

**DISEÑO CONCEPTUAL DE LA EXTRACCIÓN DE CELULOSA PRESENTE  
EN LA BORRA DE CAFÉ POR MEDIO DE UNA DIGESTIÓN KRAFT**

**DANIELA ISABEL PINZÓN RUIDIAZ  
CRISTIAN RODRÍGUEZ JIMÉNEZ**

**Proyecto integral de grado para optar al título de  
Ingeniero Químico**

**Orientador:**

**Felipe Correa Mahecha**

**Msc Desarrollo Sostenible y Medio Ambiente  
Ingeniero Químico**

**FUNDACIÓN UNIVERSIDAD DE AMÉRICA  
FACULTAD DE INGENIERÍAS  
PROGRAMA DE INGENIERÍA QUÍMICA  
BOGOTÁ  
2022**

**NOTA DE ACEPTACIÓN**

---

---

---

---

---

---

---

---

---

---

---

Nombre  
Firma del director

---

Nombre  
Firma del presidente Jurado

---

Nombre Firma del Jurado

---

Nombre Firma del jurado

Bogotá D. C. junio de 2022

## **DIRECTIVOS DE LA UNIVERSIDAD**

Presidente de la Universidad y Rector de Claustro

Dr. Mario Posada García Peña

Consejero Institucional

Dr. Luis Jaime Posada García-Peña

Vicerrectora Académica y de Investigaciones

Dra. Alexandra Mejía Guzmán

Vicerrectora Administrativo y Financiero

Dr. Ricardo Alfonso Peñaranda Castro

Secretaría General

Dr. José Luis Macías Rodríguez

Decano de Facultad

Dra. Naliny Patricia Guerra Prieto

Director de Programa

Dra. Nubia Liliana Becerra Ospina

## **DEDICATORIA**

*Dedico este logro principalmente a mis padres, Leonor Beatriz Ruidiaz Peña y Nelson Arturo Pinzón Delgado, porque me guiaron en este camino llamado vida, y siempre fueron un ejemplo a seguir por el esfuerzo tan inmenso que hicieron para sacarnos adelante, el amor, la paciencia y el apoyo incondicional, porque este logro es por ellos y para ellos.*

*A hermanos Iván Arturo Pinzón Ruidiaz, María Alejandra Pinzón Ruidiaz, son mis compañeros de travesuras y de vida, me sacan sonrisas y rabias, pero siempre me brindaron un apoyo incondicional y nunca dudaron en que lo podía lograr.*

*A mis tíos María Teresa Pinzón Delgado y Salvador Benincore Castro mis segundos padres, porque me brindaron confianza para lograr las metas que uno se propone, motivación, dedicación y demasiado amor.*

*A mi novio Nicolás Escamilla Cáceres porque siempre tuvo una voz de aliento en los momentos complejos, por estar siempre a mi lado apoyándome pese a todas las dificultades y por su paciencia y amor infinito.*

*Por último, Gracias a Dios por brindarme está maravillosa familia que me apoya tanto y que nunca perdieron la esperanza*

### **Daniela Isabel Pinzón Ruidiaz**

*Dedico este logro principalmente a mis padres, Gladys Janeth Jiménez Lovera y Álvaro Rodríguez Bohórquez, por que, sin su ayuda, esfuerzo, dedicación, apoyo, confianza y amor, esto no sería posible, porque fue, es y será gracias a ellos, a su valentía, a su perseverancia y a sus enseñanzas, que logre afrontar los retos que se han presentado en mi vida hasta ahora y los futuros retos que me depare el destino, para lograr brindarles todo lo que he recibido y poder construir el futuro que nos merecemos, ya que ustedes son mi inspiración para seguir adelante y cumplir con todos los objetivos de mi vida, y si, de sus vidas también, los amo más que a nada y nadie en el mundo.*

*A mi hermano mayor, Jonathan Rodríguez Jiménez, porque sin importar la situación estuvo a mi lado desde que comencé la odisea universitaria hasta que logre culminarla, por demostrarme que la dedicación y la pasión son la clave del éxito, por motivarme a no rendirme ante ninguna adversidad, por ayudarme a centrar las ideas de mis proyectos y corregirme en las prácticas de las sustentaciones de mis trabajos, porque si me llegasen a preguntar de donde saco mi determinación diría sin duda que es de ese diseñador industrial al que con orgullo llamo mi hermano mayor.*

*Y finalmente a mi mascota Kaylen, que me permitió superar mi ansiedad y mis nervios mediante un lengüetazo o un ladrido inesperado que me sacaba de mis agobiantes pensamientos y me devolvían al lugar en donde me encontraba, por interrumpir mis exposiciones o subirse en mi cama para que todos mis compañeros lo vieran y así yo poder sentir un minuto de descanso de la presión de las notas y el estudio*

**Cristian Rodríguez Jiménez**

## AGRADECIMIENTOS

*Agradezco este trabajo a mis padres por el esfuerzo que hicieron para brindarme la oportunidad de estudiar, por apoyarme para salir adelante y alentarme a nunca rendirme , a mis hermanos por los consejos y el apoyo que siempre me han brindado, a mis tíos porque siempre creyeron en mi a mi novio por ser mi mano derecha en esta etapa, a mi compañero Cristian Rodríguez Jiménez porque siempre me tuvo paciencia y es un excelente amigo que sabe lidiar con mis crisis y a su familia, por ultimo pero no menos importante a nuestro director de tesis Felipe Correa Mahecha , por ayudarnos y guiarnos durante todo este proceso brindándonos a manos abiertas todo su conocimiento para que este proyecto saliera lo mejor posible.*

***Daniela Isabel Pinzón Ruidiaz***

*Agradezco inicialmente a Dios por ser mi socio y mi guía, porque definitivamente la fe mueve montañas. Agradezco a mis padres, por darme la oportunidad, que ellos no tuvieron, de estudiar una carrera universitaria, que gracias a su crianza y enseñanza soy la persona que soy, porque me enseñaron a valorar a la familia, a tener fe, a jamás dejar de soñar y a luchar por lo que quiero, agradezco tenerlos como padres porque me han dado la mejor vida, y sin su ayuda nada de esto sería posible, agradezco a mi hermano por impulsar mi creatividad, aconsejarme y apoyarme en todo este camino, porque mis logros y alegrías son también suyos, a toda mi familia, porque siempre se preocupan por mí, por su apoyo y amor incondicional, también agradezco a mi compañera Daniela Pinzón por aceptar hacer equipo conmigo en este trabajo, por tener siempre una mente positiva y realizar este logro juntos, a toda su familia por brindarme un techo y ser tan especiales conmigo, a mis amigas de infancia Paula y Camila por preocuparse por mí y darme ánimos desde que inicio mi carrera hasta la recta final, a mi amiga María Fernanda, por siempre estar cuando la necesite, por tener siempre las palabras adecuadas para cada momento difícil, por su sinceridad y carisma. Finalmente, pero no menos importante a nuestro director Felipe Correa Mahecha, por ayudarnos, apoyarnos y guiarnos durante todo este proyecto en todos los instantes que lo necesitamos, siempre dispuesto a escuchar, aconsejar.*

***Cristian Rodríguez Jiménez***

Las directivas de la Universidad de América, los jurados calificadores y el cuerpo docente no son responsables por los criterios e ideas expuestas en el presente documento. Estos corresponden únicamente a los autores.

## **TABLA DE CONTENIDO**

<b>RESUMEN</b>	<b>15</b>
<b>INTRODUCCIÓN</b>	<b>16</b>
<b>OBJETIVOS</b>	<b>18</b>
<b>1. GENERALIDADES</b>	<b>19</b>
1.1.    Procesamiento del café	19
1.1.1.    Residuos de la industria del café	20
1.1.2.    Aprovechamientos de los residuos del café	21
1.1.3.    Panorama global del café y la borra de café	23
1.2.    Métodos de extracción de celulosa	28
1.2.1.    Métodos de extracción a escala de laboratorio	28
1.2.2.    Métodos de extracción a escala industrial	29
1.3.    Proceso Kraft	30
1.3.1.    Etapas del proceso Kraft	31
<b>2. COMPOSICIÓN DE RESIDUOS SCG</b>	<b>38</b>
2.1.    Metodología	38
2.1.1.    Análisis de resultados	38
2.2.    Composición de los residuos SCG	41
<b>3. DISEÑO DEL PROCESO KRAFT PARA LA PRODUCCIÓN DE UNA PASTA DE CELULOSA</b>	<b>48</b>
3.1.    Etapas de secado de material sólido	56
3.1.1.    Secado 1	59
3.1.2.    Secado 2	61
3.1.3.    Secado 3	63
3.1.4.    Secado 4	65
3.1.5.    Posibles equipos para utilizar en las etapas de secado	66
3.2.    Etapas de extracción sólido-líquido	67
3.2.1.    Extracción de aceite	68
3.2.2.    Extracción de polifenoles	77
3.3.    Etapas de eliminación de solventes residuales	80
3.3.1.    Eliminación de hexano	84
3.3.2.    Eliminación de etanol	87

3.3.3.	Posibles equipos para utilizar en las etapas de eliminación	89
3.4.	Etapas de reacción	91
3.4.1.	Digestión, Cocción o pulpeo kraft	91
3.4.2.	Deslignificación	94
3.5.	Etapas de lavado y filtrado	95
3.5.1.	Lavado y filtrado 1	97
3.5.2.	Lavado y filtrado 2	98
3.5.3.	Posibles equipos para implementar en las etapas de lavado y filtrado	100
3.6.	Balance de energía de las etapas de producción de pasta de celulosa kraft	101
3.6.1.	Balance de energía de las etapas de secado	103
3.6.2.	Balance de energía de las etapas de extracción sólido-líquido	107
3.6.3.	Balance de energía de las etapas de eliminación	109
3.6.4.	Balance de energía de las etapas de reacción	111
3.6.5.	Balance de energía de las etapas de lavado y filtrado	113
3.7.	Dimensionamiento de equipos	115
3.7.1.	Dimensionamiento de las etapas de reacción	116
3.7.2.	Dimensionamiento de las etapas de extracción sólido-líquido	121
3.7.3.	Dimensionamiento de las etapas de secado	126
3.7.4.	Dimensionamiento de las etapas de eliminación	129
3.7.5.	Dimensionamiento de las etapas de lavado y filtrado	130
<b>4.</b>	<b>ANÁLISIS DE COSTOS DEL PROCESO KRAFT PARA EL APROVECHAMIENTO DE RESIDUOS SCG</b>	<b>133</b>
4.2.	Costeo de equipos	133
4.3.	Costeo de los insumos	136
4.4.	Costeo de servicios de la planta	137
	<b>CONCLUSIONES</b>	<b>140</b>
	<b>RECOMENDACIONES</b>	<b>141</b>
	<b>BIBLIOGRAFÍA</b>	<b>143</b>
	<b>ANEXOS</b>	<b>156</b>



## LISTA DE FIGURAS

<b>Figura 1:</b> Etapas del Proceso Kraft	32
<b>Figura 2:</b> Producción científica anual	39
<b>Figura 3:</b> Crecimiento de las fuentes	40
<b>Figura 4:</b> Nube Palabras Clave	41
<b>Figura 5:</b> Composición del SCG	44
<b>Figura 6:</b> Usos de celulosa	46
<b>Figura 7:</b> Esquema de toma de decisiones	48
<b>Figura 8:</b> Diagrama de entradas y salidas	52
<b>Figura 9:</b> Diagrama de bloques del proceso productivo	55
<b>Figura 10:</b> Diagrama de bloques del secado 1	59
<b>Figura 11:</b> Diagrama de bloques del secado 2	61
<b>Figura 12:</b> Diagrama de bloques del secado 3	63
<b>Figura 13:</b> Diagrama de bloques del secado 4	65
<b>Figura 14:</b> Diagrama de desarrollo de la matriz de selección de solvente	69
<b>Figura 15:</b> Diagrama de bloques proceso de extracción de aceites	75
<b>Figura 16:</b> Diagrama de bloques proceso de extracción de polifenoles	78
<b>Figura 17:</b> Diagrama de bloques proceso de eliminación de hexano	85
<b>Figura 18:</b> Diagrama de bloques proceso de eliminación de etanol	88
<b>Figura 19:</b> Diagrama de bloques del proceso Kraft	92
<b>Figura 20:</b> Diagrama de bloques del proceso de deslignificación de la pasta kraft	94
<b>Figura 21:</b> Diagrama de bloques del proceso de lavado y filtrado 1 de la pasta kraft	97
<b>Figura 22:</b> Diagrama de bloques del proceso de lavado y filtrado 2 de la pasta kraft	99
<b>Figura 23:</b> Diagrama PFD de una biorrefinería para la obtención de pasta de celulosa mediante una digestión kraft	132
<b>Figura 24:</b> Grafica de costeo del digestor kraft	134
<b>Figura 25:</b> Tarifas del acueducto en el municipio del Chinchiná	137
<b>Figura 26:</b> Tarifas de energía del municipio de Chinchiná	138

