.94858 |
| Mar-23 | 3 | 1.33 | 0.02508333 | 53.14615801 |
| Promedio | | 1.16611111 | 0.01674136 | 82.25356059 |

Tabla 29. Flujo másico cáscara.

| Cáscara | | | | |
|-----------------|-------------------|-------------------|-------------------|----------------------------|
| Fecha | Mediciones | Masa (Kg) | Tiempo (h) | Flujo Másico (Kg/h) |
| Feb-15 | 1 | 2.4 | 0.0084287 | 284.7325069 |
| Feb-23 | 2 | 2.53333333 | 0.00424074 | 597.437174 |
| Mar-23 | 3 | 2.18 | 0.0043537 | 501.285251 |
| Promedio | | 2.37222222 | 0.00567438 | 461.151644 |

Tabla 30. Flujo másico finos.

| Finos | | | | |
|-----------------|-------------------|-------------------|-------------------|----------------------------|
| Fecha | Mediciones | Masa (Kg) | Tiempo (h) | Flujo Másico (Kg/h) |
| Feb-15 | 1 | 6.39166667 | 0.00844167 | 757.2265068 |
| Feb-23 | 2 | 3.31666667 | 0.00836944 | 396.2980821 |
| Mar-23 | 3 | 2.60 | 0.00290556 | 893.5088996 |
| Promedio | | 4.10166667 | 0.00657222 | 682.3444962 |

Tabla 31. Flujo másico fibra línea 1 y 2.

| Fibra línea 1 y 2 | | | | |
|--------------------------|-------------------|------------------|-------------------|----------------------------|
| Fecha | Mediciones | Masa (Kg) | Tiempo (h) | Flujo Másico (Kg/h) |
| Feb-15 | 1 | 19.96666667 | 0.00286944 | 6958.514502 |
| Feb-23 | 2 | 13.56666667 | 0.00204675 | 6625.966642 |
| Mar-23 | 3 | 9.47 | 0.00151019 | 6266.180197 |
| Promedio | | 14.334447 | 0.00214213 | 6691.67931 |

En las tablas 26 a 31 se muestran los flujos másicos que la sección de desfibrarían transfiere al proceso luego de que el fruto pasa por la etapa de extracción, de estos flujos se destacan los de los tambores pulidores, el silo de nuez y el de fibra representando este ultimo el mayor valor ascendiente a 6691.67931 Kg/h cuando trabajan las dos líneas en valor promedio.

- Esta información presenta los datos para la etapa de clarificación como tal de las sustracciones realizadas entre los valores de flujos másicos y volumétricos presentes dentro de las tablas 33 a 36 del anexo 1, donde F (Florentinos), C (Centrifugas), P (Prensas), A (Agua), FI (Flujo), M (Másico) y V (Volumétrico), que se hizo sobre el tamiz vibratorio, el resto de información concerniente a esta etapa se presenta en el anexo 1, punto 1.6..

- Flujo volumétrico y másico enviado por los Florentinos:

$$FI.V.F. = (FI.V.(F + C + P + A). - FI.V.(C + P + A).) = 9.0834 - 4.6609 = 4.4225 \text{ m}^3/\text{h}.$$

$$\text{Fl.M.F.} = (\text{Fl.M.}(F + C + P + A). - \text{Fl.M.}(C + P + A).) = 164.594 - 117.288 = 47.306 \text{ Kg/h.}$$

- Flujo volumétrico y másico enviado por las Centrifugas:

$$\text{Fl.V.C.} = (\text{Fl.V.}(C + P + A). - \text{Fl.V.}(P + A).) = 4.6609 - 2.4098 = 2.2511 \text{ m}^3/\text{h.}$$

$$\text{Fl.M.C.} = (\text{Fl.M.}(C + P + A). - \text{Fl.M.}(P + A).) = 117.2880 - 58.6293 = 58.6587 \text{ Kg/h.}$$

- Flujo volumétrico y másico de agua enviado al sistema:

$$\text{Fl.V.A.} = (\text{Fl.V.}(P + A). - \text{Fl.V.}(P).) = 2.4098 - 1.9149 = 0.4949 \text{ m}^3/\text{h.}$$

$$\text{Fl.M.A.} = (\text{Fl.M.}(P + A). - \text{Fl.M.}(P).) = 58.6293 - 51.6404 = 6.9789 \text{ Kg/h.}$$

- El flujo volumétrico y másico enviado por las prensas:

$$\text{F.V.P.} = (\text{F.V.}(P + A). - \text{F.V.}(A).) = 1.9149 - 0.4949 = 1.4200 \text{ m}^3/\text{h.}$$

$$\text{F.M.P.} = (\text{F.M.}(P + A). - \text{F.M.}(A).) = 51.6404 - 6.9789 = 44.6615 \text{ Kg/h.}$$

- Por último para cumplir con uno de los objetivos más importantes del trabajo se plasma la información concerniente al balance de masa por etapas y al balance global de masa del proceso, esto se pudo realizar por medio del seguimiento del procedimiento descrito en la figura 4 en el desarrollo experimental y se explicará entre los puntos 2.1. a 2.5. a continuación.

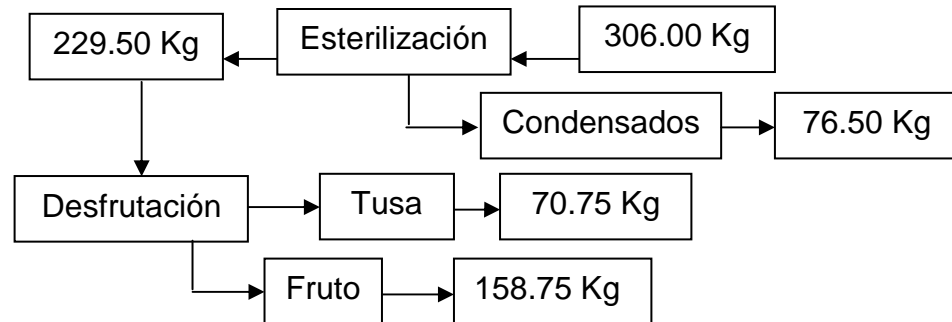
6.1 VALORES DE MASA EN LAS ETAPAS

- Masa entrando a esterilización = 306.00 Kg.
- Masa saliendo de esterilización = 229.50 Kg.
- Masa entrando a desfrutación = 229.50 Kg.

▪ Masa saliendo de desfrutación = 70.75 Kg.

❖ En el siguiente esquema se presentan los valores en masa para las dos primeras etapas del proceso.

Figura 5. Esquema Balance de Masa Esterilización y desfrutación.



6.2 VALORES DE MASA Y PORCENTAJES BALANCE DE MASA

Tabla 32. Balance de masa en esterilización.

| BALANCE ESTERILIZACIÓN | | |
|---|----------------------|---------------------------------|
| Masa | Cantidad (Kg) | Porcentaje Sobre RFF (%) |
| Entrando a Esterilización | 306.00 | 100 |
| Saliendo de Esterilización | 229.50 | 75 |
| Saliendo en Condensados (H ₂ O + Aceite) | 76.50 | 25 |

Tabla 33. Balance de masa en desfrutación.

| BALANCE DESFRUTACIÓN | | | |
|-----------------------------|----------------------|--|---------------------------------|
| Masa | Cantidad (Kg) | Porcentaje sobre Fruto Esterilizado (%) | Porcentaje Sobre RFF (%) |
| Entrando a Desfrutación | 229.50 | 100 | 75 |
| Saliendo de Fruto | 158.75 | 69.17 | 51.88 |
| Saliendo de Tusa | 70.75 | 30.83 | 23.12 |

Los datos presentados en la figura 5 y las tablas 32 y 33 muestran que la etapa de esterilización posee un problema de exceso en la salida de

condensados (agua y aceite) debido a que durante el desarrollo de la prueba se perdió el 25% del peso del fruto utilizado para el balance de masa, valor que según la literatura se encuentra entre el 10 y el 12%, lo que quiere decir que se están duplicando las cantidades establecidas y produce como consecuencia la falla del balance en la etapa, por lo tanto se debe hacer una corrección para evitar que esto siga ocurriendo, respecto a la etapa de defrutación se puede decir que no presenta problemas debido a que la salida de tusa estuvo alrededor del 23% y según la literatura está por el orden del 25% lo que hace cumplir el balance en dicha etapa y que no se tengan que realizar cambios en ese aspecto, en el anexo 1 (tabla 70) se encuentran los valores en masa de los racimos utilizados para realizar el balance de masa del proceso que esclarece el porqué de los resultados.

6.3 PORCENTAJE DE FRUTO ADHERIDO EN TUSA

Respecto de los números mencionados a continuación, estos se encuentran presentes en la tabla tal del anexo 1 (tabla 70) se obtienen los siguientes datos.

↪ También se tomo fruto adherido en tusa a las tusas número:12, 9, 19, 17, 8.

↪ Tusas que presentaron fruto adherido fueron: 9, 19, 17.

↪ Tusas que no presentaron fruto adherido fueron: 12, 8.

Peso total de las tusas = 19000 g.

$$\%w_{fat} = (50.62/19000)*100 = 0.266\%$$

Peso del fruto adherido = 50.62 g.

Peso tusas + fruto adherido = 12000 g.

$$\%w_{fat} = (50.62/12000)*100 = 0.422\%$$

Peso del fruto adherido = 50.62 g.

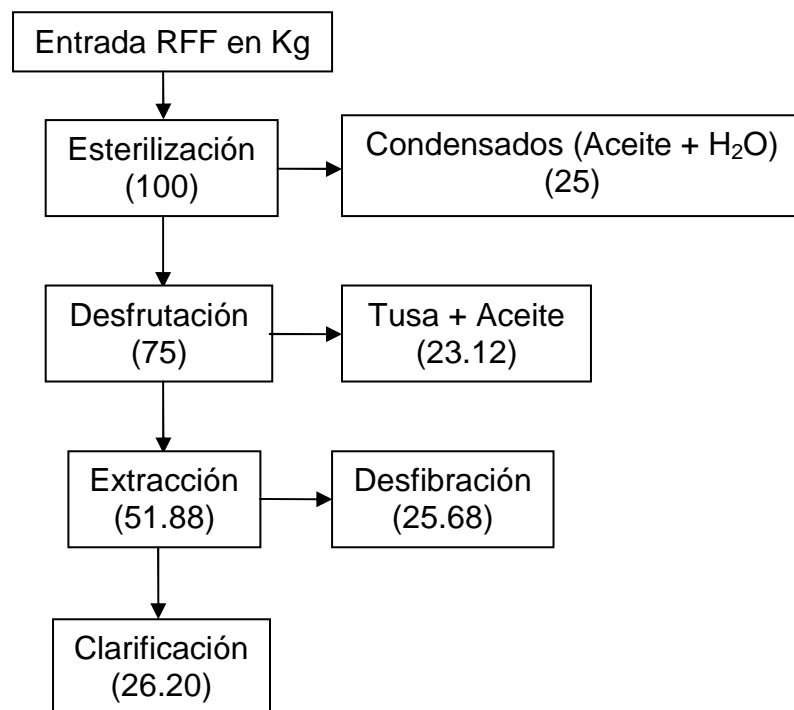
El fruto adherido en tusa se realizó con buen tiempo de desfrutación.

6.4 PORCENTAJE DE ACEITE EN TUSA

% Aceite en Sólido Seco No Aceitoso (SSNA) = 6.25%

% Aceite en Muestra Húmeda Aceitosa = 2.34

Figura 6. Esquema Balance de Masa General del proceso.



En la figura 6 se muestra la distribución del balance de masa global del proceso de extracción de aceite crudo de palma hasta clarificación y desfibración, las etapas de esterilización y desfrutación se explicaron anteriormente, según esta figura a la etapa de extracción entró prácticamente

el 52% del total utilizado para el balance, valor que se encuentra por debajo del expresado en la literatura el cual se encuentra en el orden del 60 al 65%.

Este valor esta fuera de dicho orden debido a que desde el comienzo del balance existe una pérdida excesiva en la esterilización y ésta afecta la llegada del fruto a extracción, luego se va a extraer menos cantidad de la esperada pero debido a la entrada y no a fallas en la etapa.

Para terminar con el balance se asumió un valor de porcentaje como base de calculo que según la literatura es válido ya que no se pudo realizar la prueba directamente sobre los equipos, el porqué de esta situación se explicara en las pruebas no realizadas de la sección 3, el valor es un aumento en 0.5% de exceso para la etapa de clarificación (lodos pesados, agua, lodos livianos y aceite) que para la etapa de desfibración (fibra y nuez) o sea la distribución es 50.5% para clarificación y 49.5% para desfibración de la cantidad entrante a la etapa de extracción, con esto termina el balance de masa global del proceso.

CONCLUSIONES

- Se logró conseguir las variables de los equipos más relevantes de las etapas escogidas del proceso en la medida de las posibilidades de realización de las pruebas, las cuales sirvieron para lograr el propósito, para los demás equipos se describió la operación realizada por estos dentro del proceso.
- El establecimiento de los valores obtenidos como resultados no fue posible realizarlo debido a que no hubo forma de hacer la comparación con los datos consignados en las hojas de vida de los equipos, porque en gran parte de estas no se encontraban los valores buscados para este propósito, además hacen falta manuales de los equipos, por lo tanto no se cumplió con este objetivo por falta de información pertinente.
- Para lograr la realización del balance de masa del proceso se debió hacer una suposición que según lo expresado en la literatura es válida, porque es un comportamiento más o menos establecido dentro de los balances de este tipo de proceso, la suposición se hizo por la imposibilidad de desarrollo de las pruebas requeridas para el balance en las prensas.
- Se consiguió realizar la comparación de las capacidades instaladas con las capacidades obtenidas (Reales) por desarrollo de las pruebas, estas pruebas arrojaron como resultado un TRH real de proceso aproximadamente 5 Ton/h por debajo de la instalada (27 Ton/h), a diferencia el TRH real de prensado estuvo prácticamente 2.5 Ton/h por encima de la capacidad instalada (33 Ton/h), por último el porcentaje de extracción de aceite real estuvo al menos 1% por debajo de la instalada (21%), esto da como resultado que el prensado presenta un comportamiento adecuado, a la

extracción le falta poco para cumplir la meta instalada y hay que examinar el proceso a profundidad para ajustarlo y acercarlo lo más posible a la capacidad instalada.

RECOMENDACIONES

- Si se va a tener RFF en el suelo por necesidad de llenado de la tolva, este debe ser el primero que se consuma en el proceso debido al riesgo de aumento en la acidez expresado en (AGL), sin embargo en la tolva tampoco debe permanecer por un tiempo muy prolongado por la misma razón.
- La realización de las pruebas 3.2. y 3.4. que aparecen en la sección 3 del informe, son las que van a permitir la culminación real del balance de masa del proceso sin necesidad de hacer la suposición para completarlo, que de todas formas es válida según la literatura.
- La realización de las pruebas 3.1., 3.3. y 3.5. que aparecen en la sección 3 del informe, donde la primera va a servir para saber cuáles son los flujos reales de llegada sobre el tamiz vibratorio y el tanque de crudo con todo los equipos que intervienen, la segunda para saber el flujo total de las centrifugas con el fin de obtener el consumo de lodos del proceso y la tercera para saber la cantidad de aceite que se tiene para despachar y de agua para que no falte dentro del proceso.
- El desarrollo del balance de masa realizado sobre el proceso una vez por semana o de lo contrario al menos una vez cada quince días, para saber el comportamiento del proceso y las pérdidas en las etapas, con el fin de resolver los inconvenientes que se presenten.
- En lo posible al momento de adquirir algún tipo de equipo para el proceso cualquiera que este sea exigir los manuales, planos, y características de los mismos, para adicionarlos a las hojas de vida con el fin tener toda la

información posible en caso de necesidad de información para realizar cualquier tarea relacionada con estos documentos.

BIBLIOGRAFÍA

- Federación Nacional de Cultivadores de Palma de Aceite, Palma Africana, 2007, Pagina Web: www.fedepalma.org.
- WAMBECK Noel, Sinopsis del proceso de la palma de aceite, 2005, Vol. I, I y III.

ANEXOS

ANEXO 1. TEORIA GENERAL Y DATOS DE LOS EQUIPOS DEL PROCESO

1. ETAPAS

1.1. RECEPCIÓN

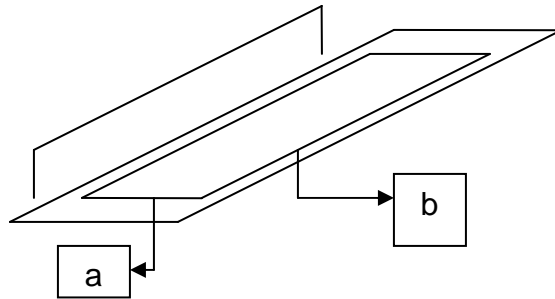
1.1.1. BASCULA

La función de la bascula es obtener el valor en peso del cargamento con RFF contenido en los transportes, el dato es conseguido cuando los transportes con RFF pasan por esta a la entrada y a la salida sin el RFF, esto da el peso real del cargamento de fruto entrando en planta, lo referente a los despachos y salida de subproductos de desecho se hace al contrario; así se sabe el peso real del cargue realizado, la capacidad máxima del puente báscula es de 80 Ton., el horario de recepción de RFF en la planta es de 5:00 a.m. – 12:00 p.m. a continuación se muestra el equipo.

Foto 1. Puente Báscula



Esquema 1. Puente báscula.



a y b son las dimensiones del puente báscula.

Tabla 1. Dimensiones puente báscula.

| Dimensiones | |
|-----------------------------|--------------|
| Ancho (m) (a) | 3.20 |
| Largo (m) (b) | 18.25 |
| Área (m²) | 58.40 |

La empresa realiza despachos de productos terminados como: aceite crudo de palma, aceite de palmiste y torta de palmiste, también se están haciendo despachos de nuez y almendra, esto ocurre cuando la capacidad de las etapas de palmisteria y planta palmiste no dan abasto con la cantidad que hay para procesar; los despachos son realizados con autorización del área comercial, respecto de la tusa, la fibra, los lodos y las cenizas, estos se consideran subproductos de desecho y salen de la planta hacia las plantaciones para ser utilizados como abono y son un gasto para la empresa, en la tabla 2 se puede observar la información de los despachos y la representación de estos valores.