## LISTA DE TABLAS

<b>Tabla 1:</b> Café soluble producido y SCG generado	24
<b>Tabla 2:</b> Composición de residuos SCG	42
<b>Tabla 3:</b> Análisis estadístico de componentes SCG	43
<b>Tabla 4:</b> Parámetros para seleccionar un proceso batch	50
<b>Tabla 5:</b> Etapas y Procesos para la extracción de la pasta de celulosa	53
<b>Tabla 6:</b> Escenarios del proceso de obtención de celulosa SCG	56
<b>Tabla 7:</b> Balance de materia del secado 1	60
<b>Tabla 8:</b> Balance de materia el secado 2	62
<b>Tabla 9:</b> Balance de materia del secado 2	64
<b>Tabla 10:</b> Balance de materia del secado 4	66
<b>Tabla 11:</b> Matriz de ventajas y desventajas de los equipos de secado	67
<b>Tabla 12:</b> Resultados de la matriz de selección de solvente.	71
<b>Tabla 13:</b> Balance de materia del proceso de extracción de aceites	76
<b>Tabla 14:</b> Balance de materia del proceso de extracción de polifenoles	79
<b>Tabla 15:</b> Matriz de ventajas y desventajas de métodos de eliminación de solventes en componentes solidos	81
<b>Tabla 16:</b> Ecuación y constantes de Antoine	83
<b>Tabla 17:</b> Tabla de iteración para calcular la temperatura de burbuja del hexano	84
<b>Tabla 18:</b> Tabla de iteración para calcular la temperatura de rocío del hexano	85
<b>Tabla 19:</b> Balance de materia del proceso de eliminación de hexano	86
<b>Tabla 20:</b> Tabla de iteración para calcular la temperatura de burbuja del etanol	87
<b>Tabla 21:</b> Tabla de iteración para calcular la temperatura de rocío del hexano	87
<b>Tabla 22:</b> Balance de materia del proceso de eliminación de etanol	89
<b>Tabla 23:</b> Matriz ventajas y desventajas de diferentes hornos	90
<b>Tabla 24:</b> Balance de materia del proceso Kraft	93
<b>Tabla 25:</b> Balance de materia del proceso de deslignificación de la pasta kraft	95
<b>Tabla 26:</b> Balance de materia del proceso lavado y filtrado1 de la pasta kraft	98
<b>Tabla 27:</b> Balance de materia del proceso lavado y filtrado2 de la pasta kraft	100
<b>Tabla 28:</b> Matriz de ventajas y desventajas de los equipos de filtrado	101
<b>Tabla 29:</b> Constantes de algunas sustancias para el cálculo del Cp	102

<b>Tabla 30:</b> Balance de energía para el proceso de secado 1	105
<b>Tabla 31:</b> Balance de energía para el proceso de secado 2	105
<b>Tabla 32:</b> Balance de energía para el proceso de secado 3	106
<b>Tabla 33:</b> Balance de energía para el proceso de secado 4	106
<b>Tabla 34:</b> Balance de energía para el proceso de extracción de aceites	108
<b>Tabla 35:</b> Balance de energía para el proceso de extracción de polifenoles	109
<b>Tabla 36:</b> Balance de energía para el proceso de eliminación de hexano	110
<b>Tabla 37:</b> Balance de energía para el proceso eliminación de etanol	111
<b>Tabla 38:</b> Balance de energía para el proceso de digestión kraft	112
<b>Tabla 39:</b> Balance de energía para el proceso de deslignificación	113
<b>Tabla 40:</b> Balance de energía para el proceso de lavado y filtrado 1	114
<b>Tabla 41:</b> Balance de energía para el proceso de lavado y filtrado 2	115
<b>Tabla 42:</b> Dimensionamiento del digestor kraft	120
<b>Tabla 43:</b> Dimensionamiento del deslignificador	121
<b>Tabla 44:</b> Dimensionamiento del extractor de aceites	125
<b>Tabla 45:</b> Dimensionamiento del extractor de polifenoles	125
<b>Tabla 46:</b> Dimensionamiento del secador 1	126
<b>Tabla 47:</b> Dimensionamiento del secador 2	127
<b>Tabla 48:</b> Dimensionamiento del secador 3	127
<b>Tabla 49:</b> Dimensionamiento del secador 4	128
<b>Tabla 50:</b> Dimensionamiento del horno 1	129
<b>Tabla 51:</b> Dimensionamiento del horno 2	129
<b>Tabla 52:</b> Dimensionamiento del filtro 1	130
<b>Tabla 53:</b> Dimensionamiento del filtro 2	131
<b>Tabla 54:</b> Producción de un lote de pasta de celulosa	133
<b>Tabla 55:</b> Costeo de equipos para la producción de pasta de celulosa	135
<b>Tabla 56:</b> Corrección de costos al año 2022	136
<b>Tabla 57:</b> Costeo insumos	136
<b>Tabla 58:</b> Costos del servicio de agua	138
<b>Tabla 59:</b> Costos del servicio de energía	139

## LISTA DE SIMBOLOS

SCG – Spent Coffee Grounds.

DPN – Departamento Nacional de Planeación.

pH – Potencial de Hidrogeno.

MJ – Mega julios.

kg- Kilogramo.

L – Litros.

ton - Toneladas.

g – Gramos

ml – Mililitros.

CO<sub>2</sub> – Dióxido de Carbono.

PET – Polietilenterefalato.

PHA – Polihidroxialcanoatos.

PLA – Ácido Poli láctico.

NaOH - Hidróxido de Sodio.

CH<sub>3</sub>COOH - Ácido Acético.

HCl - Ácido Clorhídrico.

*C<sub>2</sub>H<sub>5</sub>OH* – Etanol.

*H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>* - Peróxido de Hidrógeno.

NaOH – Hidróxido de Sodio.

Na<sub>2</sub>S – Sulfuro de Sodio.

HNO<sub>3</sub> – Ácido Nítrico.

H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> - Ácido Sulfúrico.

$C_4H_6O_3$  - Anhídrido Acético.

películas de RX

$S_2C$  - Sulfuro de Carbono.

h – Horas.

$^{\circ}C$  – Grados Celsius.

ECF – Blanqueo Libre de Cloro Elemental.

TCF – Blanqueo totalmente libre de Cloro.

AOX - Halógenos Orgánicos Absorbibles.

$ClO_2$  - Dióxido de Cloro.

$NaClO$  - Hipoclorito de Sodio.

$O_2$  – Oxígeno.

$H_2O_2$  - Peróxido de hidrógeno.

$O_3$  – Ozono.

FNC – Federación Nacional de Cafeteros.

BS – Base Seca.

Cel – Celulosa.

Hem – Hemicelulosa.

Lig – Lignina.

Pro – Proteínas.

Pol – Polifenoles.

Ace – Aceites.

Hex – Hexano.

Eta – Etanol.

Cp – Capacidad calorífica.

Hvap – Entalpía de evaporación.

KJ – Kilojulio.

Q – Calor.

m<sup>3</sup> – Metros Cúbicos.

m<sup>2</sup> – Metros Cuadrado.

$\rho_{\text{Mezcla}}$  – Densidad de Mezcla.

mi – Masa de una sustancia.

vi – Volumen de una sustancia.

USD – dólares estadounidenses.

COP – pesos colombianos.

## RESUMEN

El presente trabajo expone una alternativa de aprovechamiento de la borra de café (SCG), debido a que Colombia es un país cafetero y el SCG es uno de los principales residuos resultantes del procesamiento del grano de café, por lo que inicialmente se brinda un panorama general de la producción de café y los diferentes residuos generados.

Posteriormente se realiza la búsqueda bibliográfica para establecer la cantidad de café procesado en diferentes fabricas del país, junto con el SCG que genera cada una y el uso que le dan. Para así establecer como base de cálculo el 20% del SCG producido por la planta de Buencafé ubicada en el municipio de Chinchiná en el departamento de caldas, ya que es la que tiene mayor producción.

Mas adelante se investigaron diferentes referentes teóricos que brinde información sobre la composición del SCG, donde se obtuvo un contenido promedio de 35.60% de hemicelulosa, 25.95% de lignina, 14.57% de proteínas, 12.28% de celulosa, 8.46% aceites y finalmente un 3.03% de polifenoles.

A continuación, se realizó el estudio de diferentes métodos para la eliminación de humedad, la separación de aceites y polifenoles, la eliminación de químicos residuales en el material sólido, la digestión kraft y deslignificación para aislar la celulosa y purificarla. Después se realizaron los balances de materia y energía para cada etapa del proceso y se seleccionaron solventes mediante matrices de sumas ponderadas, junto con los equipos a través de matrices de ventajas y desventajas para lograr establecer un diagrama de bloques del proceso productivo y dimensionar los equipos.

Finalmente se realiza un costeo de equipos, servicios e insumos necesarios por el proceso productivo para lograr producir pasta de celulosa, como nuestro producto de interés, junto con corrientes de valor agregado como son los aceites y los polifenoles.

**Palabras clave:** Celulosa, Extracción sólido-líquido, Digestión Kraft, Pasta celulósica, Borra de café, Deslignificación, Solventes.

## INTRODUCCIÓN

El aprovechamiento de los residuos es una de las principales problemáticas que afronta el mundo. Las empresas buscan cumplir la demanda creciente de los productos debido al aumento de la población global en donde sus objetivos se centran en aumentar la productividad, pero, en ocasiones se olvidan de los desechos generados. Colombia es un país que produce 712 000 toneladas anuales de desechos sólidos, en donde se estima que el 60% son residuos orgánicos y no cuentan con una dinámica establecida para su aprovechamiento. Entre los residuos orgánicos se encuentra la borra de café, de la cual se producen 75 600 toneladas anuales [1]. El informe más reciente del departamento nacional de planeación (DPN) establece que, si el país continúa en la misma dinámica de generación de residuos, sin hallar soluciones para el correcto aprovechamiento de estos, en el año 2030 el país tendrá emergencias sanitarias en la mayoría de las ciudades y una alta generación de emisiones de gases efecto invernadero [2]. La borra de café o SCG (por sus siglas en inglés “Spent Coffe Grounds”) son residuos que se categorizan actualmente como recursos ricos en aminoácidos, ácidos grasos, polifenoles, minerales y polisacáridos. Muchos de estos compuestos pueden ser extraídos y recuperados [3]. Distintos proyectos se han realizado en la universidad de América con el objetivo de aprovechar los SCG. Un ejemplo es la propuesta de P, Penagos y A, Barrera las cuales sintetizan un catalizador de hierro con un soporte de SCG para lograr la remoción de fucsina presente en aguas residuales. Con el objetivo de llevar a cabo la oxidación de dicho material se realizan 2 tratamientos al SCG, una impregnación húmeda y una con ultrasonido, logrando una remoción del 95% de la sustancia no deseada [4]. Dentro de esa misma temática de tratamiento de aguas M, Gutiérrez y D, Cerón Evalúan la viabilidad del uso de la borra de café para lograr la remoción de colorantes de fuentes hídricas, estableciendo la estructura, morfología y composición de la borra de café, así como su capacidad de biosorción de colorantes sintéticos, indicando que la capacidad de absorción depende de la afinidad entre el biosorbente y el biosorbato, junto con el pretratamiento, pH, tiempo de contacto, tamaño de partícula, entre otras [5]. Por otro lado D. Murcia y A. Gonzales utilizan el SCG como prima para la elaboración de briquetas que se queman con el fin de obtener energía calorífica para reemplazar los combustibles sólidos tradicionales, haciendo uso un aglomerante el almidón de yuca, se realizaron diferentes muestras y se quemaron obteniendo poderes caloríficos de 18,01 y 18,04 MJ/kg [6]. Uno de los trabajos más interesantes del SCG es realizado por D. Gonzales y V. Martin en donde someten el SCG a una extracción soxhlet mediante un solvente alternativo para realizar



la extracción de lípidos. El hexano es el solvente tradicional el cual tiene un rendimiento de extracción de 15,28%, el solvente alternativo seleccionado fue el isopropanol con el cual consiguieron un rendimiento de extracción del 18,50% [7].

De forma general el SCG es utilizado como materia prima en la fabricación de abonos, alimento para mascotas, cremas exfoliantes; así como para la extracción de aceites, generación de vapor como fuente de energía y obtención de biocombustibles, siendo las dos últimas las opciones más completas y adaptables a los procesos a grande escala [8].

## **OBJETIVOS**

### **Objetivo general**

Determinar la factibilidad para la obtención de una pasta de celulosa extraída de la borra de café (SCG) por medio de una digestión Kraft.

### **Objetivos específicos**

1. Establecer la composición de la borra de café (SCG).
2. Realizar el diseño conceptual para la obtención de una pasta de celulosa.
3. Determinar los costos de la digestión Kraft para la obtención de una pasta de celulosa.

## **1. GENERALIDADES**

El café es una de las bebidas más consumidas a nivel mundial, su producción se basa en dos variedades, en las cuales encontramos la Arábica que sus orígenes se remontan a Etiopía dicha especie representa el 75% de la producción mundial, por otro lado, se encuentra la Robusta que sus orígenes se remontan a África y esta representa el 25% de la producción mundial [9]. Dependiendo del lugar origen del cultivo, así como de la forma y cuidado de la siembra, se desarrollan diferentes tipos de productos que pueden variar en sus características finales, tales como aroma, sabor, amargor, textura, acidez, entre otras.

El primer café soluble fue inventado en 1901 por el químico Satori Kato. Su comercialización, sin embargo, no llegó si no ocho años después y por George Constant Washington. El descubrimiento lo hizo cuando estaba en su jardín esperando a su esposa para tomar café y se percató de que en el pico de la cafetera en la que había preparado el café posiblemente por la condensación se había formado un polvo muy fino. Este hecho despertó su curiosidad y después de investigar durante algún tiempo, en 1906 logró hacer la primera producción de café soluble, Si al principio, el café soluble respondió a una necesidad económica, en la actualidad y debido a sus cualidades y por las ventajas que ofrece, su consumo ha alcanzado una extraordinaria difusión y un creciente éxito [10].

El café es el segundo producto comercial más valioso después del petróleo [11], es un fruto que está compuesto por la pulpa la cual esta forma por el exocarpio también llamada epidermis y el mesocarpio o también llamado mucílago, este último se encuentra envuelto por el exocarpio, Los granos se encuentran rodeados por una doble membrana, la primera el endocarpio o también llamada pergamino y la segunda capa llamada película plateada la cual está adherida al grano [9].

### **1.1. Procesamiento del café**

Para la producción de café soluble y molido se usa café verde el cual proviene de la eliminación del pergamino del café, para lograr dicho objetivo el café va a pasar por el proceso de molienda,

luego se somete a un proceso seco o húmedo, en donde se separan el exocarpio, la pulpa y el mucílago del café [9].

En el método seco, se realiza un secado al sol durante unos 20-30 días, reduciendo su contenido de humedad hasta valores entre el 10% y el 12%. Se utiliza comúnmente para Robusta. En el método húmedo, Los granos despulpados quedan con una contextura babosa que es el mucílago, que se retira cuando se realiza la fermentación, el tiempo de fermentación se ve afectado directamente por las condiciones climáticas, la madurez del café, la cantidad de mucílago y el volumen de café procesado. Luego, es necesario realizar un lavado para eliminar los restos de mucílago adheridos a los granos de café [9]. Como una alternativa más sustentable, en Colombia, se desarrolló la tecnología ECOMILL, la cual permite disminuir el uso del agua en el tanque de lavado, mediante la aplicación de una enzima pectinolítica, que degrada el mucílago de una forma más eficiente que con los tanques de fermentación a base de agua del proceso húmedo [12]. El proceso húmedo emplea de 4,17 L a 20 L por kilogramo de pergamino de café, mientras que la tecnología ECOMILL emplea de 0,3 L a 0,5 L de agua por kilogramo. Esta nueva tecnología emplea en un tanque que presenta forma cilíndrica con fondo en forma de cono truncado invertido, este cono tiene una inclinación de 60°, que permite la descarga del tanque por acción de gravedad, sin necesidad de emplear algún fluido que movilice la carga sólida [12].

Finalmente, los granos se secan al sol o mecánicamente hasta alcanzar un contenido de humedad del 10% al 12%, luego pasa por el descascarado en donde se remueve mecánicamente el pergamino del café, por último, pasa el café verde donde se utiliza el pulido, tostado y molido para obtener café tostado o molido [9].

### ***1.1.1. Residuos de la industria del café***

En el **anexo 1** se evidencia las partes del grano o cereza de café, el cual es el principal insumo de la industria cafetera. Se encuentra compuesto por diferentes capas, iniciando por la capa más externa encontramos: la piel exterior o exocarpio, el mucílago o mesocarpio, el pergamino o endocarpio, la película plateada o espermodermo y finalmente la pulpa o mesocarpio como su capa más interna. Cada una de estas capas representa un residuo, incluyendo la borra de café, ya sea producida a nivel industrial o en centros de consumo [13].

Cada una de las capas que se ven en el anexo 1 pueden ser aprovechadas mediante nuevas tecnologías para así dar un valor agregado. A. Vargas [13] sintetiza la información con respecto a los residuos mencionados y expone que:

- La pulpa de café (mesocarpio) representa el 44% del peso del fruto seco en base húmeda, estableciendo que por cada millón de sacos de 60 kg de café que fue exportado en Colombia se generaron 1 684 000 ton de pulpa fresca [13].
- El mucílago representa alrededor de 15% del peso del fruto seco en base húmeda, especificando que, por cada millón de sacos de 60 kg de café exportado en Colombia, se generan aproximadamente 575 347 toneladas de mucílago fresco [13].
- El cisco de café, constituido por la cascarilla y la película plateada, representa el 4,2% del fruto fresco y que por cada millón de sacos de 60 kg de café exportador se produjo un 162 178 ton de cisco [13].
- La borra de café (SCG) representa cerca del 10,4% del peso del fruto fresco, estableciendo que en países como Colombia se produjo 507 000 ton en 1 año [13].

### ***1.1.2. Aprovechamientos de los residuos del café***

Los residuos son componentes los cuales se pueden incluir en una biorrefinería del producto principal en un proceso industrial, independientemente del tipo de industria y de la naturaleza del proceso. El aprovechamiento de residuos a nivel industrial es clave para el desarrollo de la empresa, ya que permite desarrollar la innovación e incurrir en la economía circular mediante la transformación de un desecho, originado por el proceso productivo principal, en una nueva fuente de energía para suplir la demanda energética de la planta o en un nuevo producto con valor comercial; El objetivo principal es lograr dar un valor agregado al residuo tratado.

En el caso de la industria del café encontramos una gran variedad de desechos, los cuales provienen desde la primera fase para el desarrollo de los diferentes productos a base de café, la cual es el cultivo, hasta desechos posconsumo, que son aquellos que se generan después de que el producto final es dispuesto por el consumidor.

- **Biodiesel**

Los biocombustibles pueden definirse como aquellos combustibles que se producen a partir de la biomasa, es decir, materia orgánica originada en un proceso biológicos, pueden ser sólidos, líquidos o gaseosos, siendo los dos últimos los que proporcionan mayores beneficios en términos ambientales. En el caso de los biocombustibles líquidos, se distinguen tres categorías: biodiésel; bioalcoholes y biocrudo, y aceites biosintéticos. El biodiésel es uno de los combustibles alternativos de mayor potencial y que representa una excelente opción frente al diésel convencional [14].

Existen cuatro caminos para obtener biodiésel. El primero de ellos se denomina uso directo y mezcla, este consiste en mezclar directamente el aceite vegetal con el combustible diésel en diferentes proporciones. El segundo método se fundamenta en la preparación de micro emulsiones que emplean metanol, etanol y 1-butanol para disminuir la alta viscosidad del aceite vegetal. Como tercer método se presenta la pirólisis o descomposición térmica del aceite, definida como el proceso mediante el cual una sustancia se convierte en otra en presencia de calor y de un catalizador. La pirolisis de los aceites vegetales para la obtención de biodiésel ha sido estudiada por muchos investigadores, El cuarto y último método es la transesterificación. Este proceso es el más usado a nivel mundial, ya que ha arrojado los mejores resultados en cuanto a la producción de biodiésel, el cuarto método es la transesterificación que es la reacción entre grasas presentes en el aceite vegetal con un alcohol de cadena corta como generalmente metanol o etanol [14].

- **Bioaceite**

Para la obtención de bioaceite existen diferentes métodos entre los cuales se encontraron extracción por ultrasonido, auto hidrólisis, extracción de fluidos supercríticos y método Soxhlet, el último es el más empleado para la extracción de aceites, esto debido a la facilidad de la ejecución de la metodología y a que no es un proceso que requiere de grandes costos de inversión [11].

- **Biogás**

El biogás es un gas que se genera, por las reacciones de biodegradación de materia orgánica es un producto del metabolismo de las bacterias metanogénicas que participan en la descomposición de tejidos orgánicos en ambientes húmedos y carentes de oxígeno [15].

### ***1.1.3. Panorama global del café y la borra de café***

1.1. 3.a. A nivel mundial. El café es el segundo producto más comercializado del mercado global después del petróleo, Su producción mundial se estima entre 110 y 120 millones de sacos por año [16]. Es un producto con gran importancia para los países menos desarrollados del mundo, debido a que las exportaciones de café representan una parte sustancial de sus ingresos en divisas, en algunos casos más del 80% [17].

En el **anexo 2** se puede observar que el principal productor de café a nivel mundial es Brasil, con un total de 69 millones de bolsas, en segundo puesto tenemos a Vietnam, con un total de 29 millones bolsas y en tercer lugar se encuentra Colombia, con un total de 14,3 millones de bolsas [18]. La producción de Colombia equivale al 49,3% de la producción de Vietnam, pero comparándolo con el principal productor a nivel mundial, esta equivale solo al 20% de la producción total de Brasil.

El sector de café a nivel mundial está dominado por cuatro grandes transnacionales: Nestlé, Procter&Gamble, Kraft/Phillips Morris y Sara Lee. Controlan aproximadamente el 70,0% del mercado de café tostado y molido para el consumo en el hogar [18].

1.1. 3.b. A nivel Colombia. El café Arábica es la variedad cultivada en Colombia cerrando su producción en 14,3 millones de sacos de 60 kg para el año 2019, comparándolo con el cierre del año 2018 se tuvo un crecimiento del 9%. En diciembre del año 2019 la producción de café creció un 31%, pasando de 1,3 millones de sacos de café verde en 2018 a 1,7 millones de sacos. Adicionalmente, en lo corrido del año cafetero, que comprende el periodo entre octubre y diciembre de 2019, la producción aumentó un 24% y logró ubicarse en 4,6 millones de sacos en comparación con 3,7 millones de sacos producidos en el mismo periodo de tiempo en el año 2018 [19]. Se establece que, por cada kilogramo de café soluble producido, se generan aproximadamente 2 kilogramos de SCG húmedo [7].

**Tabla 1:***Café soluble producido y SCG generado*

Marca	Café soluble producido		SCG generado		Referencia
	kg/día	Ton/año	kg/día	Ton/año	
<b>Colcafé</b>	6 210	*2 267	*12 420	*4 533	[20]
<b>Lukafe</b>	*411	150	*822	*300	[21]
<b>Buencafé</b>	*34 625	12 638	*69 249	*25 276	[22]

**Nota:** Esta tabla muestra la producción de café soluble de 4 marcas diferentes en Colombia, relacionándola con la cantidad de SCG generado. Los datos señalados (\*) fueron calculados mediante factores de conversión, para el caso del café soluble producido, mientras que los valores de SCG generado se calcularon con la relación de café soluble y SCG expuesto en el siguiente párrafo.

Los residuos SCG son un subproducto importante de la industria de café ya que casi el 50.0% de la producción mundial se procesa con el fin de obtener café soluble. En promedio, una tonelada de café verde genera alrededor de 650 kg de café utilizado, y alrededor de 2 kg de SCG se obtienen por cada kg de café soluble producido [13].

Colombia es un país que produce 712 000 toneladas anuales de desechos sólidos, en donde se estima que el 60% son residuos orgánicos. Entre los residuos orgánicos se encuentra la borra de café, de la cual se producen 75 600 toneladas anuales [1].

Una de las principales empresas productoras de café liofilizado en Colombia es Buen café, se encuentra ubicada en el departamento de Caldas, municipio Chinchiná. La cual tiene una capacidad de producción de café liofilizado, o café soluble, de 13 500 toneladas por año [23]. Es una de las empresas líderes proveedoras de café soluble a nivel mundial, no solo por su capacidad de producción sino también por su preocupación por el medio ambiente y su incursión en el aprovechamiento de desechos sólidos.



Buen café incorporó a su sistema energético un desecho como combustible generado en su planta de producción de café liofilizado, por lo que se utiliza los residuos SCG para la producción de energía, evitando que el residuo termina en rellenos sanitarios, o en su defecto a fuentes hídricas, previniendo su descomposición y liberación de gases de efecto invernadero [24].

Establecen que el uso de la borra en la producción de café liofilizado evita que se generen 1,25 g de  $CO_{2eq}$ / taza de 100 ml, los residuos de máquina de cápsula generan 0,83 g de  $CO_{2eq}$ / taza de 100 ml. Esto se traduce en que se dejan de emitir 2,08 g de  $CO_{2eq}$  a la atmósfera. Por lo que se escala las cifras mencionadas anteriormente a un contenedor de 40 pies con café liofilizado, esto implica una disminución de 22 ton de  $CO_{2eq}$  respecto al café tostado [24].

Por otro lado, Café OMA es una empresa que logró convertir los residuos SCG en un hongo comestible, este se denomina como *Pleurotus Spp* un hongo con un alto componente nutricional. Su programa de producción de hongos consta de siete pasos: la recolección de la borra de café en los puntos de venta, transporte a la planta en Chía, Colombia, siembra y obtención de la raíz del hongo, recolección de la cosecha, proceso de empaque, etiquetado y almacenaje, control de calidad y finalmente la distribución y comercialización [25].

Otra empresa que aprovecha los residuos de café es Starbucks, la cual ha puesto en marcha una campaña para fomentar la reutilización de residuos para contribuir a la protección del medio ambiente, la cual consiste en ofrecer a sus clientes los pozos de café generados para ser usado como abono para plantas. En España ya se pueden encontrar puntos de recogida en las tiendas para que los clientes se los lleven de forma gratuita; en donde en el primer mes ya se ha reutilizado más de 1 tonelada de SCG por los clientes. En donde su principal utilidad es enriquecer el compost, en donde la cantidad de SCG no puede superar el 20% del total del compost para aportar nitrógeno y la acidez necesaria al suelo [26].

Una de las marcas de puntos de consumo más reconocida en Colombia y a nivel mundial, de origen colombiano, es Juan Valdez, la cual es una marca comercial encargada por la Federación Nacional de Cafeteros de Colombia (FNC), que tiene como finalidad representar a más de 500.000 de cafeteros en Colombia. Su estrategia para adaptar el negocio a una economía circular, junto con Buen café y Supertex, consiste en combinar los residuos SCG con retazos reciclados de poliéster

o PET para desarrollar poleras deportivas. Se caracterizan por tener un alto rendimiento, capacidad de absorción, protección a la luz ultravioleta y secado rápido [27].

1.1. 3.c. Borra de café (SCG). La borra de café, posos de café o residuos SCG, por sus siglas en inglés Spent Coffe Grounds, son un residuo importante de millones de toneladas generado por el consumo de café el cual podría utilizarse de una forma eficaz, debido a su alto contenido en sustancias orgánicas, y así desarrollar una biorrefinería basada en el café para generar productos de valor agregado mediante diversos procesos biotecnológicos [10].