Tabla 2. Cantidades de Productos terminados y subproductos de desecho despachados.

| Despacho / Peso Transporte | Lleno (Ton) | Bruto (Ton) * |
|----------------------------|-------------|---------------|
| Aceite crudo de palma | 34.0 | 53 .0 |
| Aceite de palmiste | 34.0 | 53 .0 |

| | | |
|-------------------|-------------|-------|
| Torta de palmiste | 8.5 – 9.0 | 16 .0 |
| Tusa | 4.0 – 10.58 | 16 .0 |
| Fibra | 4.0 – 10.58 | 16 .0 |
| Lodo y Cenizas | 4.0 – 10.58 | 16 .0 |
| Nuez | 5.0 – 10.0 | 16 .0 |
| Almendra | 5.0 – 10.0 | 16 .0 |

Donde:

* La tercera columna representa los valores promedio en despachos con aceite de palma y palmiste, torta de palmiste y subproductos de desecho, además de nuez y almendra en su máximo tonelaje, también se despachan carro-tanques de 11 toneladas con aceite de palma y palmiste y volquetas con los otros productos en su menor capacidad.

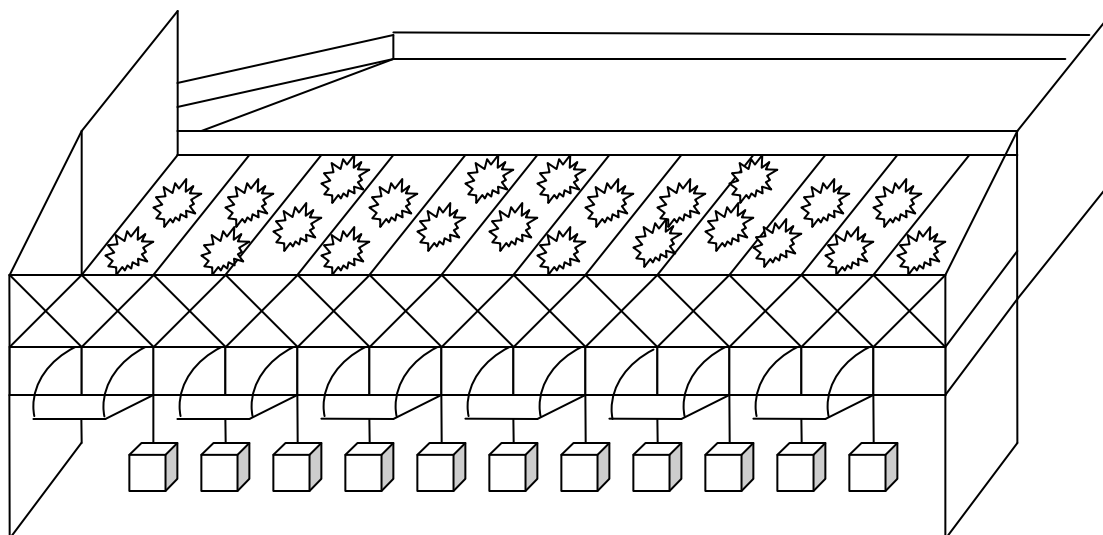
De las salidas que no son productos terminados la que más pesa es la de tusa, porque representa un porcentaje importante de los RFF equivalente al 22% de los mismos, el balance de masa para la bascula no da información útil para el diagrama de flujo de masa del proceso, porque en este equipo lo que entra es igual a lo que sale, lo importante aquí es saber cuánto RFF entra a la planta, cuanto es lo que se despacha y cuanto es lo que se desecha para cultivo, con el fin de poseer la información pertinente sobre las existencias reales de todos los productos y subproductos de desecho en planta.

1.1.2. TOLVA DE RECIBO

La tolva de recibo maneja la recepción de RFF en los transportes aceptados por la báscula, allí se realiza la calificación de los mismos, luego salen hacia las vagonetas por las bocas, la capacidad máxima de almacenamiento de la tolva es 130 Ton. y las bocas que alimentan las vagonetas son 13, dependiendo de la parte de la tolva que se encuentre llena en el momento,

se hace la descarga de RFF sobre las vagonetas por las bocas que estén listas en la ubicación con RFF disponible para dicha operación, la capacidad de cada boca es de 10 Ton., en el siguiente esquema se muestra este equipo.

Esquema 2. Tolva de Recibo.



El fruto es calificado por medio del método estrella: Consiste en una estrella con 15 puntas, que se lanza sobre el cargamento y cada punta cae sobre un racimo, estos racimos son evaluados con los valores mostrados en la tabla 3, a los racimos escogidos de acuerdo al peso del viaje, se les mira la cantidad de alvéolos que poseen y sabiendo dicho valor se clasifica el tipo de fruto por medio de la tabla 4, según esta tabla, el fruto que presente las características de podrido es devuelto al proveedor correspondiente, el fruto maduro es el único que se recibe sin problema debido a que es el mejor fruto para trabajar en el proceso, el verde y el sobre maduro se reciben, pero el proveedor es castigado con un descuento del 2.5% en el valor total de la carga y el podrido además de ser devuelto al proveedor también se le realiza el descuento anterior.

Foto 2. Estrella para calificación de fruto.

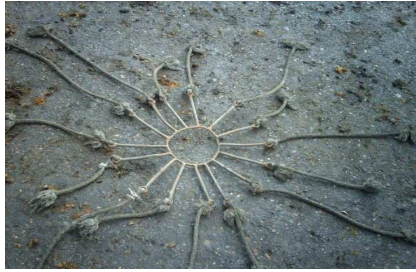


Tabla 3. Cantidad de racimos a evaluar por peso de viaje.

| Cantidad de racimos | Peso viaje (Ton) |
|----------------------------|-------------------------|
| 15 | 3 |
| 50 | 3 – 7 |
| 70 | 7 en adelante |

Tabla 4. Clasificación de fruto de acuerdo al número de alvéolos.

| Tipo de fruto | Numero de alvéolos |
|----------------------|---------------------------|
| Verde | 0 |
| Maduro | 1 – 50 |
| Sobre maduro | 51 – 100 |
| Podrido | 101 |

Por otra parte a los racimos se les mira el pedúnculo y se clasifican de tres formas de acuerdo al tipo de corte que se realizó sobre ellos, en la tabla 5 se muestran los valores para la calificación por tipo de corte realizado sobre el pedúnculo y en la foto 3 se ven los tipos de corte para establecer mejor la descripción, la clase de racimos con la que se debe trabajar es la que posee pedúnculo con corte en V, los racimos con los otros dos tipos de corte se reciben, pero los calificadores lo reportan en las observaciones, por otra parte el proveedor es castigado con una reducción en el pago del cargamento del 2.5% del total del mismo.

Tabla 5. Tipo de corte calificado sobre el pedúnculo.

| | |
|------------------|----------------------|
| Pedúnculo | Tipo de corte |
| | En V |
| | Recto de 1cm |
| | Recto mayor de 1.1cm |

Foto 3. Tipo de corte sobre pedúnculo.



En V, Recto de 1 cm y Recto mayor de 1.1 cm, respectivamente.

Los racimos con corte recto de 1cm y recto mayor de 1.1cm poseen un problema importante por el cual no deberían recibirse y es que por la forma del corte, durante el proceso arrastran aceite y esto produce perdidas, otra prueba que se le hace a los racimos que se califican es la de cantidad de impurezas presentes, esta se realiza por medio de un cuarteo del viaje que va al suelo o dentro del mismo transporte si es mucho el mugre que se percibe y allí se hace una especie de homogenización de las impurezas sobre el viaje, luego se sirne la pepa y lo que salga de mugre se divide por el total del viaje, con esto se determina el porcentaje de impurezas presentes en el respectivo viaje.

Las clases de impurezas que se manejan para evaluación son las siguientes:

- 1- Arena.
- 2- Arcilla.
- 3- Hojas.
- 4- Otros (piedras).

Al empezar el día a través del laboratorio se hace un sorteo de los viajes que van a ser calificados durante el mismo, se tienen 60 balotas numeradas y se sacan 20, son los viajes a los que se les va a realizar dicha calificación, si se hace notoria la presencia de algo extraño dentro de un viaje, se califica y se coloca dentro de las observaciones, así no esté dentro de los viajes sorteados al iniciar el día, el balance de masa en la tolva no es significativo, pero si se producen pérdidas de fruto durante el descargue de RFF y en el paso de este a las vagonetas por que se pierde en el suelo y no es recuperado en su totalidad para ir a proceso.

1.1.3. VAGONETAS

Su función es recibir el RFF proveniente de las bocas de la tolva, el fruto que cae al suelo es barrido y adicionado a la siguiente vagoneta, pero no en su totalidad, porque algo queda en el suelo que no es recuperado, es llevado a esterilización para iniciar el proceso, luego se llevan a desfrutación por medio de los rieles y cambia vías del suelo, donde los puente grúas las voltean sobre las tolvas de desfrutación para que allí caiga el fruto ya esterilizado, en la foto 4 se muestra la vista de las vagonetas, también por medio de tablas 6, 7 y 8 se establecen cantidades y capacidades de las vagonetas existentes en planta, además de las vagonetas en servicio y fuera de él.

Foto 4. Vagonetas.



Tabla 6. Cantidad de vagonetas existentes en planta.

| Vagonetas | |
|-------------------|------------|
| En Servicio | 150 |
| Fuera de Servicio | 57 |
| Total | 207 |

Tabla 7. Capacidades de las vagonetas según su forma.

| Capacidad (Ton) | |
|------------------------|--------------|
| Transmilenio | 1.550 |
| Convencional | 1.300 |
| Promedio | 1.425 |

Tabla 8. Cantidad de vagonetas de los tipos existentes.

| Tipo de Vagoneta | Numero de Vagonetas |
|-------------------------|----------------------------|
| Transmilenio | 75 |
| Convencional | 132 |
| Total | 207 |

1.2. ESTERILIZACIÓN

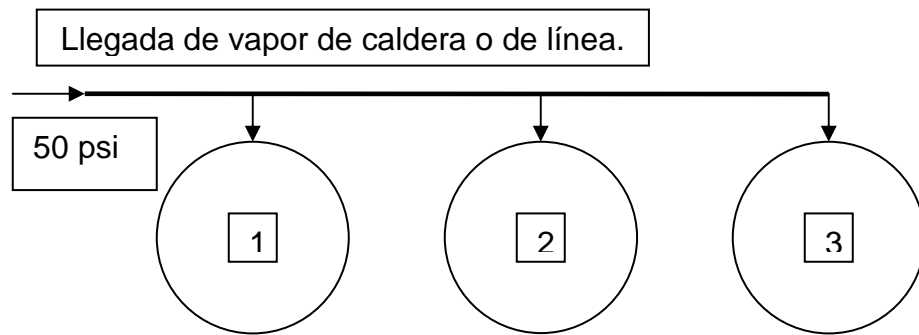
1.2.1. ESTERILIZADORES (AUTOCLAVES)

La sección se comprende de 3 esterilizadores o autoclaves, ellos reciben vapor de línea de 50 psi aprox., se considera el valor adecuado de trabajo, esto depende de cómo estén trabajando las calderas para cumplir este parámetro (combustible, fibra y otras variables (energía)), de acuerdo al momento de trabajo y al tipo de fruto que se esté esterilizando la presión dentro de los esterilizadores va a oscilar entre 0 y 45 psi.

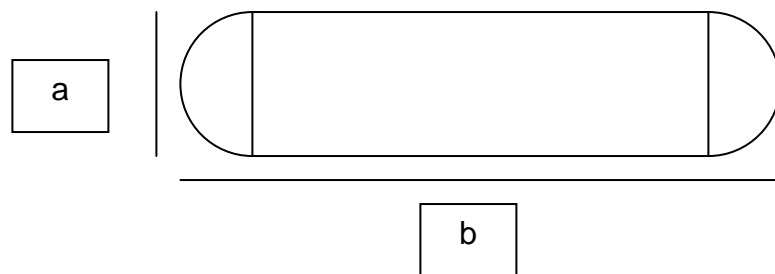
El objetivo principal de esta etapa es esterilizar los RFF lo mejor posible para evitar la acidificación, acelerar el proceso de desprendimiento de los frutos, facilitar la extracción del aceite, además sirve para la purificación del aceite, previene la formación de emulsiones durante la recuperación del aceite

crudo, entre otras características, en los esquemas 3 y 4 se muestran la de llegada de vapor de caldera a los esterilizadores y el del esterilizador, además en la tabla 9 se muestran las dimensiones de los esterilizadores, según la literatura la esterilización es la etapa más importante del proceso de extracción de aceite de palma y además esta implica la mayor utilización de vapor en la planta, los esterilizadores trabajan de uno por uno y promedian entre 15 y 20 minutos entre el fin del proceso en uno y el comienzo del proceso en el siguiente, la capacidad de cada esterilizador es de 12 vagonetas con RFF.

Esquema 3. Llegada del vapor proveniente de la caldera o vapor de línea.



Esquema 4. Esterilizador.



a y b son las dimensiones de los esterilizadores.

Tabla 9. Dimensiones de los Esterilizadores o Autoclaves.

| Dimensiones | |
|--------------------------------|---------------|
| Diámetro (m) (a) | 1.70 |
| Área (m ²) | 2.27 |
| Longitud (m) (b) | 26.05 |
| Volumen (m³) | 59.128 |

El proceso de esterilización se da en ciclos de entre 60 y 70 minutos, tiempo que no considera la entrada y salida de vagonetas y tampoco la apertura y cierre de puertas, según la información recibida, con producción normal de vapor de caldera alcanzan a salir dos esterilizadores por hora aprox., de lo contrario solo sale uno, en las tablas 9 y 10 se muestran los periodos representados en tiempos y presiones, con su explicación y de presiones de acuerdo con el tipo de fruto que se esté esterilizando.

Tabla 9. Periodos que se presentan durante la esterilización (t y P).

| Periodo | Tiempo de duración (min.) | Presión (psi) | | |
|----------------|----------------------------------|----------------------|-------------|--------------|
| | | Inicial | Pico | Final |
| Desaireado | 5 | 0 | 0 | 0 |
| Primer pico | 10 | 0 | 25 | 5 |
| Segundo pico | 10 | 5 | 30 | 5 |
| Sostenimiento | 40 | 5 | 35-40-45 | 35-40-45 * |

Donde:

*Son los valores de presión que se presentan dependiendo del tipo de fruto que se esté esterilizando en el momento y se distribuyen de la siguiente manera:

Tabla 10. Presión de acuerdo con el tipo de fruto que se esté esterilizando.

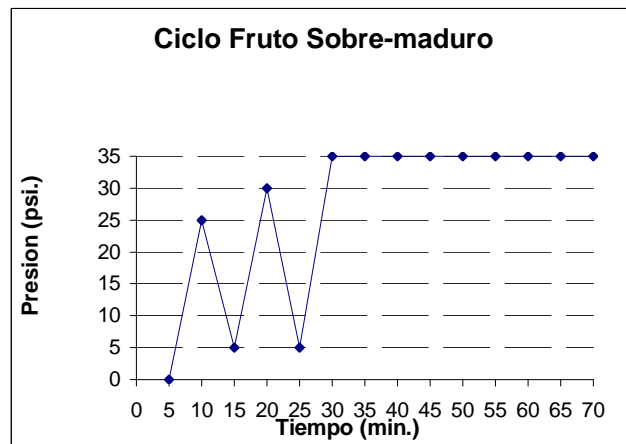
| Tipo fruto | Presión (psi) |
|--------------|---------------|
| Sobre-maduro | 35 |
| Maduro | 40 |
| Verde | 45 |

La información sobre el balance de masa luego de que los RFF salen de la esterilización es muy importante porque con este balance se comienzan a obtener datos importantes sobre pérdidas de humedad y de aceite, por lo tanto estos son valores claves a tener en cuenta en el balance global del proceso, esta información se presenta en los resultados.

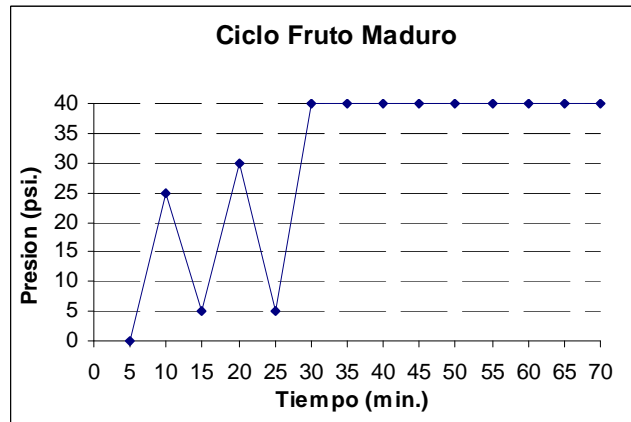
En las graficas 1, 2 y 3 que se presentan a continuación se puede ver el comportamiento del ciclo de presión de acuerdo al tipo de fruto que se esté esterilizando y sus respectivos picos en los tiempos determinados para esta etapa, en las tablas 11 y 12 se muestran la serie de temperaturas que se presentan durante el proceso de esterilización en determinados periodos de tiempo y en la salida del fruto esterilizado y la salida de los condensados y en la tabla 13 se muestran las cantidades totales entrando al proceso de esterilización.

Graficas correspondientes a los respectivos ciclos de esterilización:

Grafica 1. Ciclo de esterilización en fruto sobre-maduro.



Grafica 2. Ciclo de esterilización en fruto maduro.



Grafica 3. Ciclo de esterilización en fruto verde.

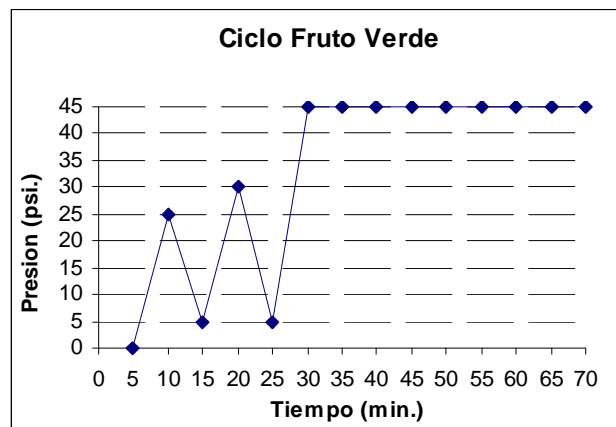


Tabla 11. Temperaturas durante un ciclo de esterilización.

| Tiempo de medida (min.) | Temperatura (°C) | | | | | Promedio |
|-------------------------|------------------|-----|-----|-----|-----|--------------|
| | T1 | T2 | T3 | T4 | T5 | |
| 5 | 86 | 86 | 91 | 94 | 93 | 90 |
| 10 | 91 | 95 | 93 | 94 | 100 | 94.6 |
| 15 | 98 | 94 | 95 | 106 | 101 | 98.8 |
| 20 | 100 | 105 | 102 | 102 | 103 | 102.4 |
| 25 | 109 | 109 | 108 | 107 | 105 | 107.6 |
| 30-70 | 105 | 110 | 113 | 114 | 115 | 111.4 |

Tabla 12. Temperaturas durante el ciclo de esterilización
(Salida de fruto y condensados de chimenea).

| Temperatura (°C) | Salida Fruto | Condensados Chimenea |
|-------------------------|---------------------|-----------------------------|
| T1 | 85 | 84 |
| T2 | 86 | 81 |
| T3 | 88 | 82 |
| T4 | 91 | 88 |
| T5 | 86 | 79 |
| Promedio | 87.2 | 82.8 |

En las tablas 11 y 12 se ven reflejados unos valores de temperaturas, que para la primera se obtuvieron en los tiempos durante los picos del ciclo de esterilización observándose que las temperaturas más elevadas se presentan durante el periodo de sostenimiento, en el caso de la segunda los valores fueron conseguidos durante momentos claves de el proceso como lo son la salidas de condensados en las descargas con temperatura máxima de 88°C y la salida del fruto luego de esterilizado alcanzando un máximo de 91°C, estos valores se deben tener en cuenta para evaluar dicha etapa respecto a sus parámetros.

Tabla 13. Cantidad entrando a esterilización, con 12 vagonetas por esterilizador.

| Capacidad Vagonetas (Ton.) | Convencional | Transmilenio | Promedio |
|-----------------------------------|---------------------|---------------------|-----------------|
| | | 1.30 | 1.55 |
| Esterilizador (1) | 15.6 | 18.6 | 17.1 |
| Esterilizador (2) | 15.6 | 18.6 | 17.1 |
| Esterilizador (3) | 15.6 | 18.6 | 17.1 |
| Total | 46.8 | 55.8 | 51.3 |

La tabla 13 muestra la capacidad de esterilización, teniendo en cuenta el tipo de vagoneta, su capacidad y además que cada esterilizador se encontrara

con 12 vagonetas para esterilizar, dando aproximadamente un máximo de 56 y un mínimo de 47 toneladas a la entrada de esta etapa.

1.2.2. BOMBA DE CONDENSADOS

La función de esta bomba es la de retirar los condensados que quedan del proceso de esterilización, estos van por canales laterales ubicados en esta zona y se dirigen a un recipiente de forma cúbica con entrada por los canales, para que en determinado momento la bomba los retire, estos condensados van por un canal hacia los pozos florentinos para recuperar algo del aceite contenido en ellos y lo recuperado regresa al proceso, el desarrollo de la caracterización de las bombas del sistema de producción de aceite crudo de palma, o sea la bomba de condensados y las bombas que se encuentran en la etapa de clarificación se llevó a cabo como se muestra en la figura 1 del texto principal, para los canales de salida de flujo es la misma figura, para evitar confusión con la forma de conseguir dichos datos, ver las tablas de las bombas presentes en el proceso, para comprender los resultados obtenidos de las bombas, los datos se encuentran en los resultados tabla 9.

1.2.3. SALIDAS DE FLUJO DEL PROCESO

Existen tres salidas de flujo importantes en el proceso que son la del canal de condensados, la del canal de centrifugas y la del canal a piscinas, a las que se les midió el caudal durante el proceso, sin embargo se debe tener en cuenta que el valor de flujo en los canales depende de factores como la densidad del fluido, trabajo de los equipos, entre otras, lo cual puede producir valores mayores o menores de caudal que el obtenido durante la medición, a diferencia de los valores de las bombas que no son tan susceptibles a los cambios en las condiciones del fluido, figura 1 del texto principal.

1.2.3.1. CANAL SALIDA DE CONDENSADOS

El fluido en el canal de condensados en la mayoría de las ocasiones está compuesto en su totalidad por agua, los lodos pesados y livianos dentro de los componentes es mínima y casi siempre sale con trazas de aceite, presenta variación en su profundidad y eso es lo que hace la diferencia de los caudales, porque el tiempo es similar, ver tabla 10 en los resultados.

1.2.3.2. CANAL SALIDA DE CENTRIFUGAS

El fluido en el canal de centrifugas en muchas de las ocasiones se compone por agua y lodos pesados, la cantidad de lodos livianos dentro de los componentes es pequeña, pero en algunas oportunidades hay que tenerla en cuenta, presenta gran variación en su profundidad y mínima en el tiempo, estos dos valores son los que producen el cambio en el caudal, ver tabla 14.

1.2.3.3. CANAL SALIDA A PISCINAS

El fluido en el canal de piscinas en muchas de las ocasiones se compone por agua y en menor cantidad de lodos pesados, la cantidad de lodos livianos dentro de los componentes no es representativa, presenta una variación notable en el tiempo y en su profundidad, estos dos valores son los que producen el cambio en el caudal, ver tabla 15.

Tabla 14. Medida promedio del flujo del canal de centrifugas.

| Canal Salida de Centrifugas | | | | |
|------------------------------------|----------|----------|----------|-----------------|
| Dimensión/ Medición | 1 | 2 | 3 | Promedio |
| Largo (m) | 2 | 2 | 2 | 2 |
| Ancho(m) | 0.3 | 0.3 | 0.3 | 0.3 |
| Profundidad (m) | 0.119 | 0.071 | 0.14 | 0.11 |
| Volumen (m ³) | 0.0714 | 0.0426 | 0.084 | 0.066 |
| Tiempo (h) | 0.003478 | 0.004335 | 0.003838 | 0.00388 |
| Caudal (m ³ /h) | 20.53655 | 9.84099 | 21.88919 | 17.4223 |
| Temperatura (°C) | 61.8 | 60.4 | 61.4 | 61.6 |

Tabla 15. Medida promedio del flujo del canal a piscinas.

| Canal Salida a Piscinas | | | | |
|--------------------------------|----------|----------|----------|-----------------|
| Dimensión/Medición | 1 | 2 | 3 | Promedio |
| Largo (m) | 2 | 2 | 2 | 2 |
| Ancho(m) | 0.45 | 0.45 | 0.45 | 0.45 |
| Profundidad (m) | 0.08 | 0.077 | 0.09 | 0.08233 |
| Volumen (m ³) | 0.072 | 0.0693 | 0.081 | 0.0741 |
| Tiempo (h) | 0.0013 | 0.0010 | 0.0008 | 0.00099 |
| Caudal (m ³ /h) | 56.909 | 71.495 | 108.71 | 79.0363 |
| Temperatura (°C) | 54 | 56.8 | 56.4 | 55.7333 |

1.3. DESFRUTACIÓN

El objetivo de la desfrutación es el de separar los racimos esterilizados en frutos sueltos y tusa por medio de un equipo desfrutador de tambor rotatorio permitiendo el paso de los frutos sueltos y no de las tusas, en esta etapa se puede perder aceite por impregnación en los racimos desfrutados por alimentación irregular, también se pierde durante la desfrutación por factores como:

1. Frutos no separados del racimo.
2. Comportamiento defectuoso del desfrutador.
3. Racimos verdes o enfermos.
4. Esterilización inadecuada.

Para terminar el fruto es conducido por tornillos sinfín y elevadores de cangilones hacia la etapa de prensado o extracción.

1.3.1. PUENTES GRÚA 1 Y 2

La función de los puentes grúa es la de recoger las vagonetas postradas sobre el suelo, llevarlas y descargarlas sobre las tolvas y dosificadores que van para los desfrutadores, en las tablas 16 y 17 la medición de los tiempos

de volteo de las vagonetas de las dos líneas sobre los desfrutadores y su respectiva explicación.

Tabla 16. Medición del tiempo de volteo de vagonetas línea 1.

| LÍNEA 1 | |
|------------------------|-------------------|
| Número de veces | Tiempo (s) |
| 1 | 124.19 |
| 2 | 130.19 |
| 3 | 131.84 |
| 4 | 129.20 |
| 5 | 124.20 |
| 6 | 127.92 |
| 7 | 130.03 |
| Promedio | 128.22 |

Tabla 17. Medición del tiempo de volteo de vagonetas línea 2.

| LÍNEA 2 | | |
|------------------------|-------------------|---------------|
| Número de veces | Tiempo (s) | |
| | Riel 1 | Riel 3 |
| 1 | 88.25 | 116.50 |
| 2 | 84.62 | 114.84 |
| 3 | 86.58 | 112.07 |
| 4 | 88.36 | 118.86 |
| 5 | 86.09 | 113.16 |
| 6 | 85.74 | 115.32 |
| 7 | 88.45 | 111.48 |
| Promedio | 86.87 | 115.32 |

En las tablas 16 y 17 se puede observar los valores del tiempo de volteo de las vagonetas en las dos líneas, se debe tener en cuenta que la toma del tiempo fue realizada desde que las vagonetas son enganchadas hasta que se desenganchan en el mismo punto, también es notorio que la línea 2 es más rápida debido al puente grúa que posee esta línea por los dos rieles produciendo un valor máximo aproximado a los 115 segundos en comparación con los 128 segundos que se tarda el puente grúa 1 en realizar la misma operación.

1.3.2. CARRO ALIMENTADOR 1 Y RODILLO DOSIFICADOR 2

La función del carro alimentador y el rodillo dosificador comienza luego de que el fruto cae sobre las tolvas y consiste en hacer llegar el fruto hasta los desfrutadores por medio del movimiento continuo de una cadena y un rodillo respectivamente, la cadena transporta el fruto una distancia antes de hacerlos descender hacia el desfrutador y el rodillo debido a la inclinación de la tolva hace caer el fruto directamente al desfrutador.

1.3.3. DESFRUTADORES 1 Y 2

Su función por medio de su rotación es la de retirar el fruto adherido en los racimos esterilizados en su mayor proporción posible, para que como consecuencia de esto haya más fruto para ser prensado o extraído su licor en la siguiente etapa.

Las tablas 18 y 19 muestran la cantidad de tusas saliendo por hora de los desfrutadores, de allí se observa que el desfrutador de la línea 2 aproximadamente duplica la cantidad del desfrutador de la línea 1, los valores se obtuvieron por promedio de 10 tomas de tiempo con una misma cantidad de tusas saliendo de los desfrutadores, la cantidad de tusas contadas fue de 50 para cada prueba, por medio del uso de unos de los datos plasmados en estas dos tablas se puede obtener la capacidad de procesamiento por hora de los desfrutadores, que se encuentran en las tablas 11 y 12 de los resultados.

Tabla 18. Cantidad de tusas por hora en desfrutador línea 1.

| LÍNEA 1 | | | |
|------------------------|------------------------|-------------------|-----------------------------|
| Numero de Veces | Numero de Tusas | Tiempo (h) | Numero de Tusa por h |
| 1 | 50 | 0.0361 | 1385.041551 |
| 2 | 50 | 0.0456 | 1096.491228 |
| 3 | 50 | 0.0498 | 1004.016064 |
| 4 | 50 | 0.0420 | 1190.47619 |
| 5 | 50 | 0.0458 | 1091.703057 |
| 6 | 50 | 0.0558 | 896.0573477 |
| 7 | 50 | 0.0410 | 1219.512195 |
| 8 | 50 | 0.0375 | 1333.333333 |
| 9 | 50 | 0.0452 | 1106.19469 |
| 10 | 50 | 0.0216 | 2314.814815 |
| Promedio | 50 | 0.0420 | 1190.4762 |

Tabla 19. Cantidad de tusas por hora en desfrutador línea 2.

| LÍNEA 2 | | | |
|------------------------|------------------------|-------------------|-----------------------------|
| Numero de Veces | Numero de Tusas | Tiempo (h) | Numero de Tusa por h |
| 1 | 50 | 0.0165 | 3030.30303 |
| 2 | 50 | 0.0234 | 2136.752137 |
| 3 | 50 | 0.0194 | 2577.319588 |
| 4 | 50 | 0.0220 | 2272.727273 |
| 5 | 50 | 0.0154 | 3246.753247 |
| 6 | 50 | 0.0155 | 3225.806452 |
| 7 | 50 | 0.0187 | 2673.796791 |
| 8 | 50 | 0.0156 | 3205.128205 |
| 9 | 50 | 0.0206 | 2427.184466 |
| 10 | 50 | 0.0204 | 2450.980392 |
| Promedio | 50 | 0.0188 | 2659.5745 |

En las tablas 20 y 21 se puede apreciar los valores de tiempos de residencia de las tusas en los desfrutadores, notándose que el mayor tiempo de residencia es el que presenta el desfrutador 2 con un valor próximo de 223 segundos comparándolo con los casi 217 segundos en el desfrutador 1, si el tiempo de residencia de los racimos en los desfrutadores es mayor el proceso de desfrutación será mejor por la expulsión de mas fruto de los racimos.

Tabla 20 y Tabla 21. Tiempo de residencia tusas desfrutador línea 1 y 2.

| LÍNEA 1 | |
|------------------------|-------------------|
| Número de veces | Tiempo (s) |
| 1 | 249.59 |
| 2 | 204.83 |
| 3 | 216.94 |
| 4 | 245.18 |
| 5 | 195.26 |
| 6 | 188.75 |
| Promedio | 216.76 |

| LÍNEA 2 | |
|------------------------|-------------------|
| Número de veces | Tiempo (s) |
| 1 | 252.47 |
| 2 | 213.59 |
| 3 | 186.66 |
| 4 | 227.13 |
| 5 | 253.09 |
| 6 | 205.38 |
| Promedio | 223.05 |

1.3.4. BANDAS TRANSPORTADORAS DE TUSAS 1 Y 2

El trabajo de las bandas transportadoras consiste en retirar los racimos vacíos que van saliendo de los desfrutadores y hacerlos llegar hacia las volquetas para ser llevados a las plantaciones.

1.3.5. SINFINES BAJO DESFRUTADORES 1 Y 2

Estos sinfines llevan el fruto que queda luego de que los racimos esterilizados pasan por los desfrutadores y lo hacen llegar a los sinfines inclinados de la línea respectiva.

1.3.6. SINFINES INCLINADOS 1 Y 2

Los sinfines inclinados reciben el fruto proveniente de los sinfines bajo desfrutador y lo llevan hacia los elevadores de cangilones.

1.3.7. ELEVADORES DE FRUTO 1 Y 2

Estos son elevadores del tipo cangilón y su trabajo consiste en tomar el fruto proveniente de los sinfines inclinados y dirigirlo al sinfín distribuidor, para así iniciar la etapa de extracción.

1.4. EXTRACCIÓN

Según la literatura luego de que el fruto sale de la etapa de desfrutación pasa a los digestores los cuales completan el rompimiento de las celdas de aceite con brazos que se mueven lentamente, la masa de frutos pasa luego a la prensa de tornillos, esta presiona el aceite crudo a través de agujeros en la pared de la cesta o camisa de la prensa, la torta prensada que se descarga por el extremo de la prensa contiene la fibra y las nueces.

Los productos separados en esta sección son:

- a) Aceite crudo: está conformado por agua, lodos y aceite, pasa a clarificación.
- b) Nueces: son aproximadamente el 15% del peso de los RFF, luego es separada en cáscara y almendra.
- c) Fibras: son aproximadamente el 15% del peso de los RFF y contiene una humedad alrededor del 37% y el contenido de aceite residual se encuentra entre 6 y 8% de aceite sobre fibra.

La fibra separada en la desfibración es transportada a la caldera como combustible y en su defecto es transportada hacia las plantaciones como abono, el diseño adecuado de esta sección es importante, si no se realiza adecuadamente puede llevar al excesivo drenaje del aceite crudo antes de la extracción por las prensas, lo cual trae consigo no solamente problemas en la clarificación y mayores pérdidas, sino también la absorción de hierro por parte del aceite de palma, la importancia de reducir la absorción de metales pesados como hierro y cobre es indicado por el valor **TOTOX**, para la producción de aceite de alta calidad se debería usar acero inoxidable en partes móviles donde haya desgaste en equipos de extracción tales como los digestores y las prensas.

1.4.1. SINFÍN DISTRIBUIDOR

El sinfín recibe el fruto que proviene de los dos elevadores de cangilones y como su nombre lo indica distribuye este fruto entre las dos líneas de proceso, dirigiéndolo hacia los sinfines alimentadores correspondientes a cada una de estas.

1.4.2. SINFINES ALIMENTADORES A DIGESTORES 1 Y 2

El sinfín de la línea correspondiente recibe el fruto que es llevado hasta allí a través del sinfín distribuidor y su objetivo es por medio del movimiento de rotación de sus respectivos ejes hacer llegar este fruto hacia los digestores asignados a cada línea, sinfín alimentador 1 (digestores 1 y 3), sinfín alimentador 2 (digestores 2 y 4).

1.4.3. DIGESTORES 1, 2, 3 Y 4

La digestión o digestores poseen características importantes según la literatura:

- a) Se recalientan los frutos y la pulpa es desprendida de las nueces y macerada.
- b) Se efectúa en recipientes cilíndricos verticales provistos de un eje central con brazos de agitación y maceración.
- c) De acuerdo con la variedad de fruto el espesor del mesocarpio está entre 4 y 8mm que se compone de celdas pegadas entre sí de forma irregular y minúscula.
- d) El fruto calentado en los digestores reduce considerablemente la viscosidad y facilita la extracción del aceite.

- e) Para reducir la cantidad residual de aceite en las fibras, se agrega agua a la masa de frutos digerida en la descarga del digestor.
- f) Aceite virgen: es el aceite separado antes de la presión dentro de los digestores.
- g) El tamaño de los digestores debe corresponder con la capacidad de las prensas y en lo posible debe operar completamente lleno.
- h) La temperatura de digestión debe encontrarse entre 90 y 95°C, no se recomiendan temperaturas superiores a los 95°C porque se aproximan al punto de ebullición del agua, esto ocasiona burbujas que no dejan caer el aceite libremente.

En el esquema 5 se muestran los digestores y en las tablas 22 y 23 muestran las dimensiones y comparaciones de los datos obtenidos con los reportados en las hojas de vida de estos equipos y su explicación, además en las tablas 24, 25, 26 y 27 se presentan los valores obtenidos de las temperaturas dentro de los digestores.

Esquema 5. Digestores.