Los residuos SCG se categorizan actualmente como recursos ricos en aminoácidos, ácidos grasos, polifenoles, minerales y polisacáridos. Muchos de estos compuestos pueden ser extraídos y recuperados; tal es el caso de los azúcares, los cuales se encuentran polimerizados en celulosa, la cual está compuesta exclusivamente por moléculas de glucosa, y hemicelulosa, constituida por moléculas de manosa, galactosa y arabinosa. Adicionalmente los residuos SCG son ricos en proteínas y lípidos; estos últimos son de especial interés debido a que pueden utilizarse como materia prima para la producción de biodiesel. De igual forma los residuos SCG contienen compuestos fenólicos, los cuales se relacionan con la salud debido a que poseen características antioxidantes, antibacterianas, antivirales y antiinflamatorias [3].

En el **anexo 3** se exponen los diferentes caminos a los cuales se puede someter los residuos SCG con el fin de darles un valor agregado, y de igual forma, incurrir en la economía circular. Los residuos SCG pueden llevarse a procesos de digestiones anaerobias con el fin de obtener biosorbentes o biogás, también se puede realizar un proceso de pirólisis para conseguir biogás.

El posible camino a seguir en este proyecto es el resaltado en color azul, en donde se expone que debe realizarse una extracción de los aceites para poder ejecutar otros procesos a cada fracción ricas en componentes, ya sean polisacáridos, proteínas o polifenoles. El diagrama muestra los procesos que se pueden realizar al aceite extraído del SCG, como por ejemplo reacciones de saponificación y neutralización para obtener ácidos grasos y biohidrógeno, reacciones de esterificación y transesterificación con el fin de obtener biodiesel, pero como el principal componente a trabajar en este proyecto es la glucosa, se debe seguir el camino azul para lograr la extracción de polisacáridos. Después de la extracción de aceites se obtienen los pozos de café desgrasados que se someten, según el diagrama, a una reacción de hidrólisis. Esta etapa de hace

referencia a un proceso de separación mediante el rompimiento de enlaces entre los compuestos presentes en la composición de la borra de café, por ejemplo, romper la lignina para separar la hemicelulosa de la celulosa; pero se pueden emplear otros procesos, como extracciones utilizando fluidos supercríticos, ácidos, bases, microondas, entre otros, con el fin de separar los polisacáridos. Para finalmente utilizar un método de separación para obtener el, o los polisacáridos en un gran porcentaje de pureza.

Los residuos SCG pueden ser aprovechados de manera eficiente, sus usos varían desde el compostaje, hasta ingredientes alimentarios. Uno de los usos más conocidos para los residuos SCG es el vermicompostaje, en donde se utilizan lombrices, en este caso *Lumbricus rubellus*, para descomponer estiércol, pero realizando una mezcla con SCG se genera un medio con un mayor de elementos nutritivos con respecto al cultivo convencional [28]. Los residuos SCG también se pueden implementar en formulación alimenticias, un estudio los incorporó en la formulación de galletas, obteniendo así un producto de panadería, en donde se aprovecha su contenido de polisacáridos y fibras para así dar una alta calidad nutricional y brindar el potencial para reducir el riesgo de enfermedades crónicas como obesidad y diabetes [29]. Por otro lado, dicho residuo se puede someter a una extracción con el fin de separar el aceite, someter los residuos a una hidrólisis, liberar azúcares fermentables y luego someterlos a diferentes bioprocesos, por ejemplo, a la bacteria *Cupriavidus necator*, el cual permite la obtención de PHA (polihidroxialcanoatos) o también a la levadura *carotenogenic Sporobolomyces roseus* para obtener carotenoides [30]. Adicionalmente el hidrolizado puede utilizarse como sustrato para llevar a cabo fermentaciones con bacterias ácido lácticas, con el fin de obtener ácido láctico para la sinterización de ácido poli láctico (PLA); existen diversas bacterias para llevar a cabo la fermentación, pero *Lactobacillus rhamnosus* es aquella que presenta una eficiencia del 90%, es el mayor valor registrado hasta ahora, por lo que se identifica como el más prometedor productor de ácido láctico en el hidrolizado SCG [31].

los SCG se pueden someter a activaciones físicas (aumento de temperaturas) y químicas (soluciones ácidas o básicas) con el fin de modificar su estructura y morfología, formando un biosorbente, al cual se le ve aumentada su porosidad; esto quiere decir que mediante los procesos de activación se generan nuevos poros en el material, permitiendo aumentar la superficie de

contacto del biosorbente [32]; un ejemplo claro de esto es el uso de SCG para la remoción del cromo en agua residuales de una curtiembre, en donde se obtiene una muy buena remoción de este pero no alcanza a una remoción completa por lo que se combina con una precipitación de cromo [33]. También es usada para el desarrollo de materiales biodegradables, como por ejemplo ladrillos de SCG 90% y 10% de aserrín mezclado con agua y pegamento, con esta mezcla se hace un ladrillo, este material muestra buena resistencia a compresión por lo que resulta un buen material para construcción [34].

## **1.2. Métodos de extracción de celulosa**

Se define como un método de extracción a aquellas técnicas las cuales permiten lograr una separación de compuestos en diferentes mezclas. Existen diferentes métodos los cuales varían dependiendo del tipo de agente de extracción que se utilice en el proceso. Para lograr la separación se pueden utilizar agentes físicos, como cambios de temperatura, de presión, acción de la gravedad, diferencias de tamaño de partícula, entre otros; así como diferentes agentes químicos como ácidos o bases las cuales pueden disolver compuestos presentes en las mezclas para separarlas y extraerlas.

Mediante la revisión bibliográfica en diferentes bases como Science direct y Scopus, se encontraron diversos autores los cuales exponen métodos específicos para lograr la separación y extracción de la celulosa, presente en la composición del SCG, junto con otros compuestos que forman la estructura de los residuos. Los métodos se organizan en dos secciones. La primera son métodos de separación realizados con nuevas técnicas a escala de laboratorio, mientras que los siguientes son métodos utilizados a escala industrial.

### ***1.2.1. Métodos de extracción a escala de laboratorio***

Se realizó una búsqueda bibliográfica de métodos de extracción de celulosa a escala laboratorio, con el fin de brindar un panorama con respecto a los estudios ejecutados a los residuos SCG que tienen como objetivo extraer polisacáridos. Se utilizan diferentes sustancias, tales como hidróxido de sodio (NaOH), ácido acético (CH<sub>3</sub>COOH), ácido clorhídrico (HCl), etanol (C<sub>2</sub>H<sub>5</sub>OH), peróxido

de hidrógeno ( $H_2O_2$ ) y agua destilada o desionizada. Adicionalmente se utilizan tecnologías como el ultrasonido y las microondas con el fin de estudiar si favorece el proceso de extracción.

En el **anexo 4** se presenta un resumen de los diferentes métodos encontrados en diferentes bases de datos, tales como Science Direct y Scopus. Los autores exponen diversos procedimientos para lograr extraer una fracción rica en polisacáridos y luego estudiar los azúcares presentes en los extractos para su posterior uso y almacenamiento.

Según lo expuesto en **anexo 4** se resalta que en todos los procedimientos realizados a escala de laboratorio se inicia con un procedimiento de secado para reducir la humedad del residuo SCG. Posteriormente se someten a diferentes tratamientos en donde el 43% de los documentos en la tabla utilizando NaOH como compuesto para lograr la separación y purificación; por otro lado 71% de los documentos se lleva a cabo auto hidrólisis, esta consiste en hacer reaccionar las macromoléculas con agua con el fin de romper enlaces y separar moléculas. Los documentos que exponen una autohidrólisis el 80% son asistidos de algún tipo de tecnología, 40% usando ultrasonido y el otro 40% asistido por microondas; por otro lado, el 10% de dichos documentos realizan una reacción de hidrólisis normal.

Por lo que un pretratamiento con agua, con el fin de generar la reacción de hidrólisis, permite facilitar el rompimiento de enlaces y separación de componentes, pero el posterior uso de sustancias ácidas (HCl) o alcalinas (NaOH) mejora el proceso de extracción.

### ***1.2.2. Métodos de extracción a escala industrial***

A nivel industrial, los principales procesos de extracción de celulosa se llevan a cabo para la elaboración de pastas. Los procesos de fabricación de pastas difieren en el rendimiento, la calidad del producto y en los métodos a implementar para la extracción [35], dichas pastas se pueden utilizar para fabricar papel y también se pueden someter a otros tratamientos con el fin de generar nuevos compuestos que pueden utilizarse como materia prima. Un ejemplo es la nitrocelulosa, que se obtiene tratando la pasta de celulosa con una mezcla de ácido nítrico ( $HNO_3$ ) y ácido sulfúrico ( $H_2SO_4$ ) concentrado, permitiendo producir pólvora sin humo, fabricar lacas y tintas con alto brillo [36]. Por otro lado, encontramos el acetato de celulosa, la cual se sintetiza tratando la pasta con anhídrido acético ( $C_4H_6O_3$ ) en un medio de ácido acético ( $CH_3COOH$ ), el acetato de celulosa se

utiliza para producir placas, películas fotográficas, películas de RX y vidrios de seguridad [36]. Por último, encontramos el rayón o viscosa, la cual es pasta de celulosa tratada con una disolución de sosa (NaOH) y sulfuro de carbono ( $S_2C$ ) con el fin de producir una fibra de uso textil [36].

La lignina presente en la borra de café une a la celulosa y a la hemicelulosa, los procesos industriales se dividen en dos grupos con el fin de romper los enlaces y lograr la separación. El primero es el proceso de pasta mecánica, el cual logra la extracción de celulosa mediante la trituración de la materia prima entre placas metálicas. En el proceso mecánico se ablanda la lignina permitiendo que las fibras se separen de la estructura. Por otro lado, tenemos las pastas químicas mediante las cuales se logra la separación de la celulosa con el uso de agentes químicos como NaOH y  $Na_2S$  que disuelven la lignina [35].

Los procesos mecánicos tienen un mayor rendimiento (90%-98%) con respecto a los procesos químicos (40%-60%), la diferencia radica en las fibras extraídas y la pasta de celulosa que se obtiene al final de cada proceso en el **anexo 5** se evidencia los rendimientos de los procesos de extracción de celulosa a escala industrial que dominan en el mercado. Los procesos químicos, independientemente de tener un menor rendimiento, logran obtener pastas químicas más resistentes, esto debido a que no ejercen ninguna fuerza mecánica sobre el material que pueda degradar la celulosa [37]. Por lo que la pasta resultante de los procesos químicos se puede someter a otros agentes químicos en etapas posteriores al pulpeo con el fin de mejorar las características del papel a producir, permitiendo obtener papeles con mejor blancura, brillo, opacidad, entre otras características.

### **1.3. Proceso Kraft**

El proceso Kraft o pulpeo Kraft es un proceso mediante el cual se procesa la madera y se extrae la celulosa con el fin de formar una pasta de celulosa que se utiliza para la fabricación de papeles. Pertenece a los procesos de pulpeo químico, así como la pulpa al sulfito y la pulpa alcalina. con pulpeo Kraft se obtiene una pulpa con buenas propiedades de resistencia, una alta eficiencia de extracción (40%- 60%), así como de recuperación química y se puede manejar una amplia gama de materias primas [38].

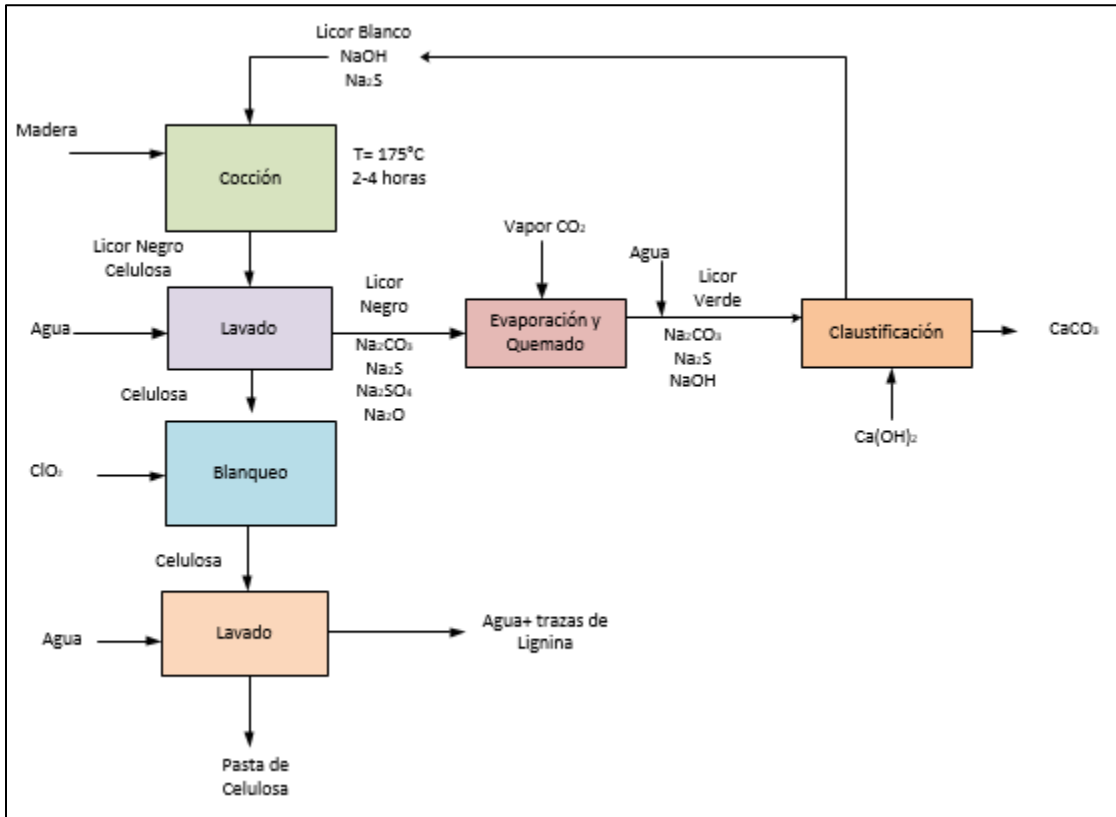
Éste se caracteriza por que permite obtener pastas mucho más resistentes, que las producidas mediante técnicas mecánicas, las cuales se pueden llevar a altos niveles de blancura. El pulpeo Kraft representa, a nivel industrial, el 80% de la producción mundial de pasta de celulosa; este se lleva a cabo en materiales madereros y no madereros mediante la cocción de una solución acuosa de NaOH y Na<sub>2</sub>S a un pH superior a 12 por un tiempo de 0.5-3h a una temperatura entre 160-180 °C [39].

Para llevar a cabo la fabricación de pulpas de celulosa química mediante el proceso Kraft, se pueden utilizar materiales tanto madereros y no madereros, en donde los materiales madereros su contenido varía entre 38-49% [37]. Adicionalmente, se pueden presentar altos contenidos de celulosa, como en el linte de algodón, en donde su contenido puede variar entre 80-85% [40]. El valor más bajo registrado corresponde a la hierba de elefante (*Pennisetum purpureum*) con un contenido de celulosa del 22% [41], lo cual se puede dar debido a su alto contenido de humedad. En el **anexo 6** muestra las diferentes materias primas que se han estudiado, se exponen los diferentes contenidos de celulosa, hemicelulosa y lignina que posee cada material.

### ***1.3.1. Etapas del proceso Kraft***

La producción de papel a partir del proceso Kraft consta de dos secciones principales. La primera sección es la línea de papel, la cual está compuesta por la digestión, el lavado, el blanqueo y finalmente la producción de papel. Cabe resaltar que, de esta primera sección, la producción de la pulpa de celulosa finaliza en la etapa de blanqueo. La segunda sección es un proceso de recuperación química de reactivos la cual consta de una evaporación, una planta de vapor y la recaustificación. El corazón de este proceso es la etapa de deslignificación química, ya que se separa la lignina de las fibras celulósicas para formar la pasta [42].

**Figura 1:**  
*Etapas del Proceso Kraft*



**Nota:** La figura representa el proceso Kraft el cual se planteó en base a los conocimientos adquiridos mediante la revisión de los trabajos de: C. Campos y su equipo [43], M. Zambrano [44], C. León y M. Fuentes [45], R. Ammara y su equipo [42], K. Teschke [37], K. Xia y su equipo [39] y G. Mongkhonsiri y su equipo [38].

En la figura anterior se evidencia la secuencia base del proceso de producción de pasta de celulosa denominado como proceso kraft, en donde se inicia con una etapa de cocción a altas temperaturas, seguido el producto de dicha etapa se lleva a un proceso de lavado para lograr eliminar los químicos y componentes retirados de la pasta de celulosa. Luego la secuencia se divide en dos secciones, la primera es la continuación con el tratamiento de blanqueo de la pasta de celulosa para lograr el producto de interés, el proceso de blanqueo se realiza con el fin de aumentar eliminar la lignina residual y aumentar la blancura de la pasta, por consiguiente, la del papel que se decida producir, finalizando con un proceso de lavado para eliminar los químicos de blanqueamiento. Por otro lado, la segunda sección corresponde al tratamiento del licor negro para lograr recuperar los



químicos del licor blanco y disminuir el impacto ambiental del proceso kraft. El licor negro es una mezcla, principalmente, de carbonato de sodio ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ), sulfuro de sodio ( $\text{Na}_2\text{S}$ ), sulfato de sodio ( $\text{Na}_2\text{SO}_4$ ); óxido de sodio ( $\text{Na}_2\text{O}$ ) y agua. El tratamiento de dicha mezcla de sales comienza con una etapa de quemado y evaporación para lograr recuperar los compuestos principales del licor blanco, y finalmente una etapa de caustificación para separar el licor blanco de otros compuestos químicos.

1.3. 1.a. Cocción. En esta etapa se lleva a cabo el pulpeo o deslignificación mediante el licor blanco o licor de cocción, el cual es una solución de hidróxido sódico ( $\text{NaOH}$ ) y sulfuro de sodio ( $\text{Na}_2\text{S}$ ), con el fin de lograr la separación de la lignina y la hemicelulosa de la celulosa [43]. A esta etapa también se le conoce como digestión, debido a que los equipos utilizados para realizar la mezcla de material orgánico con los químicos se denominan digestores, los cuales se encuentran diseñados para soportar altas presiones y temperaturas, así como el efecto corrosivo de los reactivos utilizados para la extracción de la celulosa [45].

Cabe resaltar que la etapa de cocción es de suma importancia, no solo por la separación y extracción de la celulosa con respecto a los otros componentes del residuo SCG, sino también porque se liberan gases sulfurosos como el  $\text{H}_2\text{S}$  el cual se caracteriza por su mal olor.

Zambrano expone que la cocción por lotes se subdivide a su vez en 3 etapas diferentes, primero el llenado del chip. Seguido del llenado de licor de impregnación, y finalizando con el llenado con licor caliente [44].

- **Llenado de tanque:** Se realiza una saturación de humedad con vapor de agua con el fin de dar un movimiento circular a la materia prima que cae con una distribución radial uniforme, mejorando la alimentación en un 20% con respecto al relleno natural [44].
- **Llenado de licor de impregnación:** O también conocido como llenado con licor negro caliente, comienza cuando ya se ha cargado una cantidad de materia prima al digestor. El llenado de tanque continúa mientras, simultáneamente, se bombea el licor negro por la parte inferior del digestor [44].

- **Llenado con licor caliente:** Inicia después de terminar el llenado de licor de impregnación, se bombea el licor blanco caliente por la parte superior del digestor [44].

1.3. 1.b. Lavado. El objetivo del lavado consiste en realizar una limpieza con agua para asear completamente la pasta de celulosa extraída del proceso de cocción y separarla del licor negro, para así asegurar que los químicos presentes en la etapa de cocción no afecten las próximas operaciones de la pasta ni la calidad del producto final del proceso Kraft.

El licor negro es un residuo de la industria de pulpa y papel el cual tiene el potencial de producir energía mediante procesos de gasificación. Antiguamente el licor negro formado durante el proceso Kraft se quemaba en una caldera con el fin de recuperar productos químicos inorgánicos y así producir vapor para generar energía eléctrica. Varios estudios, a escala piloto, establecen que mediante la gasificación de flujo arrastrado del licor negro se logra una mayor eficiencia (34.1%) [46] en comparación con el uso de una caldera para quemarlo (15,7%) [46]; adicionalmente el gas de síntesis es bajo en metano y alquitranes por lo que es más amigable con el medio ambiente [46]. Otro estudio realizado también expone un proceso de gasificación de licor negro, pero esta vez mediante el uso de agua supercrítica. Por medio de esta técnica se pueden producir gases ricos en hidrogeno, en donde se observa la actividad catalítica de diferentes óxidos metálicos presentes en el licor negro obteniendo una gran eficiencia de gasificación [47]. Relacionado con la producción de energía se propone la producción de biocombustibles directos basándose en la separación de la lignina, presente en el licor negro, mediante hidrotatamientos o gasificación con síntesis catalítica con el fin de reemplazar los combustibles fósiles de los vehículos de la planta, permitiendo reducir la emisión de gases de efecto invernadero [48].

Los polímeros naturales presentes en el licor negro son objeto de aprovechamiento también, se propone aislar la lignina del licor negro para producir monómeros fenólicos mediante una mezcla de solventes. La lignina es un polímero fenólico natural el cual se combina con una mezcla agua-etanol-ácido fórmico para lograr su despolimerización. Establecen que en la última década se ha estudiado la extracción de químicos fenólicos a partir de pirólisis, oxidación, licuefacción y una despolimerización catalizada por ácido base [49]. En otro estudio proponen el uso de licor negro de una fábrica de pulpa y papel como catalizador para aumentar la producción de metano durante

el tratamiento de lodos procesados en la misma empresa que genera el licor negro, estableciendo que este licor y el NaOH son equivalentes al pretratamiento termoquímico para solubilizar los lodos y desintegrar flóculos. Adicionalmente la adición de licor negro aumenta el número de ácidos grasos volátiles, incrementando la cantidad de metano producido [50]. Independientemente del concepto sobre el difícil uso y aprovechamiento de licor negro, se ha realizado un estudio que tiene como objetivo el uso de la lignina, los polisacáridos y las sales minerales presentes en el licor para preparar un hidrogel a partir de un proceso de polimerización, en donde el hidrogel se puede aplicar como material de retención de agua y fertilizante de liberación lenta de nutrientes [51].

Diferentes autores también han reutilizado el licor negro sin necesidad de un proceso de extracción o modificación del mismo, por el contrario, sitúan el uso del licor como un residuo potencial para el desarrollo y mejoramiento en el tratamiento de otros residuos. Un ejemplo es el pretratamiento a base del licor negro del rastrojo de maíz, para luego someter dicho rastrojo a una digestión anaeróbica en modo discontinuo, permitiendo una mayor producción de metano [52]. El licor negro no solo funciona como sustancia de acondicionamiento de la materia prima antes de un bioproceso. Con el fin de dar un valor agregado a la lignina se realizaron estudios que buscan el uso de los principales compuestos aromáticos derivados de lignina (vainillina y vainilla) para convertirlos en  $\beta$ -cetoadipato, la materia prima necesaria para la producción de nylon. El proceso de aprovechamiento se realizó en un cultivo de *Pseudomonas putida* KT2440. Adicionalmente este microorganismo demostró la capacidad de producir  $\beta$ -cetoadipato a partir de extractos de lignina de madera blanda presentes en el licor negro [53]. Por otro parte se logró aislar la bacteria *Paenibacillus glucanolyticus* SLM1 del licor negro. Dicha bacteria es capaz de metabolizar componentes lignocelulósicos contenidos en el licor, permitiendo realizar cultivos aplicando métodos que permitan la optimización de los medios para el crecimiento aeróbico y la producción de ácidos orgánicos anaeróbicos, logrando obtener ácido láctico y ácido vinílico en bajas cantidades [54].

1.3. 1.c. Blanqueo. El objetivo de esta etapa es eliminar la lignina que no se logró separar en el proceso de cocción. La lignina es la causante de que, tanto la pasta como el papel, tomen una coloración amarillenta cuando estos se exponen a la luz o a un pH alto. Esta etapa es crucial debido a que permite obtener las características ópticas deseadas en la pulpa tales como blancura o brillo.

En el blanqueo se utilizan compuestos químicos oxidativos, o algunos reductores, los cuales actúan sobre la lignina [44].

El blanqueo varía dependiendo del agente blanqueador, el pH, el tiempo de residencia y la temperatura a la cual se lleva a cabo el proceso. Antes se utilizaba el cloro elemental debido a su alta eficacia y bajo costo, pero produce contaminantes clorados que afectan gravemente el medio ambiente; actualmente existen diversos métodos de blanqueo que se caracterizan por tener la misma eficiencia que el blanqueo con cloro elemental y son más amigables con el medio ambiente [37].

- **Blanqueo libre de cloro elemental (ECF):** Se utiliza dióxido de cloro ( $ClO_2$ ) en vez de cloro elemental como agente blanqueador, lo que permite reducir el volumen de AOX (Halógenos Orgánicos Absorbibles) en los efluentes.
- **Blanqueo totalmente libre de cloro (TCF):** Inicialmente se trata la pulpa con oxígeno y con un agente quelante para luego someter la pasta a un proceso de extracción con peróxido de hidrógeno ( $H_2O_2$ ).
- **Blanqueo con oxidación y ultravioleta:** La celulosa se comporta como una sustancia cristalina, la oxidación con  $H_2O_2$  y el uso de luz ultravioleta ayuda a degradar el recubrimiento de lignina para blanquear la celulosa.

#### 1.4 ¿Qué es un diseño conceptual?

Un diseño conceptual consiste esencialmente en obtener una solución a un problema de diseño planteado con el objetivo de cumplir diferentes metas, esta etapa es primordial para el diseño debido a que se unen la ciencia de la ingeniería, el conocimiento práctico, los métodos de producción y equipos eficientes para la producción, buscando así que al momento de poner en función dicho proceso sea funcional [55].

Otra caracterización importante del proceso de diseño conceptual es el tipo de información que trata: Mientras que el proceso de diseño de detalle trata con dimensiones y con materiales, el proceso de diseño conceptual se ocupa de propiedades y funciones del producto obtenido [55].

Los ingenieros químicos crean procesos químicos con el fin de convertir y transformar alguna materia prima en un producto que satisfaga la necesidad de un cliente. El reto radica en diseñar

procesos rentables los cuales permitan una producción en cantidades suficientes y calidades altas con el fin de satisfacer la demanda establecida en el mercado en el que incursionara el producto [56].

Para lograr un diseño de procesos óptimos se tiene que tener en cuenta que intervienen una gran cantidad de variables, desde la naturaleza de la materia prima, las secuencias de equipos a implementar, la tecnología para lograr la transformación, así como la cantidad de sustancias químicas que intervendrán en el proceso [56].