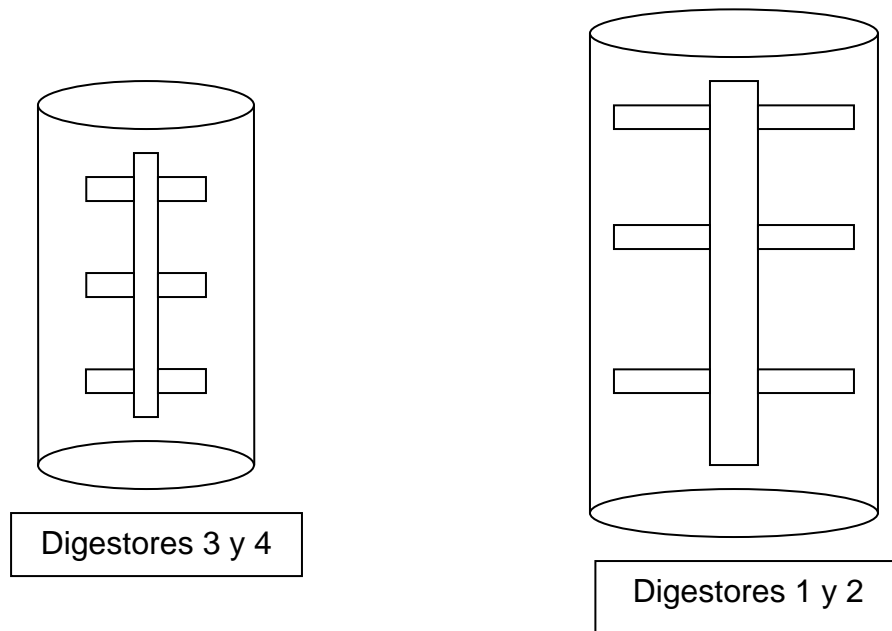


Tabla 22. Dimensiones digestores 1 y 2.

| Dimensiones | |
|--------------------------------|-------------|
| Diámetro (m) | 1.15 |
| Área (m ²) | 1.04 |
| Longitud (m) | 3.80 |
| Volumen (m³) | 3.95 |

Valor obtenido = 3.95 m³

Valor en hoja de vida del equipo = 3.80 m³

Tabla 23. Dimensiones digestores 3 y 4.

| Dimensiones | |
|--------------------------------|--------------|
| Diámetro (m) | 0.960 |
| Área (m ²) | 0.724 |
| Longitud (m) | 2.600 |
| Volumen (m³) | 1.882 |

Valor obtenido = 1.882 m³

Valor en hoja de vida del equipo = 1.800 m³

Se puede ver en las tablas 24 y 25 que los valores obtenidos del volumen de los digestores es superior al reportado en las hojas de vida de estos equipos, esto es porque midiendo se tuvo en cuenta la longitud hasta donde el fruto llegaba al llenar los digestores.

- ✦ Temperaturas internas de los digestores: La digestión cumple con los valores estipulados de temperatura consignados en el inciso (h) del texto.

Tabla 24. Temperaturas internas digestor 1.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 90 | 74 |
| T2 | 91 | |
| T3 | 90 | |
| T4 | 92 | |
| T5 | 89 | |
| Promedio | 90.4 | |

Tabla 25. Temperaturas internas digestor 2.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 93 | 84 |
| T2 | 91 | |
| T3 | 90 | |
| T4 | 93 | |
| T5 | 90 | |
| Promedio | 91.4 | |

Tabla 26. Temperaturas internas digestor 3.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 92 | No Tiene |
| T2 | 95 | |
| T3 | 93 | |
| T4 | 92 | |
| T5 | 91 | |
| Promedio | 92.6 | |

Tabla 27. Temperaturas internas digestor 4.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 91 | No Tiene |
| T2 | 92 | |
| T3 | 91 | |
| T4 | 89 | |
| T5 | 90 | |
| Promedio | 90.6 | |

1.4.4. PRENSAS 1, 2, 3 Y 4

Las prensas o prensado consisten en factores importantes según la literatura, tales como:

- a) El objetivo principal de este proceso es el de extraer la fracción líquida de la masa de frutos que sale de los digestores y que está compuesta por aceite de pulpa de palma, agua y cierta cantidad de sólidos que quedan en suspensión en el agua, la masa desaceitada que resulta del proceso (torta) la cual es compuesta por fibras y nueces, pasa luego al proceso de desfibración.
- b) Los equipos utilizados para este proceso son prensas de tornillo sinfín continuos compuestos por una canasta perforada horizontal de forma cilíndrica doble y por dos tornillos del tipo sinfín (de paso regresivo).
- c) Para facilitar la salida de aceite en el proceso se agrega agua caliente cuya cantidad debe controlarse, para asegurar buena extracción y obtener una adecuada dilución del aceite crudo para que con esto se facilite posteriormente la clarificación, el agua debe estar a una temperatura entre 90 y 95°C.
- d) La eficiencia del prensado se debe medir según las pérdidas de aceite en las fibras y el contenido de nueces rotas en la torta, teniendo en cuenta la presión (ajuste de conos), la composición del fruto (% de pulpa / % nueces) y el espesor del cuesco (cáscara que cubre la almendra).
- e) La fibra de la torta de prensa está compuesta por 18% polvo (aquí se concentra la mayor pérdida de aceite en la torta) y un 82% de fibras aproximadamente.

Tabla 28. Horas de trabajo y vida útil de canastas y tornillos en las prensas.

| Tornillos y Canastas Prensas | | | | |
|-------------------------------------|-------------------------|----------------------|-------------------------|----------------------|
| Prensa | Tornillos | | Canastas | |
| | Horas de Trabajo | Vida Útil (h) | Horas de Trabajo | Vida Útil (h) |
| 1 | 541.28 | 650 | 541.28 | 1200 |
| 2 | 355.35 | | 355.35 | |
| 3 | 495.55 | | 896.43 | |
| 4 | 54.37 | | 821.33 | |

La tabla 28 es necesario tenerla en cuenta para el proceso de consumo en prensado, debido a que las horas de trabajo de los tornillos y las canastas de las prensas es un factor determinante en la capacidad de consumo y se puede ver de la siguiente forma; las canastas y los tornillos que se encuentren con menor cantidad de horas de trabajo en prensado va a producir que el consumo se dé a menor velocidad, esto se puede observar para las prensas grandes en la 2 y en las pequeñas en la 4, pero el tiempo de trabajo tampoco debe ser muy alto debido a que los tornillos y las canastas ya se encontrarían para cambio por estar acercándose a su vida útil, la comprobación de esto se puede establecer en los datos presentes en la tabla 14 del documento principal.

1.5. DESFIBRACIÓN

Esta sección según la literatura es también conocida como sección de recuperación de almendra o palmisteria y su objetivo es el de efectuar la ruptura de la cáscara de la nuez y obtener la recuperación de las almendras.

La desfibración consiste de las siguientes partes:

- Secado de nueces.
- Trituración de nueces.
- Separación neumática.
- Separación mediante hidrociclones.
- Secado de almendras.

▪ **Recuperación de Almendra:**

El acondicionamiento de las nueces comienza en el esterilizador y la separación en la prensa de tornillos. Luego del prensado, las nueces y la fibra van por un transportador rompedor de torta (tornillo sinfín) calentado que posteriormente separa y remueve la humedad de la fibra. La fibra y las nueces pasan luego a una columna de separación neumática, llamada también columna desfibradora (winnowing sistem) provista de una pantalla (dámper) para realizar ajustes en la operación dependiendo del número de prensas que trabajen. La fibra es soplada hacia un ciclón cerca a la caldera y las nueces pasan hacia abajo a un tambor pulidor para remover las impurezas o fibras adheridas y retener piezas de hierro, el tambor está diseñado para procesar gran cantidad de almendras, las nueces son acondicionadas en silos de secado antes de ser trituradas en molinos de tipo ripple, luego de la ruptura, la mezcla triturada es separada en una columna doble de separación para una separación de tipo húmedo en hidrociclones. Las cáscaras y la almendra son lavadas y las almendras pasan a un silo secador de almendras para reducir la humedad a un 7% aproximadamente y minimizar el desarrollo del AGL durante el almacenamiento y despacho.

1.5.1. SINFINES ROMPEDORES DE TORTA 1 Y 2

Estos sinfines reciben la parte sólida proveniente de la sección de extracción la cual está compuesta por fibra y nuez, transportándolas hacia las columnas neumáticas.

1.5.2. COLUMNAS NEUMATICAS DE FIBRAS 1 Y 2

En estas columnas la fibra es impulsada hacia los ciclones de fibra por impulso con aire y la nuez pasa a los tambores pulidores cayendo por gravedad.

1.5.3. TAMBORES PULIDORES 1 Y 2

Los tambores pulidores reciben las nueces provenientes de las columnas neumáticas de fibra y allí se les retiran la mayor parte de las impurezas y luego pasan a los elevadores de nueces.

1.5.4. ELEVADORES NEUMATICOS DE NUEZ 1 Y 2

Estos elevadores reciben las nueces que salen de los tambores pulidores y por medio de un ventilador son transportadas hacia el silo de nuez donde se almacenan para empezar el proceso de extracción de aceite de palmiste.

1.5.5. CICLONES DE FIBRA 1 Y 2

Los ciclones reciben la fibra que fue impulsada por las columnas neumáticas, disminuyendo la velocidad con que venían por el aumento de la cavidad y luego la envían para las exclusas.

1.5.6. EXCLUSAS DE FIBRA 1 Y 2

Las exclusas reciben la fibra que sale de los ciclones y por medio de un eje con paletas (dosificador) vuelve uniforme el flujo que al llenar cada cavidad es enviando hacia el sinfín principal de fibras.

1.5.7. SINFÍN PRINCIPAL DE FIBRA

A este sinfín llega el flujo de fibras que sale de las exclusas y lo transporta distribuyéndolo para los sinfines de alimentación de las calderas VR-1 y VR-2, el flujo de fibra que sobra de la alimentación a las calderas es conducido

por un canal hacia las volquetas para ser transportado hacia las plantaciones.

1.5.8. SINFINES ALIMENTACIÓN CALDERAS VR-1 Y VR-2

Estos sinfines reciben el flujo proveniente del sinfín principal de fibras y lo alimentan como combustible para la producción de vapor por parte de las calderas.

1.6. CLARIFICACIÓN

Según la literatura es el proceso mediante el cual es separado y purificado el aceite presente en la mezcla líquida extraída en las prensas, esta mezcla contiene aceite, agua, lodos livianos y lodos pesados, donde para lograr esta separación es aprovechada la inmiscibilidad entre el agua y el aceite.

Este proceso se divide en dos partes:

1. Clarificación estática: se hace por medio de decantación y en ella según la literatura se logra separar el 90% del aceite aproximadamente, aquí las propiedades del fluido se comportan como se muestra en la tabla 29, para que la separación estática sea la más adecuada se debe mantener una temperatura del medio entre 90 y 95 °C.

Tabla 29. Propiedades clarificación estática.

| Temperatura | Viscosidad | Fricción | Aceite |
|--------------------|-------------------|-----------------|---------------|
| Aumenta | Disminuye | Disminuye | Sube |
| Disminuye | Aumenta | Aumenta | Baja |

2. Clarificación dinámica: se realiza por medio de centrifugación, en esta etapa se requiere movimiento por fuerza centrífuga para obtener la separación, donde según la literatura se recupera alrededor del 10% de

aceite, el comportamiento de las propiedades del fluido como se muestra en la tabla 30.

Tabla 30. Propiedades clarificación dinámica.

| Dilución | Viscosidad | Fricción | Aceite |
|-----------------|-------------------|-----------------|---------------|
| Aumenta | Disminuye | Disminuye | Sube |
| Disminuye | Aumenta | Aumenta | Baja |

Los lodos livianos poseen densidad similar a la del aceite, por tal motivo si se presenta mucha agua en el sistema estos tienden a subir con el aceite, los sólidos presentes en el aceite deben estar por el orden de 5.5% en peso.

1.6.1. TANQUE DESARENADOR

La función de este tanque consiste en recibir el líquido proveniente de la etapa de extracción, el cual contiene una cantidad de sólido y tratar de retirarlos de estos y luego el resultante hacerlo llegar al tamiz vibratorio de dos formas como agua lodosa y como aceite crudo o rojo, en la tabla 31 y en la tabla 32 se encuentran tabuladas las dimensiones del tanque y la temperatura que posee el fluido contenido respectivamente y en el esquema 6 el diagrama del equipo.

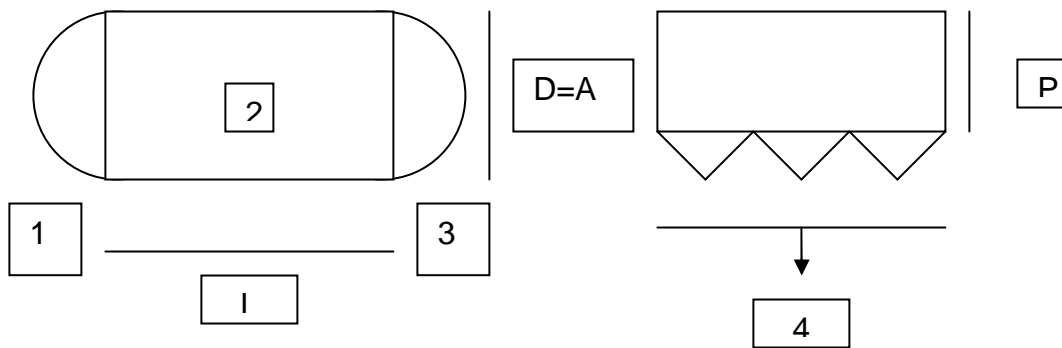
Tabla 31. Dimensiones del tanque desarenador.

| Dimensiones | | | |
|--------------------------------------|-----------------------------|------------------------|----------------------------------|
| Diámetro (m) | Área (m²) | Profundidad (m) | Volumen 1 (m³) |
| 1.80 | 1.2724 | 1.27 | 1.6159 |
| Diámetro (m) | Área (m²) | Profundidad (m) | Volumen 2 (m³) |
| 1.80 | 1.2724 | 1.27 | 1.6159 |
| Ancho (m) | Largo (m) | Profundidad (m) | Volumen 3 (m³) |
| 1.80 | 2.70 | 1.27 | 6.1722 |
| Diámetro a (m) | Diámetro b (m) | Altura (m) | Volumen 4 (m³) |
| 1.80 | 0.12 | 0.48 | 1.3083 |
| Volumen Total (m³) | | | |
| 10.7122 | | | |

Tabla 32. Temperaturas internas tanque desarenador.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|-----------------------------|-----------------------|------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 63 | 70 |
| T2 | 62 | |
| T3 | 64 | |
| T4 | 63 | |
| T5 | 64 | |
| Promedio | 63.2 | |

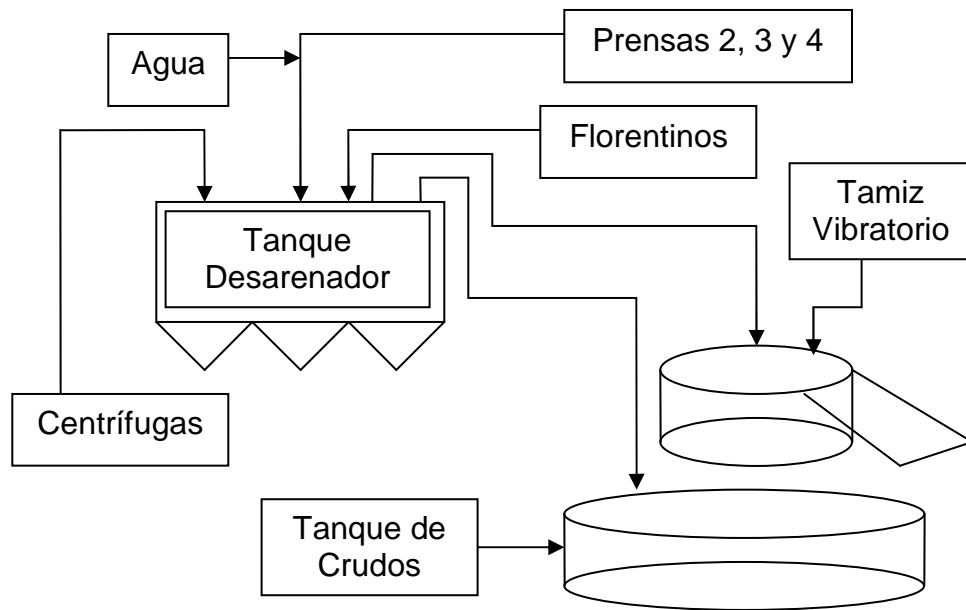
Esquema 6. Esquema tanque desarenador.



1.6.2. TAMIZ VIBRATORIO CIRCULAR

La función del tamiz circular es la de separar el fluido con contenido de aceite del sólido por medio de vibración, donde el sólido cae por una rampa hacia una bandeja y el fluido pasa directo al tanque de crudos.

Esquema 7. Figura de las llegadas de flujo al tamiz vibratorio.



En las tablas 33, 34, 35 y 36 se muestran los datos obtenidos de los flujos volumétricos y másicos que son enviados por los posos florentinos, centrifugas 1, 3, y 4, presas 2, 3 y 4 y la adición de agua o dilución del sistema dentro del tamiz vibratorio, con el fin de esclarecer los valores individuales de los flujos enviados por cada equipo al sistema al final de la muestra de estas tablas se sugiere ir a la sección de pruebas no realizadas para saber porque el procedimiento indicado no se realizo con todas las centrifugas y todas las presas como es debido y en el anexo 2 (esquema 13) se muestra el dibujo que ilustra la llegada de los flujos a los equipos correspondientes, la figura 4 que esta a continuación también ayuda con el entendimiento de que era lo que se quería.