La naturaleza es capaz de evolucionar rápidamente lo cual permite solucionar diferentes problemáticas, esto genera distintas ramas de investigación y aprovechamiento de estos, para la obtención de nuevos productos, nuevas tecnologías , para aterrizar las investigaciones al comportamiento real se realizan los diferentes diseños [57], como el conceptual para determinar las tecnologías que se pueden utilizar, que equipo es el indicado y que condiciones para optimizar el proceso, de manera teórica saber que comportamiento puede llegar a tener el proceso una vez puesto en marcha.

Para el diseño conceptual del proyecto se va a tomar una base de cálculo del 5% de la producción anual de Buencafé de SCG. La propuesta metodológica plantea un proceso que llega hasta la fase de diseño conceptual, no pretende llegar a las fases de detalle y definición técnica, debido a que el proceso investigado necesita un alto nivel de desarrollo técnico debido a que no se han realizado muchas investigaciones de la obtención de la celulosa a partir de SCG, ya que implica realizar investigaciones específicas sobre los mejores equipos y condiciones a utilizar para el proceso.

## 2. COMPOSICIÓN DE RESIDUOS SCG

En este capítulo se establece la composición del SCG como lo es la concentración de celulosa, hemicelulosa, lignina y humedad presente en la misma, para definir parámetros importantes para el diseño.

### 2.1. Metodología

El análisis bibliométrico o bibliometría es una parte de la cienciometría la cual consiste en la aplicación de métodos matemáticos y estadísticos para realizar un análisis del curso de la comunicación escrita, así como de sus autores [58]. Para este proyecto se utiliza el software Bibliometrix el cual funciona a través de un lenguaje de programación de código abierto R, el paquete Bibliometrix ofrece la aplicación Biblioshiny, que permite importar la información de las bases de datos para realizar los análisis bibliométricos, a partir de la construcción de matrices de datos para citación, acoplamiento, y análisis de colaboración científica [59].

Para realizar la búsqueda se plantean preguntas para limitar y mejorar la obtención de información, las cuales se centraron en, ¿Cuál es la composición del SCG?, ¿Cantidad de celulosa presente en el SCG? A partir de esto fue posible establecer ecuaciones de búsqueda limitadas con las siguientes palabras clave y operadores booleanos:

- ❖ Spent Coffe Grounds AND Composition
- ❖ Spent Coffe Grounds AND Cellulose

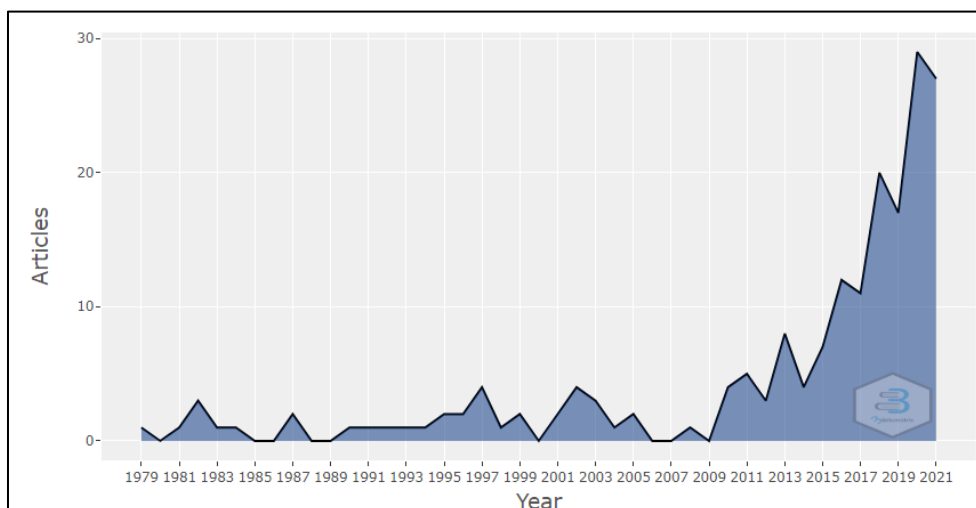
Para dichas búsquedas se utiliza la base de datos de Scopus en donde se encontraron las colecciones de documentos que fueron exportadas en formato “CSV” y luego cargadas en el software Bibliometrix para obtener de forma ordenada y simplificada la información estadística necesaria permitiendo así realizar un análisis de las respectivas búsquedas.

#### 2.1.1. Análisis de resultados

Los resultados obtenidos de la búsqueda Spent Coffe Grounds AND Composition se exponen a continuación debido a que esta búsqueda va direccionada al cumplimiento del primer objetivo planteado el cual es establecer la composición de los residuos SCG.

**Figura 2:**

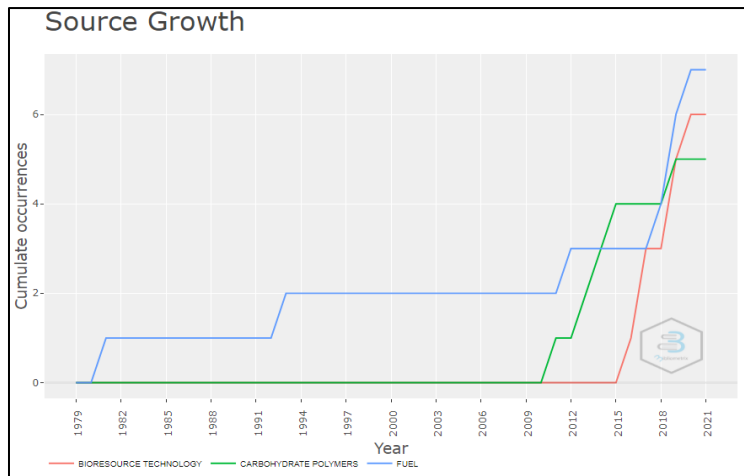
Producción científica anual



**Nota:** El grafico obtenido mediante el software muestra la producción de artículos por año para la ecuación Spent Coffe Grounds AND Compositon, tomado de: bibliometrix, disponible en <http://127.0.0.1:5058/>, consultado el 23/8/2021.

De acuerdo con la información recopilada en Scopus, y evaluada por el software Bibliometrix, en la **figura 2** se reporta que el tema ha sido estudiado desde 1979 abarcando 42 años de estudio, sin embargo, no se ve un incremento significativo si no en los últimos dos años, llegando a los 29 artículos en el 2020, Este resultado confirma el creciente interés que existe sobre el tema de aprovechamiento del SCG y las diferentes propuestas para la reutilización de las mismas.

**Figura 3:**  
*Crecimiento de las fuentes*

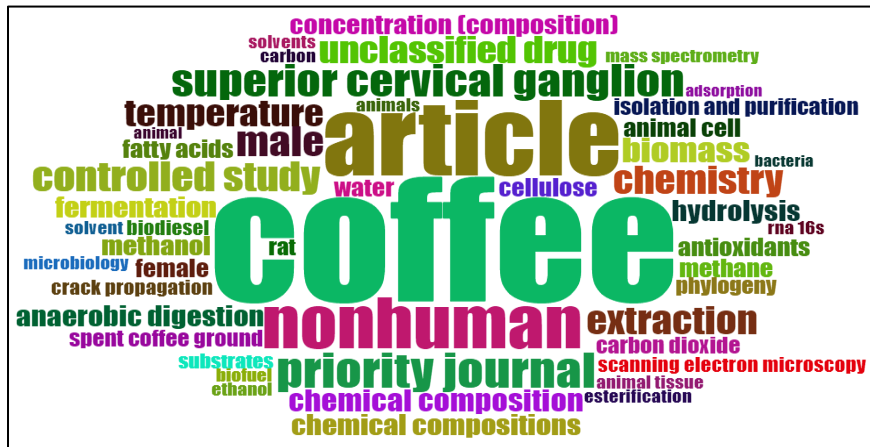


**Nota:** El gráfico expone el crecimiento de los 4 temas de investigación más publica en relación a la ecuación Whey and Valorization, evaluando la producción científica anual que realizan. Tomado de: bibliometrix, disponible en <http://127.0.0.1:5058/>, consultado el 23/8/2021.

En la **figura 3** se evalúa el crecimiento de las tres principales temas relacionados según el software, en donde se observa que el campo de los combustibles, de los polímeros y ambiental con SCG es investigado desde 1979 teniendo un crecimiento significativo desde entonces sobre todo en el tema de Polímeros, para las otras dos ramas su investigación fue más tardía pero se presenta un crecimiento significativo desde 2015, estas investigaciones en diferentes ramas da confiabilidad de dichos datos.



**Figura 4:**  
Nube Palabras Clave



**Nota:** La figura muestra la nube de palabras clave para el análisis Bibliométrico de la ecuación Spent Coffe Grounds AND Composition. tomado de: bibliometrix, disponible en <http://127.0.0.1:5058/>, consultado el 23/8/2021.

En la **figura 4** se muestra la recopilación de 50 palabras clave más relevantes en el tema de reutilización y aprovechamiento de SCG, el tamaño de las palabras es por la reincidencia de la misma, esto nos facilita el identificar lo más relevante en el tema de investigación y facilita la búsqueda de la información con respecto al aprovechamiento de los SCG.

## 2.2. Composición de los residuos SCG

Los principales componentes que forman parte de los residuos SCG se encontró que los polisacáridos presentes son la celulosa y hemicelulosa. La celulosa se encuentra compuesta exclusivamente por moléculas de glucosa; mientras que la hemicelulosa está compuesta por monosacáridos tales como manosa, galactosa y la arabinosa. También se encuentra un polímero natural conocido como lignina junto con proteínas, polifenoles y aceites.

Para lograr identificar la composición de los residuos SCG se revisó 40 artículos encontrados mediante la metodología explicada en el párrafo anterior. De ese número de artículos se seleccionó en específico los que enseñaran los componentes de interés, tales como celulosa, lignina,

hemicelulosa y aceites, adicionalmente que expongan la composición del SCG en porcentaje base seca (%BS) y de igual forma que el año de publicación del artículo científico no fuera posterior al 2011, por lo que los 9 documentos seleccionados cumplen con dichas características. Por otro lado, el resto de los documentos encontrados se plantea la composición del SCG en porcentaje molar (%mol) o su composición elemental, en cantidades porcentuales de hidrógeno, carbono, oxígeno.

**Tabla 2:**  
*Composición de residuos SCG*

Humedad (*) (%)	% Base seca (BS)						Ref
	Celulosa	Hemicelulosa	Lignina	Proteínas	Polifenoles	Aceite	
80	9	37	29	13	2,5	10-20	[60]
80	12,40	39,10	23,90	17,59	-	2,29	
80	28,05	18,83	16,21	-	-	13,41	[9]
80	9	37	29	13	5	2,6	[10]
12,2	8,6-15,7	36,7	33,6	13,7	-	15	[11]
60,7	12,40	39,1	23,90	17,44	-	2,29	[61]
75,7	8,6	36,7	31,21	13,6	2	2,2	[3]
80	10	30-40	19,8- 29,8	10,36	-	15,2- 17,9	[62]
74,7	8,6-9	37-38	17,3- 30,8	13-17	1,7-3,5	10-16	[63]
-	12,4	39,1	23,9	17,4	-	2,29	[64]

**Nota:** Esta tabla muestra la composición de residuos SCG establecida por diferentes autores, se encuentra dividida por los componentes principales y sus respectivos porcentajes, la humedad se encuentra en base húmeda (\*) mientras el resto de los componentes en base seca. Fuente: Recopilación de diversos artículos científicos.

En la **tabla 2** se presentan los principales componentes presentes en los residuos SCG, los cuales son: polisacáridos, en donde se encuentran la celulosa y la hemicelulosa, lignina, proteínas, polifenoles y contenido de aceites. Los residuos SCG se pueden someter a diferentes bioprocesos, inicialmente debido a su contenido de polisacáridos se puede someter a una digestión anaerobia

para lograr producir biogás o también realizar una fermentación para producir bioetanol [11], un combustible que puede sustituir parcialmente las fuentes de energía convencionales en una planta, dependiendo de la demanda energética exigida en el proceso. Por otro lado, se puede realizar una extracción de aceite de SCG con el fin de someterlo a una reacción de transesterificación o esterificación para producir biodiesel, también a una reacción de hidro-desoxigenación para obtener bio-aceite y por otro lado a una reacción de saponificación y neutralización para obtener ácidos grasos [10].

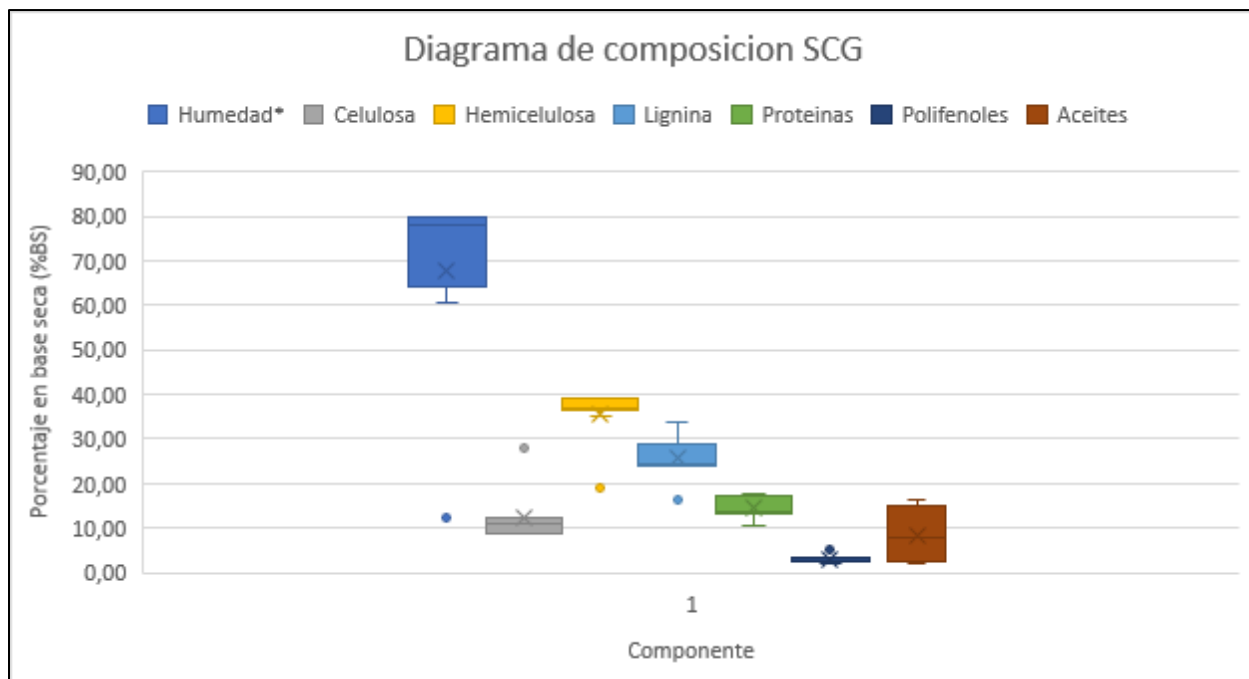
**Tabla 3:**  
*Análisis estadístico de componentes SCG*

	<b>Humedad</b>	<b>Celulosa</b>	<b>Hemicelulosa</b>	<b>Lignina</b>	<b>Proteína</b>	<b>Polifenoles</b>	<b>Aceite</b>
<b>Promedio</b>	67,94	12,28	35,60	25,95	14,57	3,03	8,46
<b>Mediana</b>	77,93	11,08	37,00	24,43	13,70	2,55	7,80
<b>Des. estándar</b>	23,45	5,78	6,04	4,92	2,50	1,34	6,53

**Nota:** Esta tabla muestra el promedio (media), la mediana y la desviación estándar por cada uno de los componentes presentes en la borra de café resumidos en la **tabla 2**. Fuente: Análisis de diversos documentos.

Para llevar a cabo la explicación de la **tabla 3** se decide utilizar un esquema o diagrama denominado como caja y bigotes (box-plot). Este diagrama es una forma de describir los valores que toma una variable determinada y evidenciar su distribución de forma visual, adicionalmente se señalan los valores atípicos de la variable [65]. Para lograr comprender mejor la organización de los datos de un diagrama de bloques, se dispuso una explicación detallada en el **anexo 7**.

**Figura 5:**  
Composición del SCG



**Nota:** Esta figura muestra la distribución de los datos de la **tabla 4** con respecto al contenido de los compuestos que, según la revisión bibliográfica, se presentan en mayor cantidad.

En el **figura 5** se reportan un valor máximo de humedad del 80% de agua en el producto húmedo, por otro lado, la desviación estándar tiene un valor de 23,45 (ver *tabla 2*), el cual se considera alto debido a la existencia de un valor atípico correspondiente al 13,9% [11]. Estas variaciones en los valores de humedad pueden verse afectados por el proceso de separación utilizado en el estudio, en donde la temperatura del secador, el tiempo de secado junto con los pretratamientos del SCG con álcalis o ácidos afectan el contenido de agua. Pero independientemente de este único valor cabe resaltar que la cantidad de agua presente en los residuos SCG significa uno de los principales factores a considerar al momento de realizar un método de extracción, independientemente de la naturaleza del método, la humedad debe ser retirada para poder llevar a cabo las reacciones químicas hasta extracción con diversos solventes. Adicionalmente un SCG con un bajo contenido de humedad facilita su disposición, así como su almacenamiento.

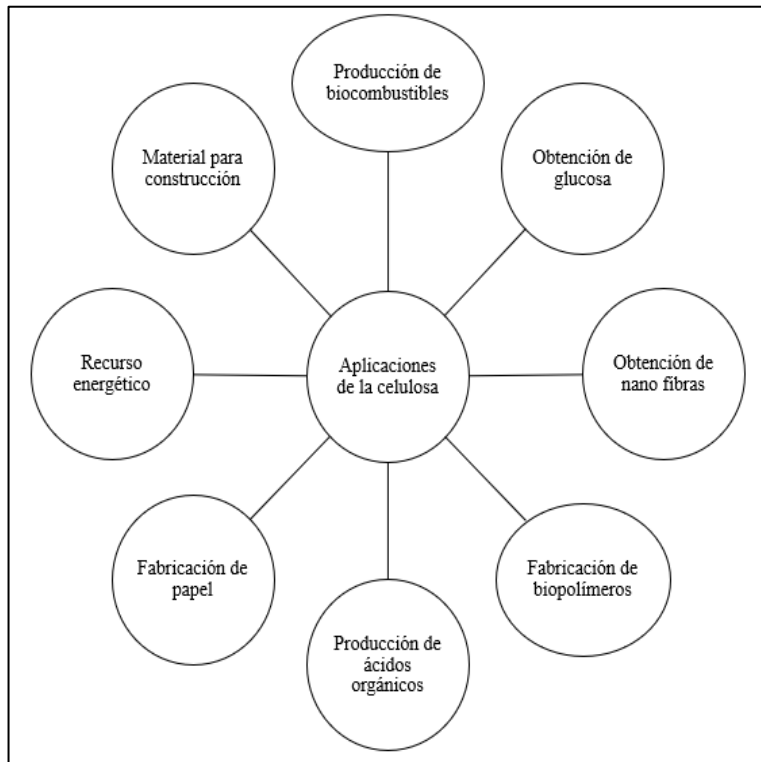
Como se puede apreciar en la **figura 5** la hemicelulosa y la lignina son los componentes que predominan en la composición de los residuos SCG, seguidos del contenido proteico, la celulosa,

los aceites y finalizando con los polifenoles. Se observan valores atípicos en 4 de los 6 componentes revisados en la bibliografía, que corresponden a valores de 28,05% BS [9] para la celulosa, 18,83% BS [9] para la hemicelulosa, 16,21% BS [9] para la lignina y finalizando con 5% BS [10] para los polifenoles, los cuales pueden ser utilizados para el tratamiento de agua ya que ayudan a la Coagulación de metales, para alimentos y como gelificantes [66]. La variación en los contenidos de polifenoles puede suceder debido al origen de la semilla, haciendo referencia tanto a lugar geográfico como el método de cultivo del grano; por otra parte, el proceso de fabricación de la semilla para convertirla en café de consumo interviene en la naturaleza del residuo SCG. Cabe mencionar que los procesos de extracción analizados en este documento se enfocan más hacia la extracción de polisacáridos, por lo que los métodos y tecnologías no se encuentran enfocadas para la extracción y maximización de los polifenoles.

Comparando los de polisacáridos del SCG con respecto a otras materias primas utilizadas en la industria, como maderas duras, que tienen un contenido de hemicelulosa que oscila entre 23-31% BS [37] y un contenido de lignina entre 22-34% BS [37]. O las fibras de coníferas, que contienen entre 36-34% BS de celulosa [42] y 7-14% BS de lignina [41], el SCG tiene mayor contenido de estos polímeros naturales con respecto a la celulosa. La lignina puede ser aprovechada en la formulación de espumas, relleno en películas, producción de fibras de carbono, como agentes antioxidantes y antimicrobianos y en alimentos [67] y la hemicelulosa tiene un uso muy interesante que son los productos farmacéuticos como las sustancias prebióticas [68]. Cabe resaltar que la variación en los datos puede darse por la zona donde se recolecta el SCG, así como los procesos de extracción utilizados, esto debido a que los autores consultados realizan la extracción con pretratamientos del SCG o asistidos con tecnologías de ultrasonido y microondas. Por otro lado, analizando el contenido de celulosa, los residuos SCG tienen un bajo contenido de celulosa (12.28% BS) con respecto a las materias primas tradicionales en la industria del papel, las cuales tienen un contenido de celulosa que varía entre 36-46% BS [37] para maderas duras y 40-45% BS [41] para fibras de coníferas. Cabe resaltar que concorde a la composición del SCG el principal componente de interés, debido a que abarca mayor cantidad en la composición del residuo, es la hemicelulosa, seguido de la lignina, las proteínas, la celulosa, los aceites y finalmente los polifenoles. Por lo que para lograr un correcto aprovechamiento de todo el SCG se deben extraer cada uno de sus componentes y brindarles el valor agregado correspondiente.

**Figura 6:**

Usos de celulosa



**Nota:** La figura muestra los posibles usos que se le puede dar a la celulosa con el objetivo de transformarla en un producto de valor agregado y gran utilidad.

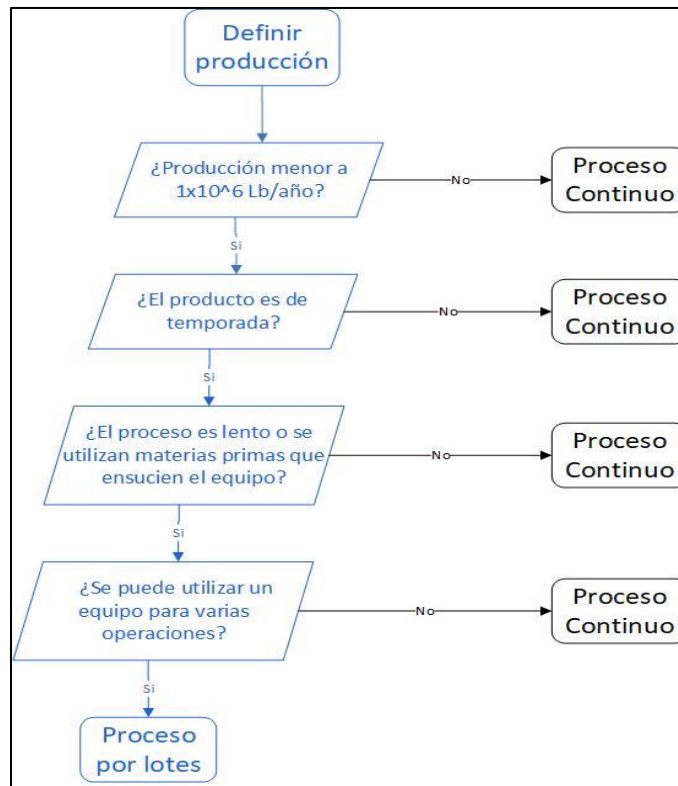
La celulosa es el polisacárido más abundante en la tierra, posee propiedades que logran brindarle una gran cantidad de usos, tales como su biodegradabilidad, baja toxicidad, bajo coste y su alta disponibilidad. Actualmente se interesa en la inmersión de la celulosa en materiales compuestos con el fin de mejorar las propiedades mecánicas de la mayoría de biopolímeros y polímeros derivados del petróleo [69]. Adicionalmente se obtienen nanofibras de celulosa, la cual es una nanopartícula que permite mejorar diferentes propiedades en los materiales, tales como la conductividad, permeabilidad, adsorción, entre otros, permitiendo así el mejoramiento de productos como envases, aerogeles, hidrogel, membranas, textiles, revestimientos, fibras e ingeniería de tejidos [69].

Por otra parte, los usos de la celulosa se pueden aplicar para la producción de energía, la celulosa puede quemarse con el fin de generar vapor y de igual forma se puede someter a una digestión anaerobia para lograr la producción de biogás [70]. En otros estudios, a través de reacciones catalizadas, se logra la obtención de diferentes ácidos orgánicos tales como ácido levulínico, ácido láctico, ácido glucónico y ácido fórmico [71].

### 3. DISEÑO DEL PROCESO KRAFT PARA LA PRODUCCIÓN DE UNA PASTA DE CELULOSA

En el trabajo se busca desarrollar un diseño conceptual de la obtención de celulosa por medio de SCG, por lo que es fundamental determinar los procesos, equipos, balances de materia y energía e insumos necesarios para llevar a cabo dicho objetivo, inicialmente se debe establecer la secuencia de operaciones y/o procesos para la producción de la pasta de celulosa por lo que se decide seguir un esquema de toma de decisiones planteado por Douglas [57] para lograr establecer qué tipo de proceso es el que mejor se adecua al producto que deseamos fabricar.

**Figura 7:**  
*Esquema de toma de decisiones*



**Nota:** Este esquema muestra el procedimiento general para el desarrollo de un diseño conceptual de un proceso químico. Tomado de: “Conceptual design of chemical processes,” [57]. Disponible en: <https://cutt.ly/eEB5qbf>.



Mediante la figura mostrada anteriormente se logra establecer la secuencia seguida en este estudio, la cual se encuentra en color azul, para lograr establecer el proceso por lotes; Inicialmente se debe establecer el nivel de producción de la planta, en donde si es menor a  $1 \times 10^6$  lb/año el proceso es batch, de lo contrario se aconseja tratar como un proceso continuo, para este estudio la cantidad producida anualmente es de 103 860 lb/año por lo que se toma el proceso como batch. Continuando con el esquema, se debe establecer si el producto es de temporada, si lo es el proceso se continúa tratando como uno batch, de lo contrario lo mejor es diseñar un proceso continuo. En Colombia, la producción de café es constante durante todo el año, pero cabe resaltar que la celulosa tiene una temporada de mayor demanda, la cual es al inicio del año escolar, en donde se genera una mayor producción de papel, por ende, más demanda de celulosa. Siguiendo con el esquema el tercer recuadro expone que, si el proceso tiene materias primas que ensucien el equipo, o procesos lentos, en este estudio si aplican ambos casos debido a que hay procesos que duran 1 o 2 horas. Y finalmente si existen equipos que se puedan utilizar para uno o más procesos, lo cual aplicaría para este estudio y lo explicamos en los siguientes apartados, donde se habla de las etapas que componen el proceso planteado.