Tabla 33. Cantidad enviada por Florentinos + Centrifugas 1, 3 y 4 +
Prensas 2, 3 y 4 + Agua

| Cantidad Enviada por Florentinos + Centrifugas 1, 3 y 4 + Prensas 2, 3 y 4 + Agua | | | | | | | | |
|---|------------------------|----------------------|-----------------|---------------------------|----------------|----------------------------|-------------------|---------------------|
| Diámetro (m) | Área (m ²) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m ³) | Tiempo (h) | Caudal (m ³ /h) | Peso afrecho (Kg) | Flujo másico (Kg/h) |
| 1.006 | 0.79485 | 0.61 – 0.53 | 0.08 | 0.063588 | 0.00687 | 9.2529 | 1.12 | 162.9749 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.61 – 0.53 | 0.08 | 0.063588 | 0.00681 | 9.3474 | 1.25 | 183.7485 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.59 – 0.516 | 0.074 | 0.058819 | 0.0068 | 8.6498 | 1.00 | 147.0588 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.603 – 0.525 | 0.078 | 0.061998 | 0.00683 | 9.0834 | 1.12333 | 164.5941 |

Tabla 34. Cantidad enviada por Centrifugas 1, 3 y 4+ Prensas 2, 3 y 4 + Agua

| Cantidad Enviada por Centrifugas 1, 3 y 4 + Prensas 2, 3 y 4 + Agua | | | | | | | | |
|---|------------------------|------------------------|-----------------|---------------------------|------------------|----------------------------|-------------------|---------------------|
| Diámetro (m) | Área (m ²) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m ³) | Tiempo (h) | Caudal (m ³ /h) | Peso afrecho (Kg) | Flujo másico (Kg/h) |
| 1.006 | 0.79485 | 0.58 – 0.54 | 0.04 | 0.031794 | 0.00683611 | 4.6509 | 0.8 | 117.0256 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.57 – 0.531 | 0.039 | 0.03099915 | 0.00681111 | 4.5513 | 1.0 | 146.8189 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.571 – 0.53 | 0.041 | 0.03258885 | 0.00681667 | 4.7808 | 0.6 | 88.0196 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.5736 – 0.5336 | 0.04 | 0.031794 | 0.0068213 | 4.6609 | 0.8 | 117.2880 |

Tabla 35. Cantidad enviada por Prensas 2, 3 y 4 + Agua

| Cantidad Enviada por Prensas 1, 2 y 3 + Agua | | | | | | | | |
|---|-----------------------------|------------------------|------------------------|--------------------------------|-------------------|---------------------------------|--------------------------|----------------------------|
| Diámetro (m) | Área (m²) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Peso afrecho (Kg) | Flujo másico (Kg/h) |
| 1.006 | 0.79485 | 0.548 – 0.528 | 0.02 | 0.015897 | 0.00686111 | 2.3169 | 0.5 | 72.8745 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.53 – 0.51 | 0.02 | 0.015897 | 0.0068 | 2.3377 | 0.3 | 44.1176 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.534 – 0.512 | 0.022 | 0.0174867 | 0.00679167 | 2.5747 | 0.4 | 58.8957 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.5373 – 0.5166 | 0.0207 | 0.0164269 | 0.00681759 | 2.4098 | 0.4 | 58.6293 |

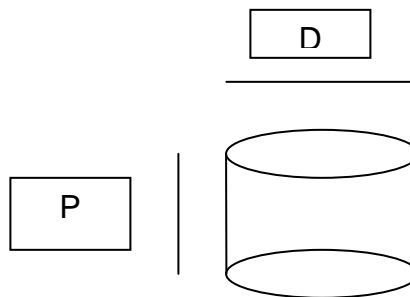
Tabla 36. Cantidad enviada pro Prensas 2, 3 y 4

| Cantidad Enviada por Prensas 2, 3 y 4 | | | | | | | | |
|--|-----------------------------|-----------------------|------------------------|--------------------------------|-------------------|---------------------------------|--------------------------|----------------------------|
| Diámetro (m) | Área (m²) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Peso afrecho (Kg) | Flujo másico (Kg/h) |
| 1.006 | 0.79485 | 0.536 – 0.52 | 0.016 | 0.0127176 | 0.00674167 | 1.8864 | 0.3 | 44.4994 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.544 – 0.528 | 0.016 | 0.0127176 | 0.00673056 | 1.8895 | 0.4 | 59.4305 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.547 – 0.53 | 0.017 | 0.01351245 | 0.00686389 | 1.9686 | 0.35 | 50.9915 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.5423 – 0.526 | 0.01633 | 0.01298255 | 0.0067787 | 1.9149 | 0.35 | 51.6404 |

1.6.3. TANQUE DE ACEITE CRUDO

La función de este tanque es la de recibir el líquido con contenido de aceite proveniente del tamiz vibratorio y del tanque desarenador para luego ser bombeado hacia clarificación pasando por las columnas precalentadoras, en este punto el aceite es llamado aceite crudo o rojo, en el esquema 8 se divide el tanque de crudos, en la tabla 37 se muestran las dimensiones del mismo y en la tabla 38 la temperatura del fluido contenido allí.

Esquema 8. Tanque de Crudos.



P y D son las dimensiones del tanque de crudos.

Tabla 37. Dimensiones del tanque de crudo.

| Dimensiones | |
|--------------------------------|---------------|
| Diámetro (m) | 2.012 |
| Área (m ²) | 3.1794 |
| Profundidad (m) | 0.920 |
| Volumen (m³) | 2.9251 |

Tabla 38. Temperaturas internas tanque de crudo.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|-----------------------------|-----------------------|------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 66 | No Sirve |
| T2 | 70 | |
| T3 | 68 | |
| T4 | 68 | |
| T5 | 66 | |
| Promedio | 67.6 | |

1.6.4. BOMBAS DE ACEITE CRUDO 1 Y 2

La función de estas bombas es la de sacar el aceite crudo del tanque para llevarlo a clarificación e impedir el llenado del mismo, estas bombas se encuentran en la parte inferior del tanque de crudo, además poseen retorno en el momento que no se recibe más en clarificación, en las tablas 39 y 40 se encuentran tabulados los valores correspondientes a la caracterización de estas bombas.

Tabla 39. Caudal bomba de crudo 1.

| Bomba de Crudo 1 | | | | | | | | |
|-------------------------|-----------------------------|-----------------------|------------------------|--------------------------------|-------------------|---------------------------------|----------------------|-------------------------|
| Diámetro (m) | Área (m²) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Potencia (HP) | Temperatura (°C) |
| 1.006 | 0.79485 | 0.576 – 0.480 | 0.096 | 0.07630 | 0.00697 | 10.9486 | 4 | .55 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.577 – 0.482 | 0.095 | 0.07551 | 0.00654 | 11.5529 | 4 | 55 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.579 – 0.482 | 0.097 | 0.07710 | 0.00671 | 11.5028 | 4 | 56 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.588 – 0.492 | 0.096 | 0.07630 | 0.00754 | 10.1216 | 4 | 57 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.575 – 0.479 | 0.096 | 0.07630 | 0.00738 | 10.3426 | 4 | 56 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.579 – 0.483 | 0.096 | 0.07630 | 0.00703 | 10.8937 | 4 | 55.8 |

Tabla 40. Caudal bomba de crudo 2.

| Bomba de Crudo 2 | | | | | | | | |
|-------------------------|-----------------------------|-----------------------|------------------------|--------------------------------|-------------------|---------------------------------|----------------------|-------------------------|
| Diámetro (m) | Área (m²) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Potencia (HP) | Temperatura (°C) |
| 1.006 | 0.7948 | 0.583 – 0.486 | 0.097 | 0.0771 | 0.0078 | 9.9520 | 4 | 48 |
| 1.006 | 0.7948 | 0.590 – 0.492 | 0.098 | 0.0778 | 0.0081 | 9.6598 | 4 | 48 |
| 1.006 | 0.7948 | 0.581 – 0.483 | 0.098 | 0.0779 | 0.0077 | 10.1163 | 4 | 49 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.580 – 0.490 | 0.096 | 0.0763 | 0.0076 | 10.1104 | 4 | 47 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.586 – 0.489 | 0.097 | 0.0771 | 0.0077 | 10.0712 | 4 | 48 |
| 1.006 | 0.79485 | 0.584 – 0.488 | 0.0972 | 0.07726 | 0.0078 | 9.9819 | 4 | 48 |

1.6.5. COLUMNAS PRECALENTADORAS 1 Y 2

La función de estas columnas es la de hacer alcanzar al aceite crudo la temperatura adecuada antes de hacer su ingreso a clarificación en los clarificadores vertical (#1) y horizontal (#2), para que esta etapa se lleve a cabo de la mejor forma posible y cumpla con su objetivo, que es el de separar el aceite de los lodos livianos, pesados y del agua, en las tablas 41 y 42 se encuentran los datos de las temperaturas que manejan las columnas precalentadoras, tomadas por medio del termómetro de laser y comparándolas con las del dispositivo de medición que poseen.

Tabla 41. Temperaturas externas columna precalentadora 1.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 66 | No Tiene |
| T2 | 65 | |
| T3 | 65 | |
| T4 | 64 | |
| T5 | 63 | |
| Promedio | 64.6 | |

Tabla 42. Temperaturas externas columna precalentadora 2.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 75 | 78 |
| T2 | 76 | |
| T3 | 76 | |
| T4 | 75 | |
| T5 | 74 | |
| Promedio | 75.2 | |

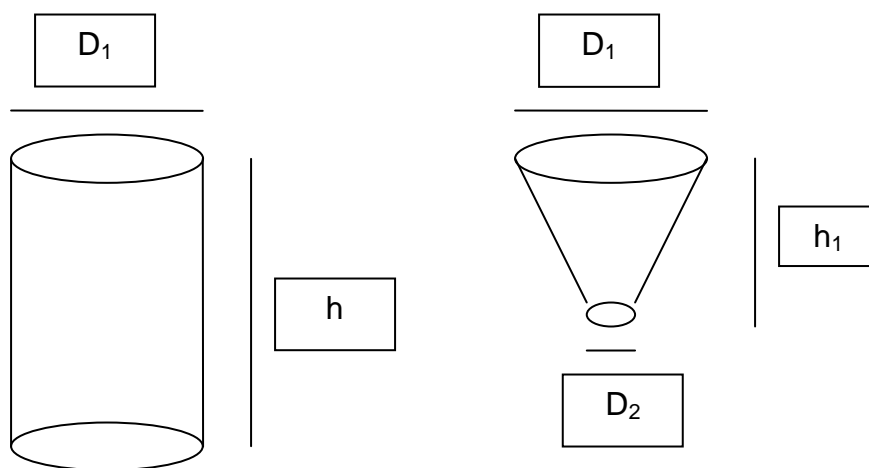
1.6.6. AGITADOR DE FUERZAS CORTANTES

El objetivo del agitador es el de hacer a través del giro de sus aspas salir la capa de aceite hacia la parte superior del tanque clarificador vertical y hacer mas móviles los lodos entrantes para proporcionar una mejor separación en el recipiente y garantizar que lo que salga para el tanque de lodos posea el menor contenido de aceite posible.

1.6.7. CLARIFICADOR VERTICAL Y HORIZONTAL

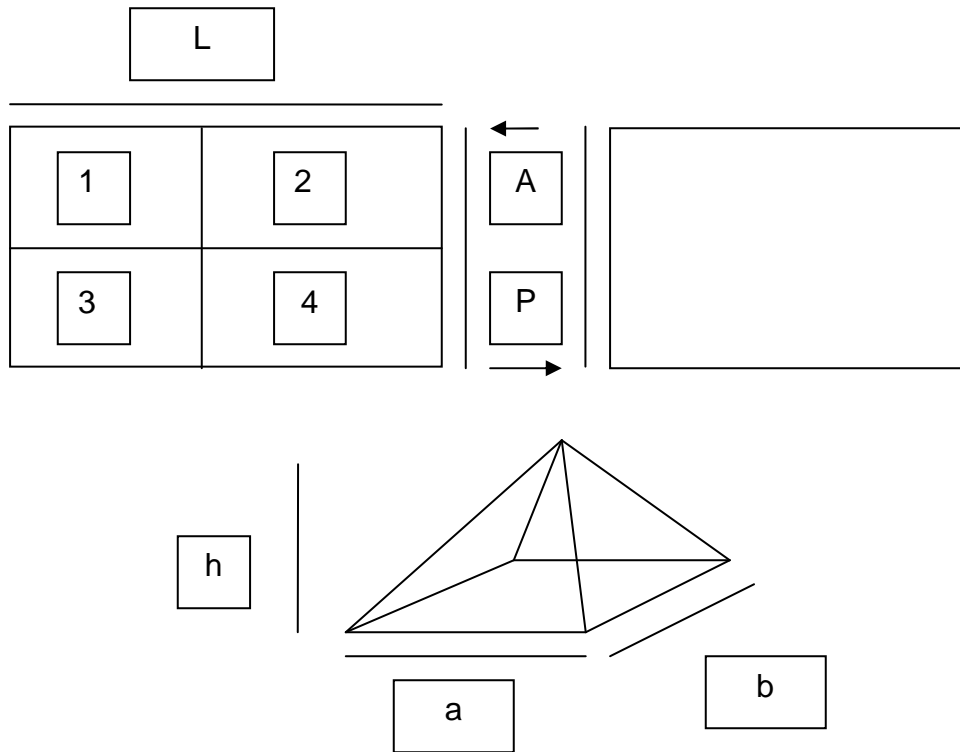
Su función es la de recuperar y purificar el aceite proveniente de la etapa de extracción o sea del aceite crudo, por decantación, aprovechamiento de la inmiscibilidades entre el agua y el aceite y de las diferencias de densidades del aceite, agua, lodos livianos y lodos pesados lo cual facilita su separación, en los esquemas 9 y 10 se encuentran representados los tipos de clarificadores, en las tablas 43 y 44 las dimensiones y en las tablas 44 y 45 las temperaturas que maneja el fluido contenido en ellos en forma de tablas respectivamente.

Esquema 9. Clarificador Vertical.



D_1 , D_2 , h y h_1 son las dimensiones del clarificador vertical.

Esquema 10. Clarificador Horizontal.



L, A, P, h, a, y b son las dimensiones que se dan para el clarificador horizontal.

Tabla 43. Dimensiones clarificador vertical.

| Dimensiones | | |
|--------------------------------------|----------------|------|
| Unidad / Figura | CILINDRO | CONO |
| Diámetro 1 (m) | 4.20 | 4.20 |
| Diámetro 2 (m) | - | 0.29 |
| Área (m ²) | 13.8545 | - |
| Altura (m) | 5.06 | 1.35 |
| Volumen (m ³) | 70.1036 | 6.70 |
| Volumen Total (m³) | 76.8036 | |

Tabla 44. Dimensiones clarificador horizontal.

| Dimensiones | | | |
|--------------------------------------|------------------|------------------------|----------------------------------|
| Ancho (m) | Largo (m) | Profundidad (m) | Volumen 1 (m³) |
| 2.62 | 2.50 | 2.40 | 15.72 |
| Ancho (m) | Largo (m) | Profundidad (m) | Volumen 2 (m³) |
| 2.62 | 3.03 | 2.40 | 19.0526 |
| Ancho (m) | Largo (m) | Profundidad (m) | Volumen 3 (m³) |
| 2.43 | 2.50 | 2.40 | 14.58 |
| Ancho (m) | Largo (m) | Profundidad (m) | Volumen 4 (m³) |
| 2.43 | 3.03 | 2.40 | 17.6710 |
| Altura (m) | Ancho (m) | Profundidad (m) | Volumen 5 (m³) |
| 0.63 | 2.50 | 2.40 | 1.26 |
| Altura (m) | Ancho (m) | Profundidad (m) | Volumen 6 (m³) |
| 0.63 | 3.03 | 2.40 | 1.5271 |
| Altura (m) | Ancho (m) | Profundidad (m) | Volumen 7 (m³) |
| 0.63 | 2.50 | 2.40 | 1.26 |
| Altura (m) | Ancho (m) | Profundidad (m) | Volumen 8 (m³) |
| 0.63 | 3.03 | 2.40 | 1.5271 |
| Volumen Total (m³) | | | |
| 72.5978 | | | |

Tabla 45. Temperaturas internas clarificador vertical.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 80 | 84 |
| T2 | 81 | |
| T3 | 81 | |
| T4 | 79 | |
| T5 | 80 | |
| Promedio | 80.2 | |

Tabla 46. Temperaturas internas clarificador horizontal.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 80 | 85 ± 10 |
| T2 | 81 | |

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|----------------------------------|-----------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T3 | 82 | |
| T4 | 82 | |
| T5 | 83 | |
| Promedio | 81.6 | |

1.6.8. BOMBAS DESLIDADORAS 1 Y 2

La función de estas bombas es la de sacar lodos del tanque inferior para llevarlo al tanque superior del mismo equipo luego de que llegan los lodos provenientes de clarificación para que se pueda enviar a centrifugación y recuperar residuos de aceite en la sección, las bombas se encuentran en la parte inferior del tanque de lodos, en las tablas 47 y 48 se encuentran los valores de la caracterización de estas bombas de acuerdo con las pruebas realizadas.

Tabla 47. Caudal bomba desarenadora 1.

| Bomba Desarenadora 1 | | | | | | | |
|----------------------|------------------------|-----------------|---------------------------|---------------|----------------------------|---------------|------------------|
| Diámetro (m) | Área (m ²) | Profundidad (m) | Volumen (m ³) | Tiempo (h) | Caudal (m ³ /h) | Potencia (HP) | Temperatura (°C) |
| 2.65 | 5.5155 | 0.256 | 1.41196 | 0.1006 | 14.0226 | 4 | 53 |
| 2.65 | 5.5155 | 0.256 | 1.41196 | 0.1010 | 13.9725 | 4 | 52 |
| 2.65 | 5.5155 | 0.256 | 1.41196 | 0.0998 | 14.1400 | 4 | 54 |
| 2.65 | 5.5155 | 0.256 | 1.41196 | 0.1012 | 13.9510 | 4 | 53 |
| 2.65 | 5.5155 | 0.256 | 1.41196 | 0.1004 | 14.0629 | 4 | 54 |
| 2.65 | 5.5155 | 0.256 | 1.41196 | 0.1007 | 14.0298 | 4 | 53.2 |

Tabla 48. Caudal bomba desarenadora 2.

| Bomba Desarenadora 2 | | | | | | | |
|----------------------|------------------------|-----------------|---------------------------|----------------|----------------------------|---------------|------------------|
| Diámetro (m) | Área (m ²) | Profundidad (m) | Volumen (m ³) | Tiempo (h) | Caudal (m ³ /h) | Potencia (HP) | Temperatura (°C) |
| 2.65 | 5.5154715 | 0.256 | 1.41196 | 0.07319 | 19.2905 | 4 | 46 |
| 2.65 | 5.5154715 | 0.256 | 1.41196 | 0.07171 | 19.6888 | 4 | 45 |
| 2.65 | 5.5154715 | 0.256 | 1.41196 | 0.07432 | 18.9978 | 4 | 45 |
| 2.65 | 5.5154715 | 0.256 | 1.41196 | 0.07232 | 19.5216 | 4 | 47 |
| 2.65 | 5.5154715 | 0.256 | 1.41196 | 0.07456 | 18.9369 | 4 | 46 |
| 2.65 | 5.5154715 | 0.256 | 1.41196 | 0.07322 | 19.2872 | 4 | 45.8 |

1.6.9. CICLÓN DESARENADOR

El ciclón desarenador cumple con el propósito de sacar la arena que viene en los lodos de clarificación para poder enviar en la forma más adecuada los lodos a centrifugación y así conseguir la recuperación posterior por medio de las centrifugas.

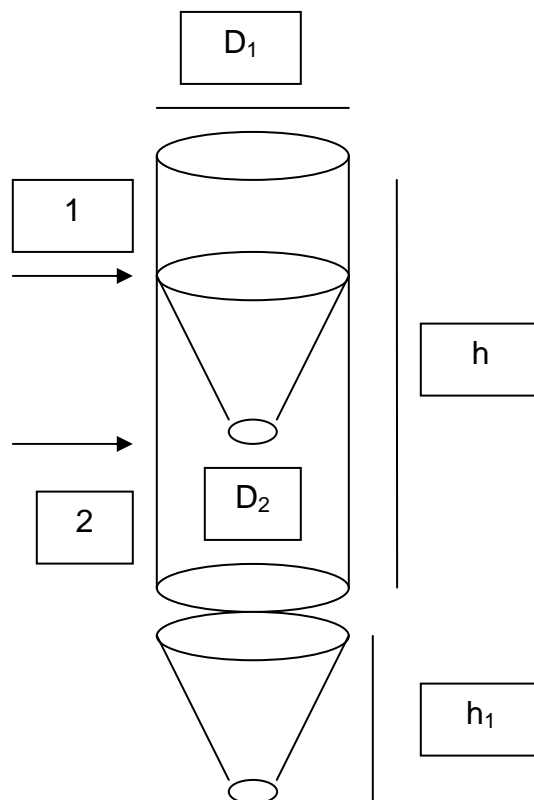
1.6.10. TAMIZ DE LODOS

Este equipo sirve para retener los lodos que provienen de los clarificadores y dejar pasar el líquido hacia el tanque inferior de lodos, el que está compuesto por dos secciones donde la una alimenta a la otra por bombeo en la parte baja del mismo.

1.6.11. TANQUE DE LODOS

En este tanque se concentran todos los lodos que provienen de los clarificadores, estos llegan a la sección superior del mismo y luego se dirigen hacia los filtros cepillo para pasar a centrifugación, pero antes pasan por el tamiz de lodos, para allí recuperar lo que no se logro en clarificación, en el esquema 11 se encuentran el bosquejo del tanque de lodos, en la tabla 49 las dimensiones y en la tabla 50 las temperaturas que maneja el fluido contenido en el.

Esquema 11. Tanque de Lodos.



D_1 , D_2 , h y h_1 son las variables de dimensiones que se dan para caracterizar este tanque.

Tabla 49. Dimensiones tanque de lodos.

| Dimensiones | | | | | |
|--|----------------|-----------|---------------|-----------|-----------|
| Unidad / Figura | CILINDRO 1 | CONO 1 | CILINDRO 2 | CONO 2 | CONO 1 |
| Diámetro 1 (m) | 2.65 | 2,65 | 2.65 | 2.65 | 2.65 |
| Diámetro 2 (m) | - | 0,16 | - | 0.16 | 0.16 |
| Área (m ²) | 5.5155 | - | 5.5155 | - | - |
| Altura (m) | 2.75 | 0,75 | 4.88 | 1.26 | 0.75 |
| Volumen (m ³) | 15.1675 | 5,8686 | 26.9155 | 2.4648 | 5.8686 |
| Volumen Total a (m ³) | 21.0361 | | 23.5117 | | |
| Volumen Total b (m³) | 44.5478 | | | | |

Tabla 50. Temperaturas internas tanque de lodos.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 90 | 86 |
| T2 | 90 | |
| T3 | 91 | |
| T4 | 92 | |
| T5 | 92 | |
| Promedio | 91 | |

1.6.12. FILTROS CEPILLO 1, 2, 3 Y 4

La función de los filtros cepillo es la de homogenizar los residuos sólidos por medio de unas cerdas que producen una especie de rompimiento de los sólidos dentro del líquido, para que cuando el líquido saliente de ellos pase a centrifugación la separación por fuerza centrífuga sea la más apropiada.

1.6.13. CENTRIFUGAS DE LODOS 1, 2, 3 Y 4

El trabajo de las centrifugas consiste en tratar de recuperar el aceite que no pudo ser recuperado en la etapa de clarificación que según la literatura es del orden del 10% y es conocida como clarificación dinámica, que gracias a la fuerza centrífuga que ejerce por el giro logra separar el aceite de los lodos pesados y livianos cumpliendo con tal objetivo, estos lodos ya vienen más homogéneas luego de su paso por los filtros cepillo.

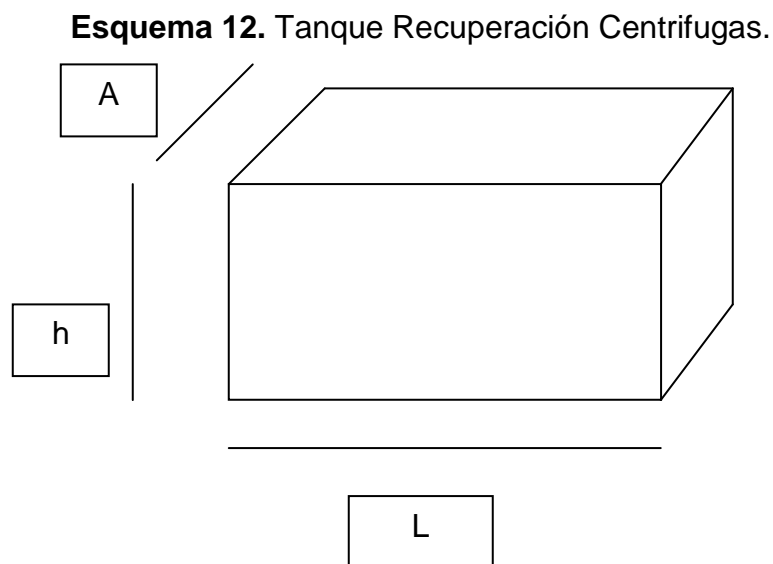
Capacidades de las centrifugas:

- a) Centrifuga (1) 3000 L/h.
- b) Centrifuga (2) 12000 L/h.
- c) Centrifuga (3) 6000 L/h.
- d) Centrifuga (4) 6000 L/h.

Los datos de la capacidad de flujo de las centrifugas se obtuvieron de la información suministrada por un ingeniero de la compañía INAL (Industrias Acuña Limitada) quien realizo las medidas de estos flujos, en la sección de pruebas no realizadas se dará la explicación del porque no se midieron estos flujos.

1.6.14. TANQUE DE RECUPERACIÓN CENTRIFUGA

En este tanque se hace la recepción del aceite que fue recuperado por medio de las centrifugas y se almacena allí hasta que es bombeado para ser dirigido al tanque desarenador, es decir al inicio del proceso, para volver a hacer el ciclo nuevamente, además recibe lo que se recupera en florentinos, en el esquema 12 se encuentra el dibujo del tanque de recuperación de centrifuga, en la tabla 51 las dimensiones y en la tabla 52 las temperaturas que maneja el fluido contenido.



A, h y L son las dimensiones para el tanque de recuperación de centrifugas, este mismo esquema se utiliza para expresar las dimensiones del tanque recolector de purgas y tanque de aceite terminado.

Tabla 51. Dimensiones tanque recuperación centrifugas.

| Dimensiones | |
|--------------------------------|-------------|
| Ancho (m) | 1.00 |
| Largo (m) | 1.50 |
| Área (m ²) | 1.50 |
| Alto (m) | 0.59 |
| Volumen (m³) | 0.89 |

Tabla 52. Temperaturas internas tanque recuperación centrifugas.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 50 | No tiene |
| T2 | 51 | |
| T3 | 51 | |
| T4 | 52 | |
| T5 | 52 | |
| Promedio | 51.2 | |

1.6.15. BOMBA DE RECUPERACIÓN CENTRIFUGA

El trabajo que realiza esta bomba es el de retirar el aceite recuperado de centrifugas y el aceite recuperado de florentinos y llevarlo al proceso nuevamente haciéndolo llegar al tanque desarenador que es en el que inicia la etapa de clarificación, en la tabla 53 se encuentra la caracterización de la bomba de acuerdo con las pruebas establecidas .

Tabla 53. Caudal bomba de recuperación centrifugas.

| Bomba de Recuperación Centrifugas | | | | | | | | |
|--|------------------|------------------------|------------------------|--------------------------------|-------------------|---------------------------------|----------------------|-------------------------|
| Ancho (m) | Largo (m) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Potencia (HP) | Temperatura (°C) |
| 1 | 1.5 | 0.365 – 0.295 | 0.07 | 0.105 | 0.00429 | 24.4660 | 3.7 | 49 |
| 1 | 1.5 | 0.355 – 0.285 | 0.07 | 0.105 | 0.00417 | 25.1497 | 3.7 | 49 |
| 1 | 1.5 | 0.343 – 0.275 | 0.068 | 0.102 | 0.00433 | 23.5083 | 3.7 | 47 |
| 1 | 1.5 | 0.364 – 0.292 | 0.072 | 0.108 | 0.00438 | 24.6387 | 3.7 | 48 |
| 1 | 1.5 | 0.349 – 0.284 | 0.065 | 0,0975 | 0.0044 | 22.4137 | 3.7 | 47 |
| 1 | 1.5 | 0.3552 – 0.2862 | 0.069 | 0.1035 | 0.00431 | 24.0353 | 3.7 | 48 |

1.6.16. TANQUE RECOLECTOR DE PURGAS

El propósito de este tanque es el de hacer la recepción de las purgas provenientes de los clarificadores vertical, horizontal y del tanque sedimentador y dirigirlos al tanque de lodos a través de bombeo para seguir con la recuperación, el esquema 12 presenta el dibujo del equipo, en la tabla 54 están las dimensiones y en la tabla 55 se encuentran las temperaturas que maneja el fluido contenido en el.

Tabla 54. Dimensiones tanque recolector de purgas.

| Dimensiones | |
|--------------------------------|-------------|
| Ancho (m) | 0.93 |
| Largo (m) | 2.00 |
| Área (m ²) | 1.86 |
| Alto (m) | 0.77 |
| Volumen (m³) | 1.43 |

Tabla 55. Temperaturas internas tanque recolector de purgas.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|-----------------------------|-----------------------|------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 38 | No Tiene |
| T2 | 37 | |
| T3 | 37 | |
| T4 | 38 | |
| T5 | 36 | |
| Promedio | 37.2 | |

1.6.17. BOMBA RECOLECTORA DE PURGAS

La función de esta bomba es la de retirar las purgas que provienen de los tanques clarificadores y del tanque sedimentador y dirigirlos al tanque desarenador para que comience el ciclo de clarificación desde el inicio y así lograr una mejor recuperación y purificación del aceite, en la tabla 56 se encuentran los valores para la caracterización de la bomba de acuerdo con las pruebas establecidas para esta.

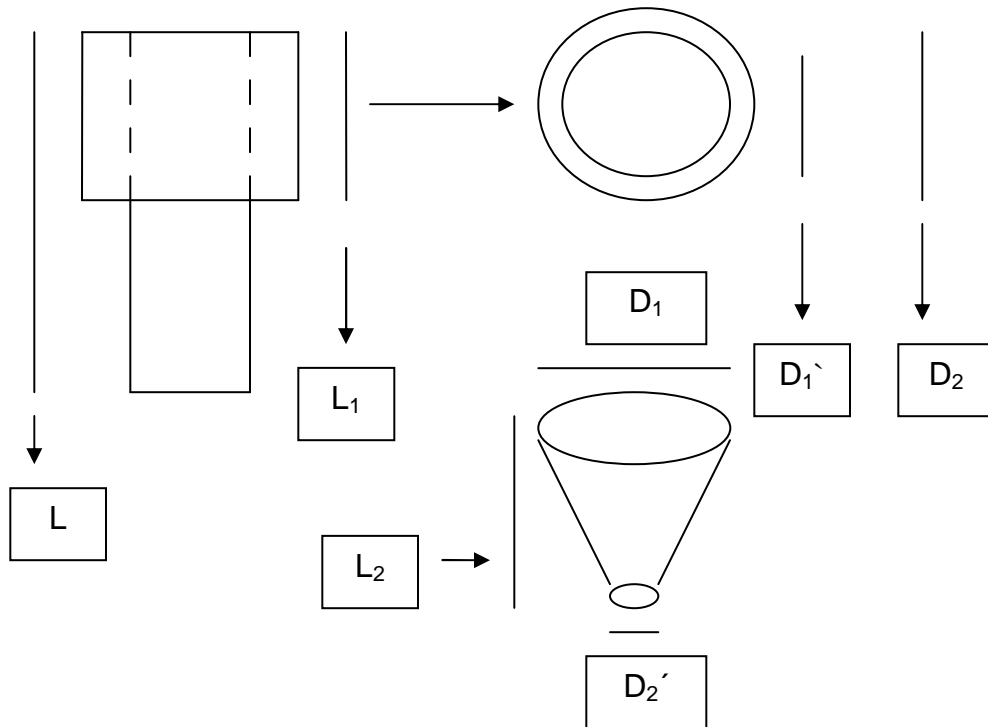
Tabla 56. Caudal bomba recolectora de purgas.

| Bomba Recolectora de Purgas | | | | | | | | |
|------------------------------------|------------------|------------------------|------------------------|--------------------------------|-------------------|---------------------------------|----------------------|-------------------------|
| Ancho (m) | Largo (m) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Potencia (HP) | Temperatura (°C) |
| 0.93 | 2 | 0.519 – 0.419 | 0.1 | 0.186 | 0.006128 | 30.3535 | 3.6 | 35 |
| 0.93 | 2 | 0.419 – 0.349 | 0.07 | 0.1302 | 0.006133 | 21.2282 | 3.6 | 34 |
| 0.93 | 2 | 0.450 – 0.364 | 0.086 | 0.15996 | 0.006308 | 25.3569 | 3.6 | 37 |
| 0.93 | 2 | 0.428 – 0.346 | 0.082 | 0.15252 | 0.005938 | 25.6815 | 3.6 | 36 |
| 0.93 | 2 | 0.512 – 0.426 | 0.086 | 0.15996 | 0.006116 | 26.1514 | 3.6 | 35 |
| 0.93 | 2 | 0.4656 – 0.3808 | 0.0848 | 0.157728 | 0.006125 | 25.7543 | 3.6 | 35.4 |

1.6.18. TANQUE SEDIMENTADOR

La operación que realiza el tanque sedimentador es la de hacer el ultimo retiro de los lodos que acompañan al aceite y separarlo en dos fases la que va como sedimento al tanque de purgas y la que va como aceite al tanque de aceite terminado, en el esquema 13 se encuentra el tanque sedimentador, en la tabla 57 las dimensiones y en la tabla 58 las temperaturas que maneja el fluido contenido.

Esquema 13. Tanque Sedimentador.



L, L₁, L₂, D₁, D₂, D₁' y D₂' son las dimensiones correspondientes para el tanque sedimentador.

Tabla 57. Dimensiones tanque sedimentador.

| Dimensiones | | | |
|---|-------------------|-------------------|-------------|
| Unidad / Figura | CILINDRO 1 | CILINDRO 2 | CONO |
| Diámetro 1 (m) | 2.17 | 2.17 | 1.77 |
| Diámetro 2 (m) | - | 1.77 | 0.09´ |
| Área 1 (m ²) | 3.6984 | 3.6984 | - |
| Área 2 (m ²) | - | 2.4606 | - |
| Área 1 (m ²) - Área 2 (m ²) | - | 1.2378 | - |
| Altura (m) | 3.07 | 1.12 | 0,48 |
| Volumen (m ³) | 11.3540 | 1.3863 | - |
| Volumen Total a (m ³) | 12.7403 | | 1.6589 |
| Volumen Total b (m³) | 14.3992 | | |

Tabla 58. Temperaturas internas tanque sedimentador.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 33 | 40 |
| T2 | 33 | |
| T3 | 34 | |
| T4 | 34 | |
| T5 | 35 | |
| Promedio | 33.8 | |

1.6.19. SECADOR ATMOSFÉRICO DE ACEITE

El objetivo del secador es el de retirar las ultimas cantidades de humedad presentes en el aceite antes de que llegue al tanque de aceite terminado y así concluya la esterilización.

1.6.20. TANQUE DE ACEITE TERMINADO

La función de este tanque es la de recibir el aceite luego de concluido el proceso de clarificación que se conoce como aceite terminado y ser bombeado a los tanques de almacenamiento, en el esquema 12 se

encuentra el tanque de aceite terminado, en la tabla 59 las dimensiones y en la tabla 60 las temperaturas que maneja el fluido contenido en el.

Tabla 59. Dimensiones tanque de aceite terminado.

| Dimensiones | |
|--------------------------------|--------------|
| Ancho (m) | 0.93 |
| Largo (m) | 2.00 |
| Área (m ²) | 1.86 |
| Alto (m) | 0.98 |
| Volumen (m³) | 1.823 |

Tabla 60. Temperaturas internas tanque de aceite terminado.

| Condiciones de Temperaturas | | |
|------------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Temperaturas | Termómetro Láser (°C) | Termómetro Equipo (°C) |
| T1 | 85 | 85 |
| T2 | 86 | |
| T3 | 89 | |
| T4 | 89 | |
| T5 | 88 | |
| Promedio | 87.4 | |

1.6.21. BOMBAS DE ACEITE TERMINADO 1 Y 2

La función de estas bombas es la de sacar el aceite del tanque de aceite terminado proveniente de la etapa de clarificación y hacen llegar el aceite terminado a los tanques de almacenamiento, en las tablas 61 y 62 se encuentra la caracterización de las bombas de acuerdo con las pruebas establecidas para esta.

Tabla 61. Caudal bomba de aceite terminado 1.

| Bomba de Aceite Terminado 1 | | | | | | | | |
|------------------------------------|------------------|-----------------------|------------------------|--------------------------------|-------------------|---------------------------------|----------------------|-------------------------|
| Ancho (m) | Largo (m) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Potencia (HP) | Temperatura (°C) |
| 0.93 | 2 | 0.462 – 0.438 | 0.024 | 0.04464 | 0.00597 | 7.4676 | 3.6 | 38 |
| 0.93 | 2 | 0.443 – 0.418 | 0.025 | 0.0465 | 0.00606 | 7.6683 | 3.6 | 37 |
| 0.93 | 2 | 0.525 – 0.497 | 0.028 | 0.05208 | 0.00604 | 8.6241 | 3.6 | 41 |
| 0.93 | 2 | 0.515 – 0.481 | 0.034 | 0.06324 | 0.00595 | 10,618 | 3.6 | 38 |
| 0.93 | 2 | 0.485 – 0.458 | 0.027 | 0.05022 | 0.00605 | 8.2970 | 3.6 | 39 |
| 0.93 | 2 | 0.486 – 0.4584 | 0.0276 | 0.051336 | 0.00601 | 8.5351 | 3.6 | 38.6 |

Tabla 62. Caudal bomba de aceite terminado 2.

| Bomba de Aceite Terminado 2 | | | | | | | | |
|------------------------------------|------------------|------------------------|------------------------|--------------------------------|-------------------|---------------------------------|----------------------|-------------------------|
| Ancho (m) | Largo (m) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Potencia (HP) | Temperatura (°C) |
| 0.93 | 2 | 0.598 – 0.568 | 0.03 | 0.0558 | 0.00446 | 12.4925 | 15 | 44 |
| 0.93 | 2 | 0.568 – 0.540 | 0.028 | 0.05208 | 0.00446 | 11.6742 | 15 | 44 |
| 0.93 | 2 | 0.540 – 0.492 | 0.048 | 0.08928 | 0.00457 | 19.5266 | 15 | 43 |
| 0.93 | 2 | 0.492 – 0.458 | 0.034 | 0.06324 | 0.004469 | 14.1494 | 15 | 45 |
| 0.93 | 2 | 0.458 – 0.429 | 0.029 | 0.05394 | 0.004397 | 12.2668 | 15 | 43 |
| 0.93 | 2 | 0.5312 – 0.4974 | 0.0338 | 0.062868 | 0.004473 | 14.0219 | 15 | 43.8 |

1.6.22. TANQUES DE ALMACENAMIENTO 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8 Y 9

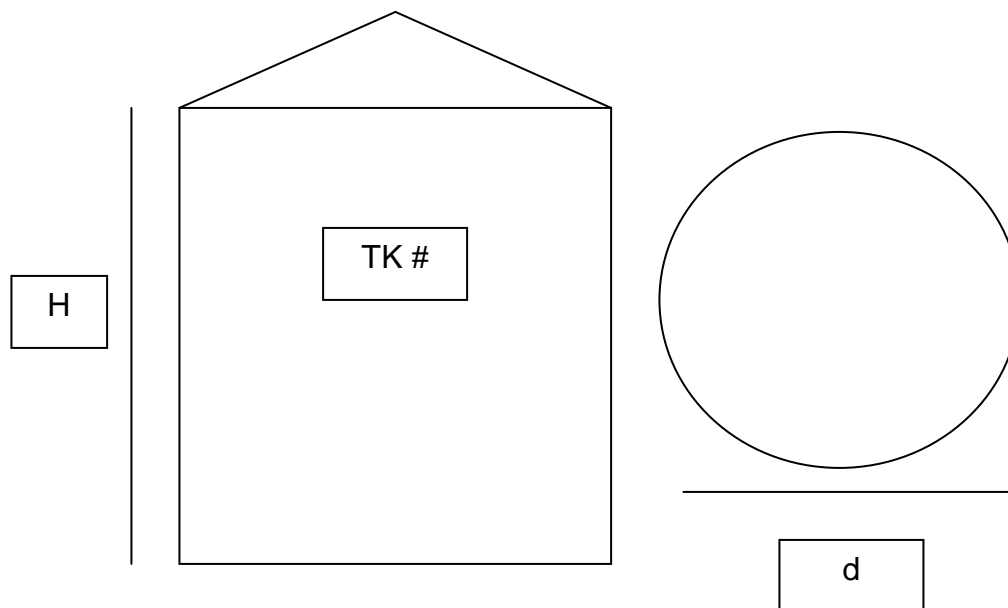
El trabajo que realizan estos tanques es el de almacenar los aceites terminados provenientes del proceso o sea los aceites de palma y palmiste y el agua de los pozos o de vivero para ser utilizada en el proceso.

Que están almacenando los tanques en estos momentos:

- a) Tanque (1) (Aceite) en el momento Vacío.
- b) Tanque (2) (Aceite Recuperado) en el momento recibe Agua.
- c) Tanque (3) (Aceite) en el momento Vacío.
- d) Tanque (4) (Aceite) recibe Aceite de Palma.
- e) Tanque (5) (Aceite) recibe Aceite de Palma.
- f) Tanque (6) (Aceite) en el momento Vacío.
- g) Tanque (7) (Aceite) recibe Aceite de Palmiste.
- h) Tanque (8) (Aceite) en el momento Vacío.
- i) Tanque (9) (Aceite) recibe Agua.

En el esquema 14 se encuentra el bosquejo del tipo de tanques de almacenamiento empleados en la planta y en la tabla 63 las capacidades parciales y total de almacenamiento dentro de la planta, en la tabla 64 se encuentran las densidades del aceite en función de la temperatura, esta es utilizada con el fin de saber la cantidad real de aceite que es despachado en cada venta, por medio de formulas aplicadas en el laboratorio.

Esquema 14. Tanques de Almacenamiento.



H y d son las dimensiones tomadas para todos los tanques de almacenamiento.

Tabla 63. Capacidades tanques de almacenamiento.

| Tanque (No) | Capacidad (Ton) | Formulas |
|--------------------------------------|-----------------|--------------------------------|
| | | H=Altura (m) D=Densidad (Kg/L) |
| 1 | 105 | $[(16.4173 * H) + 1.6417] * D$ |
| 2 | 120 | $[(25.51 * H) + 1.3] * D$ |
| 3 | 305 | $[(47.41 * H) + 5.5] * D$ |
| 4 | 310 | $[(47.41 * H) + 5.5] * D$ |
| 5 | 310 | $[(47.41 * H) + 5.5] * D$ |
| 6 | 310 | $[(47.41 * H) + 5.5] * D$ |
| 7 | 310 | $[(47.41 * H) + 5.5] * D$ |
| 8 | 310 | $83.48 * H * D$ |
| 9 | 550 | $90.42 * H * D$ |
| Capacidad Total Almacenamiento (Ton) | | 2630 |

Tabla 64. Densidad del aceite crudo de palma de acuerdo a la temperatura.

| Temperatura (°C) | Densidad (Kg/L) | Temperatura (°C) | Densidad (Kg/L) | Temperatura (°C) | Densidad (Kg/L) |
|------------------|-----------------|------------------|-----------------|------------------|-----------------|
| 25 | 0.9056 | 45 | 0.8839 | 65 | 0.8711 |
| 26 | 0.9036 | 46 | 0.8832 | 66 | 0.8706 |
| 27 | 0.9019 | 47 | 0.8824 | 67 | 0.8702 |
| 28 | 0.9004 | 48 | 0.8817 | 68 | 0.8697 |
| 29 | 0.8991 | 49 | 0.8810 | 69 | 0.8693 |
| 30 | 0.8976 | 50 | 0.8804 | 70 | 0.8689 |
| 31 | 0.8966 | 51 | 0.8796 | 71 | 0.8686 |
| 32 | 0.8954 | 52 | 0.8790 | 72 | 0.8683 |
| 33 | 0.8944 | 53 | 0.8783 | 73 | 0.8680 |
| 34 | 0.8933 | 54 | 0.8776 | 74 | 0.8678 |
| 35 | 0.8923 | 55 | 0.8770 | 75 | 0.8676 |
| 36 | 0.8913 | 56 | 0.8763 | 76 | 0.8673 |
| 37 | 0.8907 | 57 | 0.8757 | 77 | 0.8671 |
| 38 | 0.8895 | 58 | 0.8751 | 78 | 0.8669 |
| 39 | 0.8887 | 59 | 0.8744 | 79 | 0.8667 |
| 40 | 0.8878 | 60 | 0.8739 | 80 | 0.8665 |
| 41 | 0.8870 | 61 | 0.8733 | - | - |
| 42 | 0.8863 | 62 | 0.8727 | 90 | 0.8598 |
| 43 | 0.8854 | 63 | 0.8721 | - | - |
| 44 | 0.8846 | 64 | 0.8716 | 98 | 0.8493 |

1.6.23. BOMBAS DE DESPACHO 1 Y 2

Las bombas de despacho realizan la acción de llenado de los carro-tanques por medio de la succión del producto terminado de los tanques de almacenamiento, este producto puede ser aceite de palma o palmiste según corresponda al cargue y lo retiran del tanque que se encuentre apto para dicha operación y de acuerdo con los requerimientos expresados por el cliente, en las tablas 65 y 66 se encuentra la caracterización de las bombas de acuerdo con las pruebas establecidas para esta.

Tabla 65. Caudal bomba de despacho 1.

| Bomba de Despachos 1 | | | | |
|-----------------------------|------------------------|----------|----------|-----------------|
| Dimensiones/Forma | Formula | | | |
| | 1 | 2 | 3 | Promedio |
| Altura Inicial (m) | 3.793 | 2.922 | 2.04 | - |
| Altura Final (m) | 2.922 | 2.04 | 1.181 | - |
| Dif. Alturas (m) | 0.871 | 0.882 | 0.859 | 0.870667 |
| Masa Inicial (Kg) | 158900 | 122640 | 85950 | - |
| Masa Final (Kg) | 122790 | 86120 | 50460 | - |
| Dif. Masa (Kg) | 36110 | 36520 | 35490 | 36040 |
| Densidad (Kg/L) | 0.8744 | 0.8733 | 0.8716 | 0.8731 |
| Volumen (L) | 41296.9 | 41818.39 | 40718.22 | 41277.84 |
| Tiempo (h) | 0.6846 | 0.6847 | 0.7066 | 0.691967 |
| Caudal (L/h) | 60317.3 | 61076.48 | 57628.05 | 59673.94 |
| Temperatura Tanque (°C) | 59 | 61 | 64 | 61.33333 |
| Temperatura Bomba (°C) | 57 | 56 | 57 | 56,66667 |
| Potencia (HP) | 15 | 15 | 15 | 15 |
| Dimensiones/Forma | Bascula y Carga | | | |
| | 1 | 2 | 3 | Promedio |
| Masa (Kg) | 35870 | 36050 | 34860 | 35593.33 |
| Densidad (Kg/L) | 0.8776 | 0.8757 | 0.8739 | 0.875733 |
| Volumen (L) | 40872.84 | 41167.07 | 39890.15 | 40643.35 |
| Tiempo (h) | 0.6846 | 0.6847 | 0.7066 | 0.691967 |
| Caudal (L/h) | 59697.91 | 60125.22 | 56456.09 | 58759.74 |
| Temperatura Aceite (°C) | 54 | 57 | 60 | 57 |

Tabla 66. Caudal bomba de despacho 2.

| Bomba de Despachos 2 | | | | |
|-----------------------------|-----------------------------|-----------------------------|-----------------------------|-----------------------------|
| Dimensiones/Forma | Formula | | | |
| | 1 | 2 | 3 | Promedio |
| Altura Inicial (m) | 5.267 | 7.003 | 6.020 | - |
| Altura Final (m) | 4.429 | 6.159 | 5.168 | - |
| Dif. Alturas (m) | 0.838 | 0.844 | 0.852 | 0.8447 |
| Masa Inicial (Kg) | 220330 | 292410 | 251600 | - |
| Masa Final (Kg) | 185540 | 257370 | 216220 | - |
| Dif. Masa (Kg) | 34790 | 35040 | 35380 | 35070 |
| Densidad (Kg/L) | 0.8757 | 0.8763 | 0.8770 | 0.876333 |
| Volumen (L) | 39728.22 | 39986.31 | 40342.07 | 40018.87 |
| Tiempo (h) | 1.1854 | 1.1488 | 1.1863 | 1.1735 |
| Bomba de Despachos 2 | Bomba de Despachos 2 | Bomba de Despachos 2 | Bomba de Despachos 2 | Bomba de Despachos 2 |
| Temperatura Tanque (°C) | 57 | 56 | 55 | 56 |
| Temperatura Bomba (°C) | 32 | 32 | 33 | 32.33333 |
| Potencia (HP) | 3.6 | 3.6 | 3.6 | 3.6 |
| Dimensiones/Forma | Bascula y Carga | | | |
| | 1 | 2 | 3 | Promedio |
| Masa (Kg) | 34530 | 34760 | 35120 | 34803.33 |
| Densidad (Kg/L) | 0.8804 | 0.8776 | 0.8790 | 0.8783 |
| Volumen (L) | 39220.81 | 39608.02 | 39954.49 | 39781.26 |
| Tiempo (h) | 1.1854 | 1.1488 | 1.1863 | 1.1735 |
| Caudal (L/h) | 33084 | 34477.73 | 33679.92 | 33747.22 |
| Temperatura Aceite (°C) | 50 | 54 | 52 | 52 |

1.6.24. BOMBA DE RECUPERACION FLORENTINOS

El objetivo de esta bomba es el de dirigir el aceite recuperado en el florentino hacia el tanque desarenador para que vuelva a iniciar el ciclo de clarificación en el tamiz vibratorio y tanque de crudos, en la tabla 67 se encuentra la tabla con la caracterización de la bomba de acuerdo con las pruebas establecidas para esta.

Tabla 67. Caudal bomba de recuperación florentinos.

| Bomba Florentinos | | | | | | | | |
|--------------------------|----------------------|---------------------------|----------------------------|------------------------------------|-----------------------|-------------------------------------|--------------------------|-----------------------------|
| Largo (m) | Ancho (m) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Potencia (HP) | Temperatura (°C) |
| 1.492 | 0.997 | 0.476 – 0.419 | 0.057 | 0.08478 | 0.00576 | 14.7033 | 3.6 | 33 |
| 1.492 | 0.997 | 0.419 – 0.364 | 0.055 | 0.08181 | 0.00569 | 14.3743 | 3.6 | 29 |
| 1.492 | 0.997 | 0.364 – 0.308 | 0.056 | 0.08330 | 0.0057 | 14.6143 | 3.6 | 32 |
| 1.492 | 0.997 | 0.368 – 0.310 | 0.058 | 0.08627 | 0.00573 | 15.0409 | 3.6 | 33 |
| 1.492 | 0.997 | 0.480 – 0.422 | 0.058 | 0.08627 | 0.00568 | 15.1806 | 3.6 | 30 |
| 1.492 | 0.997 | 0.4214 – 0.3646 | 0.0568 | 0.08449 | 0.00571 | 14.7826 | 3.6 | 31.4 |

1.6.25. BOMBAS DE LODOS A PISCINAS 1 Y 2

La función de estas bombas es la de retirar y dirigir los lodos pesados y residuos del proceso hacia las piscinas anaerobias (1 y 2) y facultativa (3) por medio de un canal en esta dirección, lo que se encuentra en este foso es lo proveniente de florentinos que ya es desecho, en las tablas 68 y 69 se encuentra la caracterización de las bombas de acuerdo con las pruebas establecidas para esta

Tabla 68. Caudal bomba de lodos a piscinas 1.

| Bomba a Piscinas 1 | | | | | | | | |
|---------------------------|------------------|------------------------|------------------------|--------------------------------|-------------------|---------------------------------|----------------------|-------------------------|
| Largo (m) | Ancho (m) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Potencia (HP) | Temperatura (°C) |
| 4 | 2.15 | 1.254 – 1.210 | 0.044 | 0.3784 | 0.012377 | 30.5709 | 3.6 | 54 |
| 4 | 2.15 | 1.215 – 1.170 | 0.045 | 0.387 | 0,012319 | 31,4137 | 3.6 | 53 |
| 4 | 2.15 | 1.185 – 1.149 | 0.036 | 0.3096 | 0.012375 | 25.0181 | 3.6 | 55 |
| 4 | 2.15 | 1.170 – 1.131 | 0.039 | 0.3354 | 0.01243 | 26,9638 | 3.6 | 53 |
| 4 | 2.15 | 1.140 – 1.102 | 0.038 | 0.3268 | 0.01239 | 26.3607 | 3.6 | 56 |
| 4 | 2.15 | 1.1928 – 1.1544 | 0.0404 | 0.34744 | 0.01238 | 28.0654 | 3.6 | 54.2 |

Tabla 69. Caudal bomba de lodos a piscinas 2.

| Bomba a Piscinas 2 | | | | | | | | |
|---------------------------|------------------|------------------------|------------------------|--------------------------------|-------------------|---------------------------------|----------------------|-------------------------|
| Largo (m) | Ancho (m) | Dif. Prof. (m) | Profundidad (m) | Volumen (m³) | Tiempo (h) | Caudal (m³/h) | Potencia (HP) | Temperatura (°C) |
| 4 | 2.15 | 0.724 – 0.686 | 0.038 | 0.3268 | 0.012333 | 26.4972 | 3.6 | 38 |
| 4 | 2.15 | 0.697 – 0.659 | 0.038 | 0.3268 | 0.012308 | 26.5511 | 3.6 | 41 |
| 4 | 2.15 | 0.668 – 0.631 | 0.037 | 0.3182 | 0.01215 | 26.1893 | 3.6 | 42 |
| 4 | 2.15 | 0.637 – 0.595 | 0.042 | 0.3612 | 0.012352 | 29.2403 | 3.6 | 41 |
| 4 | 2.15 | 0.600 – 0.557 | 0.043 | 0.3698 | 0.012244 | 30.2014 | 3.6 | 39 |
| 4 | 2.15 | 0.6652 - 0,6256 | 0.0396 | 0.34056 | 0.012277 | 27.7359 | 3.6 | 40.2 |

Tabla 70. Valores de masa en esterilización y desfrutación.

| Numero RFF /Peso Etapas | w RFF (Kg) | w Esterilización (Kg) | w Desfrutación (Kg) | w RFF (Kg) - w Esterilizado (Kg) | w Esterilizado (Kg) - w Desfrutado (Kg) |
|-------------------------|---------------|-----------------------|---------------------|----------------------------------|---|
| 1 | 14.25 | 12.50 | 5.00 | 1.75 | 7.50 |
| 2 | 15.25 | 11.00 | 3.00 | 4.25 | 8.00 |
| 3 | 22.50 | 17.50 | 5.00 | 5.00 | 12.50 |
| 4 | 17.00 | 13.00 | 3.50 | 4.00 | 9.50 |
| 5 | 9.50 | 6.75 | 2.25 | 2.75 | 4.50 |
| 6 | 13.25 | 10.25 | 3.50 | 3.00 | 6.75 |
| 7 | 12.25 | 6.50 | 2.50 | 5.75 | 4.00 |
| 8 | 18.50 | 12.00 | 3.50 | 6.50 | 8.50 |
| 9 | 12.00 | 9.75 | 3.00 | 2.25 | 6.75 |
| 10 | 16.50 | 12.50 | 3.50 | 4.00 | 9.00 |
| 11 | 14.25 | 11.75 | 3.75 | 2.50 | 8.00 |
| 12 | 13.50 | 10.25 | 3.50 | 3.25 | 6.75 |
| 13 | 12.75 | 11.00 | 3.25 | 1.75 | 7.75 |
| 14 | 17.00 | 14.75 | 4.50 | 2.25 | 10.25 |
| 15 | 9.00 | 6.75 | 2.00 | 2.25 | 4.75 |
| 16 | 16.00 | 11.50 | 3.25 | 4.50 | 8.25 |
| 17 | 20.00 | 13.50 | 4.00 | 6.50 | 9.50 |
| 18 | 12.00 | 9.00 | 3.25 | 3.00 | 5.75 |
| 19 | 21.00 | 17.00 | 5.00 | 4.00 | 12.00 |
| 20 | 19.50 | 12.25 | 3.50 | 7.25 | 8.75 |
| Promedio | 15.30 | 11.48 | 3.54 | 3.825 | 7.94 |
| Total | 306.00 | 229.50 | 70.75 | 76.50 | 158.75 |

Se va a adicionar una información tabulada de los valores en masa de los racimos de fruto en las etapas de esterilización y desfrutación, estos datos sirvieron para realizar el balance de masa en estas dos etapas que posteriormente sirvió de complemento del balance global del proceso, se consigno esta información en la tabla 70.

Las tablas 71 y 72 contienen los valores obtenidos para la muestra inicial tomada en el desarrollo del balance de masa sobre los condensados de chimenea y los condensados de esterilización.

Tabla 71. Valores en condensados de chimenea muestra.

| CONDENSADOS DE CHIMENEA | |
|--|----------|
| w muestra húmeda (g) | 25.1520 |
| w muestra seca+tasa+algodón+papel filtro (g) | 99.7542 |
| w tasa + algodón + papel filtro (g) | 98.6353 |
| w solidó seco aceitoso (g) | 1.1189 |
| w balón + aceite (g) | 166.7915 |
| w balón seco (g) | 166.7064 |
| w aceite (g) | 0.0851 |
| w solidó seco no aceitoso (SSNA) (g) | 1.0338 |
| % aceite en SSNA | 8.23 |
| % aceite en condensados de chimenea | 0.34 |
| Valor masa / volumen (g/L) | 3.40 |

Muestra centrifugada por 5 minutos y se encontró: Sedimentos pesados que representan el 0.3% V/V, trazas de aceite y el resto es agua.

Tabla 72. Valores en condensados de esterilización muestra.

| CONDENSADOS DE ESTERILIZADOR | |
|--|----------|
| W muestra húmeda (g) | 25.6160 |
| W muestra seca+tasa+algodón+papel filtro (g) | 79.3054 |
| W tasa + algodón + papel filtro (g) | 78.1045 |
| W solidó seco aceitoso (g) | 1.2009 |
| W balón + aceite (g) | 164.3307 |
| W balón seco (g) | 164.2567 |
| W aceite (g) | 0.074 |
| W solidó seco no aceitoso (SSNA) (g) | 1.1269 |
| % aceite en SSNA | 6.57 |
| % aceite en condensados de chimenea | 0.29 |
| Valor masa / volumen (g/L) | 2.90 |

Muestra centrifugada por 5 minutos y se encontró: Sedimentos pesados que representan el 1% V/V, trazas de aceite por valor de 0.8% V/V y el resto es agua.

De las tablas 73 a la 76 se presenta las contra-muestras 1 y 2 de los condensados de chimenea y los condensados de la etapa de esterilización, con su respectiva explicación.

Tabla 73. Valores en condensados de chimenea contra-muestra-1.

| CONDENSADOS DE CHIMENEA | |
|--|----------|
| w muestra húmeda (g) | 25.2208 |
| w muestra seca+tasa+algodón+papel filtro (g) | 80.7505 |
| w tasa + algodón + papel filtro (g) | 79.4596 |
| w solidó seco aceitoso (g) | 1.2909 |
| w balón + aceite (g) | 164.3505 |
| w balón seco (g) | 164.2548 |
| w aceite (g) | 0.0957 |
| w solidó seco no aceitoso (SSNA) (g) | 1.1952 |
| % aceite en SSNA | 8.0070 |
| % aceite en condensados de chimenea | 0.3175 |
| Valor masa / volumen (g/L) | 3.1748 |

Muestra centrifugada por 5 minutos y se encontró:

Se presentaron trazas de aceite en la superficie de la muestra con valor de 0.01% V/V, sedimentos pesados del orden de 0.05% V/V y el resto es contenido de agua.

Tabla 74. Valores en condensados de esterilización en contra-muestra-1.

| CONDENSADOS DE ESTERILIZADOR | |
|--|----------|
| w muestra húmeda (g) | 25.1632 |
| w muestra seca+tasa+algodón+papel filtro (g) | 78.7554 |
| w tasa + algodón + papel filtro (g) | 77.3824 |
| w solidó seco aceitoso (g) | 1.3730 |
| w balón + aceite (g) | 166.8151 |
| w balón seco (g) | 166.7088 |
| w aceite (g) | 0.1063 |
| w solidó seco no aceitoso (SSNA) (g) | 1.2667 |
| % aceite en SSNA | 8.3919 |
| % aceite en condensados de chimenea | 0.3335 |
| Valor masa / volumen (g/L) | 3.3350 |

Muestra centrifugada por 5 minutos y se encontró:

Se presentaron trazas de aceite en la superficie de la muestra con valor de 0.03% V/V, sedimentos pesados del orden de 0.02% V/V y el resto es contenido de agua. Los datos de la contra-muestra-2, la muestra se centrifugo por 5 minutos y se encontraron trazas de aceite en la superficie de la muestra, sedimentos pesados y el resto es contenido de agua.

Tabla 75. Valores en condensados de chimenea contra-muestra-2.

| CONDENSADOS DE CHIMENEA | |
|--|----------|
| w muestra húmeda (g) | 25.0608 |
| w muestra seca+tasa+algodón+papel filtro (g) | 92.1657 |
| w tasa + algodón + papel filtro (g) | 91.1686 |
| w solidó seco aceitoso (g) | 0.9971 |
| w balón + aceite (g) | 166.7644 |
| w balón seco (g) | 166.7107 |
| w aceite (g) | 0.0537 |
| w solidó seco no aceitoso (SSNA) (g) | 0.9434 |
| % aceite en SSNA | 5.6922 |
| % aceite en condensados de chimenea | 0.2271 |
| Valor masa / volumen (g/L) | 2.2713 |

Tabla 76. Valores en condensados de esterilización en contra-muestra-2.

| CONDENSADOS DE ESTERILIZADOR | |
|--|----------|
| w muestra húmeda (g) | 25.0325 |
| w muestra seca+tasa+algodón+papel filtro (g) | 79.6030 |
| w tasa + algodón + papel filtro (g) | 78.4675 |
| w solidó seco aceitoso (g) | 1.1355 |
| w balón + aceite (g) | 164.3094 |
| w balón seco (g) | 164.2578 |
| w aceite (g) | 0.0516 |
| w solidó seco no aceitoso (SSNA) (g) | 1.0839 |
| % aceite en SSNA | 4.7606 |
| % aceite en condensados de chimenea | 0.1902 |
| Valor masa / volumen (g/L) | 1.9018 |

A continuación se realiza una comparación entre las dos contra muestras y la muestra original:

En las cuatro tablas anteriores pertenecientes a las contra-muestras-1 y 2 se puede notar como fue el cambio en los contenidos de aceite respecto de los condensados de chimenea y los condensados del esterilizador, en la contra-muestra 2 contienen mayor cantidad de aceite que los condensados del esterilizador y el valor es notorio, en la contra-muestra-1 el comportamiento es el contrario; los condensados del esterilizador contienen mayor cantidad de aceite que los condensados de la chimenea pero este valor de diferencia es mínimo.

La muestra y la contra-muestra 2 presentan un comportamiento similar debido a que en las dos; los condensados de chimenea presentan mayor contenido de aceite que los condensados de chimenea, se realizaron dos contra-muestras para poder establecer de una forma más clara unos valores de los contenidos de aceite que están presentes en las dos clases de condensados en la etapa de esterilización.

ANEXO 2. TEORIA SOBRE CARACTERIZACIÓN DE UN PROCESO Y PALMA AFRICANA

CARACTERIZACIÓN DE UN PROCESO

Cuando se caracteriza un proceso no existe una pauta estandarizada que se pueda seguir, pero hay algunas formas que nos pueden servir para llegar globalmente por medio de una serie de herramientas a conseguirlo.

Algunos Tipos de Caracterización:

Caracterización Descriptiva:

Esta forma tiene en cuenta lo concerniente a las operaciones y demás variables de proceso, como las de entrada y salida, lo que se alimenta, lo que se produce, los balances de masa y energía, las variables a mantener y a controlar como presiones, temperaturas, flujos, niveles y otras variables a conocer del sistema, además se puede tener en cuenta en esta etapa lo que tiene que ver con la parte de los equipos luego de diseñados y requerimientos de materiales, lo anterior se representa con diagramas de flujo de diferente detalle y se traducen en manuales de proceso y operación.

Caracterización Evaluativa:

Aquí se tienen en cuenta los criterios referentes a algún tipo de evaluación económica básica del proceso (materias primas, insumos, mercado, localización, etc.), las perspectivas del proyecto, que y con qué fin se va a producir, lo anterior se verá reflejado en la competitividad y rentabilidad del proceso, entre otras.

Caracterización Prospectiva:

Esta parte contiene lo que tiene que ver con la obsolescencia tecnológica, el cumplimiento de las expectativas del proceso y luego de un tiempo de producción como se ve el proceso, para tomar las decisiones pertinentes sobre el proyecto, lo que se quiere con esto es llegar a predecir o proyectar el futuro del proceso.

Caracterización Ambiental:

En esta parte se debe tener en cuenta todos los aspectos concernientes a una evaluación ambiental del proceso, saber cómo este puede afectar el medio donde se está desarrollando, como lo que se produce, los servicios industriales bien suministrados, si se puede integración energética para disminuir el consumo de energía, tratar de llevar a cabo si es posible las Prácticas de Producción Más Limpia (PML) y lo que se considere pertinente para que se cumplan con las condiciones ambientales más adecuadas, esta clase de caracterización puede tener su parte en cada una de las anteriores, por la relevancia de la misma en todos los aspectos.

Como se puede ver en el anterior texto hace falta tener en cuenta más aspectos concernientes al tema, para que pueda ser considerada realmente como la caracterización de un proceso, lo que se trató de hacer con la explicación sobre los tipos de caracterización fue dar una idea global sobre algunas de las muchas variables que se deben considerar al momento de emprender el desarrollo de un tema tan complejo como el de la caracterización de un proceso, el tipo de caracterización que se llevo a cabo durante esta práctica fue la **Caracterización Descriptiva**.

HISTORIA DE LA PALMA AFRICANA

La palma de aceite es una planta tropical propia de climas cálidos que crece en tierras por debajo de los 500 metros sobre el nivel del mar, es originaria del Golfo de Guinea (África occidental), de ahí su nombre científico, *Elaeis guineensis* Jacq y su denominación popular: palma africana de aceite, se extiende hasta 15° de latitud norte y sur, este es un cultivo que tarda entre 2 y 3 años para empezar a producir frutos y puede hacerlo durante más de 25 años, dentro de los cultivos de semillas oleaginosas es el que produce mayor cantidad de aceite por hectárea, con un contenido del 50% en el fruto, puede rendir de 3.000 a 5.000 Kg de aceite de pulpa por hectárea, mas 600 a 1.000 Kg de aceite de palmiste, la producción mundial de aceite de palma se calcula en más de 3.000 millones de toneladas métricas, los principales países productores son: Malasia, Nigeria, Indonesia, Zaire, Costa de Marfil, y otros países africanos y sudamericanos, su introducción a la América tropical se atribuye a los colonizadores y comerciantes esclavos portugueses, que la usaban como parte de la dieta alimentaria de sus esclavos en el Brasil.

LA PALMA AFRICANA EN COLOMBIA

En 1932, Florentino Claes fue quien introdujo la palma africana de aceite en Colombia y fueron sembradas con fines ornamentales en la Estación Agrícola de Palmira (Valle del Cauca), pero el cultivo comercial sólo comenzó en 1945 cuando la United Fruit Company estableció una plantación en la zona bananera del departamento del Magdalena, la expansión del cultivo en Colombia ha mantenido un crecimiento sostenido, los departamentos que poseen más área sembrada en palma de aceite son en su orden: Meta (1), Cesar (2), **Santander (3)**, Magdalena (4), Nariño (5), Casanare (6), Bolívar (7), Cundinamarca (8) y Norte de Santander (9), Colombia es el primer productor de palma de aceite en América Latina y el cuarto en el mundo,

tiene como fortaleza un gremio que cuenta con sólidas instituciones, ya que desde 1962 fue creada la Federación Nacional de Cultivadores de Palma de Aceite a mediados de la década de 1960 existían 18.000 hectáreas en producción y hoy existen más de 270.000 hectáreas en 73 municipios del país distribuidos en cuatro zonas productivas:

- **Norte** - Magdalena, Norte del Cesar, Atlántico, Guajira.
- **Central** - **Santander**, Norte de Santander, sur del Cesar, Bolívar.
- **Oriental** - Meta, Cundinamarca, Casanare, Caquetá.
- **Occidental** – Nariño.

LA PLANTA

En una palma de aceite se contonean alegres flores masculinas y femeninas, de las que nacen frutos por millares, esféricos, ovoides o alargados, para conformar racimos compactos de entre 10 y 40 kilogramos de peso. Antes de adquirir el alegre y vistoso color anaranjado rojizo del sol tropical que les brinda la madurez, los frutos son de color violeta oscuro, casi negro. En su interior guardan una única semilla, la almendra o palmiste, que protegen con el cuesco, un endocarpio leñoso rodeado, a su vez, por una pulpa carnososa. Ambas, almendra y pulpa, proveen aceite con generosidad. La primera, el de palmiste, y la segunda, el de palma propiamente dicho.

El tallo o estípite de la reina de las oleaginosas es erecto y tiene la forma de un cono invertido. Antes de envejecer es áspero, por las bases peciolares que lo revisten. Pero cuando llega a la vejez, aunque liso, se muestra segmentado por las cicatrices que le imprimen sus cerca de cuarenta hojas al marchitarse y caer.

En su edad mediana las hojas se extienden de manera casi paralela al suelo, entre tres y siete metros. Cada una está compuesta de unos 250 folíolos lineales, insertos a uno y otro lado del pecíolo, pero de manera irregular. La apariencia desordenada de la hoja es uno de los rasgos característicos de la especie.

La vida productiva de la palma de aceite puede durar más de cincuenta años, pero desde los veinte o veinticinco su tallo alcanza una altura que dificulta las labores de cosecha y marca el comienzo de la renovación en las plantaciones comerciales.

PROCESO AGROINDUSTRIAL

La palma de aceite es un cultivo perenne y de tardío y largo rendimiento ya que la vida productiva puede durar más de 50 años, pero desde los 25 se dificulta su cosecha por la altura del tallo.

El procesamiento de los frutos de la palma de aceite se lleva a cabo en la planta de beneficio o planta extractora. En ella se desarrolla el proceso de extracción del aceite crudo de palma y de las almendras o del palmiste.

El proceso consiste en esterilizar los frutos, desgranarlos, macerarlos, extraer el aceite de la pulpa, clarificarlo y recuperar las almendras del bagazo resultante, lo cual se realiza mediante procesos mecánicos y térmicos.

De las almendras se obtienen dos productos: el aceite de palmiste y la torta de palmiste que sirve para alimentos animal.

Al fraccionar el aceite de palma se obtienen también dos productos: la oleína y la estearina de palma. La primera es líquida en climas cálidos y se puede mezclar con cualquier aceite vegetal. La otra es la fracción más sólida y sirve para producir grasas, principalmente margarinas y jabones. Las propiedades de cada una de las porciones del aceite de palma explican su versatilidad, así como sus numerosas aplicaciones.

Múltiples Usos:

Por su composición física, el aceite de palma puede usarse en diversas preparaciones sin necesidad de hidrogenarse, proceso mediante el cual se forman los trans, indeseables ácidos grasos precursores de enfermedades como la diabetes y los cardiovasculares, entre otras.

Actualmente, es el segundo aceite más consumido en el mundo y se emplea como aceite de cocina, para elaborar productos de panadería, pastelería, confitería, heladería, sopas instantáneas, salsas, diversos platos congelados y deshidratados, cremas no lácteas para mezclar con el café.

A su vez, los aceites de palma y palmiste sirven de manera especial en la fabricación de productos oleoquímicos como los ácidos grasos, ésteres grasos, alcoholes grasos, compuestos de nitrógeno graso y glicerol, elementos esenciales en la producción de jabones, detergentes, lubricantes para pintura, barnices, gomas y tinta.

En los últimos tiempos ha venido tomando fuerza su utilización como biocombustible. El biodiésel en la actualidad es una nueva alternativa para la utilización del aceite de palma como materia prima de otros productos.

PALMA DE ACEITE CULTIVO ECOLOGICO

Las palmas de aceite adultas conforman verdaderos paisajes forestales donde cohabitan numerosas especies de flora y fauna. Crean microclimas y ambientes favorables para la sostenibilidad de los cultivos y el bienestar de las poblaciones que habitan alrededor de ellas.

Por fijar cantidades considerables de gas carbónico mediante la fotosíntesis, esta planta contribuye a mitigar el calentamiento global. Todas las sus partes de la palma se utilizan, por lo tanto no hay desperdicios que contaminen.

Dentro de los cultivos de semillas oleaginosas, la palma de aceite es la más eficiente en la conversión de energía y su siembre previene la erosión.

En Colombia la palma de aceite se establece sin necesidad de talar bosques nativos, pues ocupa territorios que antes eran utilizados para otras actividades agropecuarias. Para evitar el uso de plaguicidas químicos, se han implementado diversas técnicas de control biológico. A partir de ahí, los palmicultores colombianos se comprometen con el medio ambiente, adoptando una gestión de buenas prácticas que les permitan asegurar la competitividad frente a los estándares internacionales y estar atentos a la sostenibilidad del planeta.

LA PALMA SOCIAL

La palma de aceite ha ido ocupando en forma pacífica y sostenible el territorio nacional.

Hoy se yergue orgullosa en setenta y tres municipios de la mitad de los departamentos de Colombia, donde genera alrededor de ochenta mil

empleos que benefician a miles de familias y contribuye al desarrollo regional.

La agroindustria palmera agrupa a pequeños cultivadores, trabajadores agrícolas, personal administrativo, técnicos y profesionales de diferentes disciplinas, empresarios del campo e industriales. Un variado equipo humano, cohesionado por su indeclinable vocación trabajadora y empresarial.

En las regiones palmeras de Colombia se unen los medianos y grandes empresarios con los pequeños productores en alianzas estratégicas, en las que confluyen los saberes, las culturas y las energías en mutua disposición para el progreso.

EL ACEITE DE PALMA PARA LA SALUD HUMANA

El aceite de palma contiene una relación 1:1 entre ácidos grasos saturados e insaturados, además es fuente importante de antioxidantes naturales como los tocoferoles, los tocotrienoles, y los carotenos. Se han realizado múltiples estudios sobre los efectos del consumo de aceite de palma en la salud humana, principalmente relacionados con el perfil lipídico, el retinol sérico (vitamina A), la trombosis arterial y el cáncer los cuales indican que:

- Tiene una alta concentración de grasa monoinsaturada, en forma de ácido oléico.
- Las dietas ricas en ácidos grasos monoinsaturados ayudan a reducir el colesterol sanguíneo, disminuyendo uno de los principales factores de riesgo en enfermedades coronarias.

- Algunos estudios han demostrado que el efecto del ácido palmítico sobre el colesterol sanguíneo es comparable con el del ácido esteárico, considerado como neutro.
- Es fuente natural de vitamina E, en forma de tocoferoles y tocotrienoles. Estos últimos actúan como protectores contra el envejecimiento de las células, la arteriosclerosis, el cáncer y algunas enfermedades neurodegenerativas como el alzheimer.
- Sin refinar, el aceite de palma es la fuente natural más rica de beta-caroteno (provitamina A). Su consumo ha resultado de gran utilidad para prevenir y tratar la deficiencia de vitamina A en poblaciones a riesgo.

En modelos humanos y animales se ha observado que el consumo de oleína de palma no altera significativamente los niveles de colesterol sanguíneo, reduce la oxidación de las LDL y la incidencia de tumores malignos, aumenta los niveles de retinol sanguíneo y previene la formación de trombos.