De acuerdo con la **tabla 3** y la producción de distintas empresas, para el diseño se va a usar como base el 5% la producción de Buencafé, debido a que es la fábrica con mayor producción anual en Colombia, obtenido así un flujo de 144,25 kg/h de SCG.

**Tabla 4:**  
*Parámetros para seleccionar un proceso batch*

<b>Criterios para seleccionar un proceso batch</b>			
<b>Parámetros</b>	Especificación	Cumplimiento	
		Si	No
<b>Índice de producción</b>	Cuando la planta tiene una capacidad de producción menor a $1 \times 10^6$ Lb/año	X	
	Cuando se producen plantas multiproducto utilizando el mismo equipo de producción		X
<b>Fuerza del mercado</b>	Cuando los productos son de temporada	X	
	Corta vida útil del producto		X
<b>Problema operativo</b>	Tiempos de reacción largos	X	
	Manipulación de lodos a bajo caudal	X	
	Materiales que se ensucian rápidamente		X

**Nota:** En la tabla se muestran parámetros para la elección del tipo de producción, lo cual se deberá tener presente para el diseño planeado. Tomado de: Douglas, Conceptual design of chemical processes: Chapter four industrial and laboratory reactors, Disponible en: <https://cutt.ly/eEB5qbf>, consultado 2/10/2021

De igual forma a como se aplica la **figura 7**, en la tabla anterior se muestran unos parámetros para lograr rectificar que el proceso sea un proceso batch, iniciando con la cantidad de producción que debe ser menor a  $1 \times 10^6$  lb/año. La base de cálculo de este trabajo es de 103 860 lb/año. Por otro lado, un parámetro a evaluar es el uso de un mismo equipo de producción cuando la planta se diseña para multiproducto, en este caso, tanto para la pasta de celulosa como para las corrientes de valor agregado, se tienen diferentes equipos para cada producto derivado de nuestro diseño. El objetivo de este trabajo es separar la celulosa del resto de componentes del SCG para lograr obtener una pasta, en donde se considera que se le pueden dar diversos usos a la pasta final, pero el más conocido es el de la fabricación de papel, el cual los inicios del año escolar es su principal

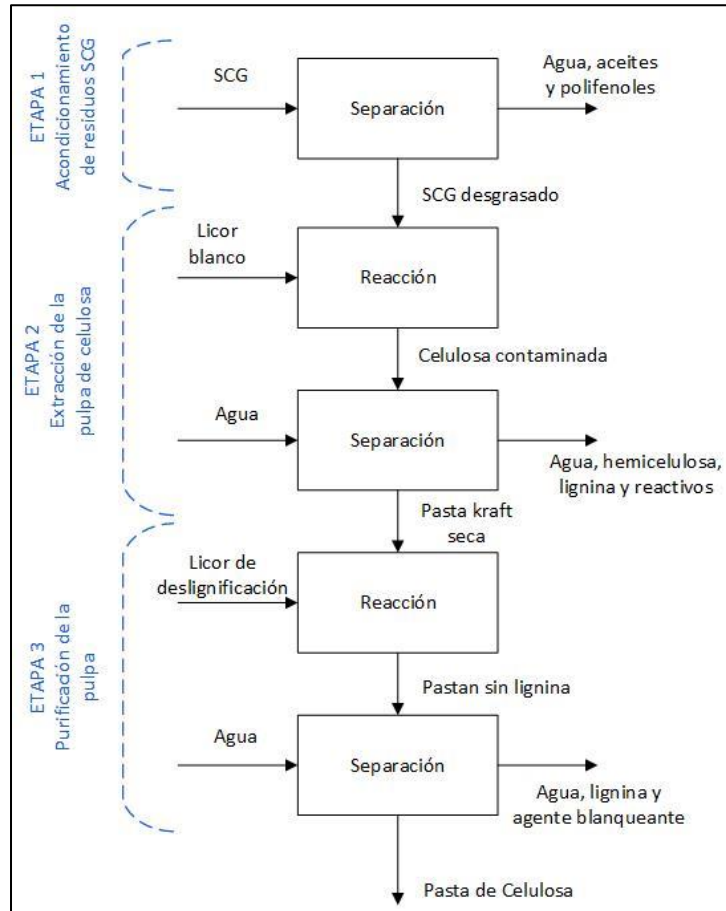
temporada; Por otro lado, la pasta de celulosa tiene un alto tiempo de vida útil debido a la naturaleza del proceso kraft, que busca obtener pastas con una alta resistencia. Cabe resaltar que la cocción kraft es un proceso que se demora de 2 a 3 horas, y que en este trabajo se busca aprovechar el mayor número de componentes del SCG, por lo que se proponen otros procesos para aprovechar el aceite y los polifenoles mediante extracciones solido-liquido, y estas pueden llegar a tardar entre 1 hora.

Para el desarrollo de la extracción de celulosa se plantea una secuencia de procesos y operaciones unitarias con el fin de mejorar el procedimiento extractivo. Dicha secuencia se divide en 3 etapas; la etapa inicial, también denominada etapa de acondicionamiento, se realiza con el fin de preparar la materia prima y así facilitar la separación de los compuestos de interés.

La segunda etapa, o etapa de extracción de pulpa de celulosa, es la parte vital del trabajo, debido a que permite cumplir con el segundo objetivo planteado y lograr la separación de la celulosa del resto de componentes. Se lleva a cabo después del último proceso de separación de la etapa de acondicionamiento y se prosigue con el pulpeo Kraft, luego se adecua la pasta para someterla a la última etapa, o etapa de purificación de la pulpa, la cual se realiza directamente a la pulpa obtenida de la etapa 2 con el fin de aumentar su grado de pureza.

De esta forma, y como se evidencia en la **figura 8**, se permite plantear un diagrama de entradas y salidas del proceso productivo que tiene como objetivo centrar cada una de las operaciones básicas que se desarrollan para llevar a cabo la obtención de pasta de celulosa a partir de residuos SCG. Para este caso se muestran las operaciones básicas generales que componen cada una de las etapas mencionadas anteriormente y a las cuales se va a someter el SCG.

**Figura 8:**  
*Diagrama de entradas y salidas*



**Nota:** En la figura se da una visión general del procedimiento a seguir para realizar el diseño conceptual previsto de la obtención de una pasta celulósica a partir de SCG.

Ya teniendo en cuenta la secuencia general del proceso, evidenciado en la figura anterior, se prosigue a establecer cada una de las operaciones unitarias que se tendrán en cuenta en las 3 etapas para lograr extraer la pasta de celulosa del SCG. En la **tabla 4** se evidencia la secuencia de procesos a seguir en este estudio.

**Tabla 5:**  
*Etapas y Procesos para la extracción de la pasta de celulosa*

<b>Etapas</b>	<b>Nombre</b>	<b>Proceso</b>
<b>1</b>	Acondicionamiento de residuos SCG	Secado
		Extracción de aceites
		Eliminación
		Extracción de polifenoles
		Eliminación
<b>2</b>	Extracción de la pulpa de celulosa	Pulpeo, digestión o cocción Kraft
		Lavado y filtrado
		Secado
<b>3</b>	Purificación de la pulpa	Deslignificación
		Lavado y filtrado
		Secado

**Nota:** Esta tabla presenta la secuencia de etapas que se sigue en este documento, así como los respectivos procesos escogidos y asociados a cada una de las etapas con el objetivo de obtener la pasta de celulosa.

De forma general, el objetivo de la etapa 1 es preparar los residuos para nuestro proceso unitario más importante, el pulpeo Kraft. Como su nombre lo indica, se busca adaptar el material SCG a través de procesos de separación, tales como el secado, para extraer la humedad de los residuos, ya que en los diferentes artículos estudiados y explicados en el **anexo 4** el primer paso es retirar la humedad para evitar su interacción con los químicos en etapas posteriores ya que el agua afecta directamente la acción de los solventes y químicos, disminuyendo su rendimiento. Por otro lado, se debe realizar la extracción de aceites, para retirar todo el perfil graso de la borra de café, con el

fin de que ninguno de estos componentes interfiera en nuestro sistema reactivo Kraft. Los procesos unitarios correspondientes a esta primera etapa son: Inicialmente un secado, seguido de dos extracciones sólido-líquido, una para retirar los aceites y otra para separar los polifenoles y posterior a cada unidad de extracción es pertinente una eliminación de solvente residual para retirar el exceso de solvente en el material sólido.

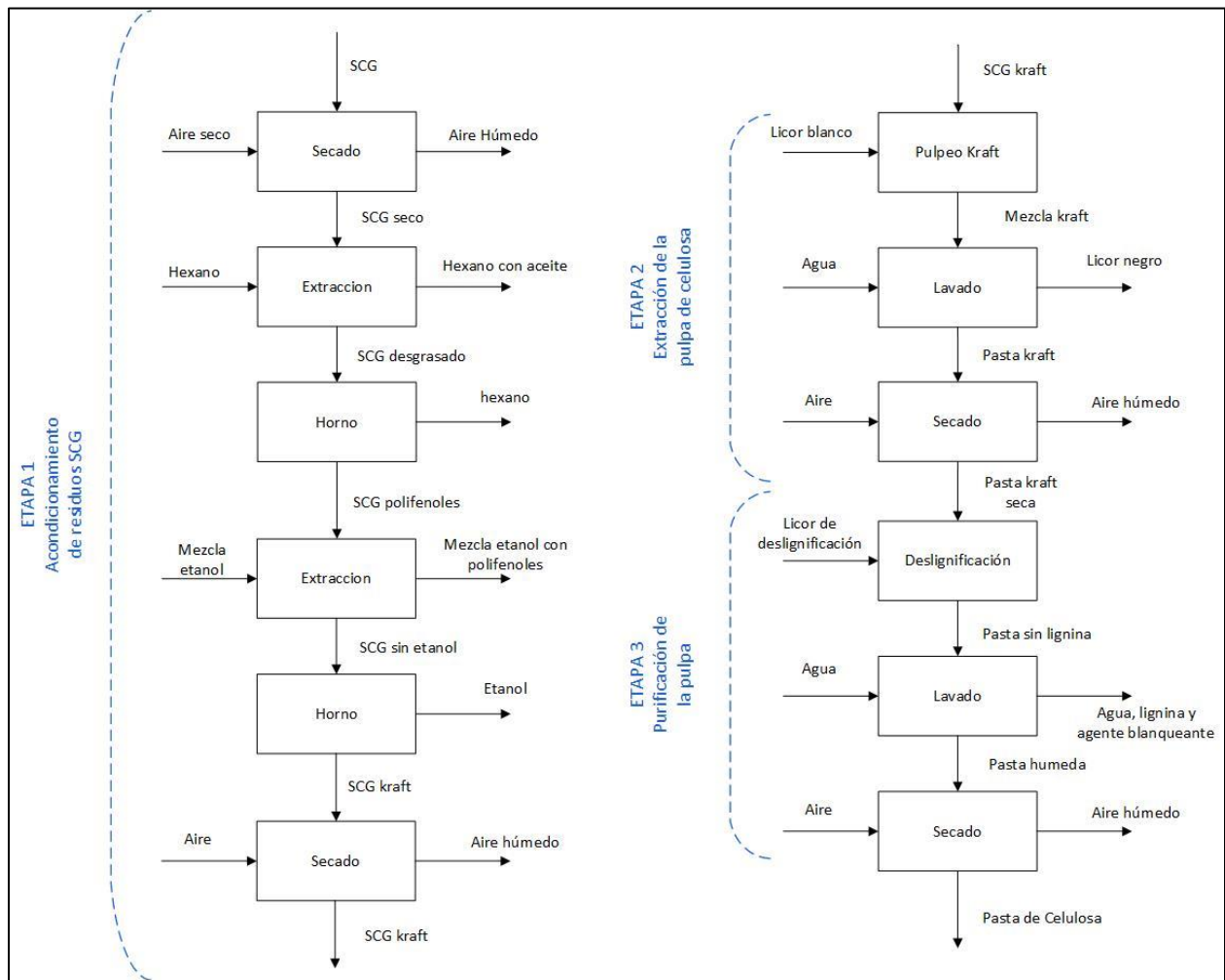
En la etapa 2 se lleva a cabo el principal sistema reactivo, el cual consta del rompimiento de la lignina para lograr separar la celulosa de la hemicelulosa y el resto de los componentes del SCG, con el fin de aislar la mayor cantidad de celulosa sin ninguna traza de otro componente, ya sea de ellos químicos usados en el proceso de separación o de los otros componentes del SCG. Esto con el fin de evitar la oxidación de dichos componentes y que afecten el color final de la pasta de celulosa, luego dicha pasta es sometida a un lavado, filtrado y secado, para así continuar con el proceso productivo sin la intervención de los otros componentes del SCG o los químicos utilizados en la digestión kraft.

A nivel industrial, la etapa 3 se le conoce como blanqueo, el cual es un proceso realizado con químicos cuyo objetivo principal es incrementar el nivel de blancura de la pasta y también eliminar la lignina residual, independientemente de si es una pasta química o una pasta mecánica [72]. Según los estudios, el principal objetivo de la pasta de celulosa es la producción de papel, antiguamente se utilizaba cloro elemental para lograr los resultados deseados, pero por su incidencia tanto en la contaminación del ambiente como su posible afectación al ser humano se han desarrollado diferentes métodos para lograr la purificación de la pasta reemplazando el cloro, evitando así la alta contaminación del agua. En la industria se utiliza dióxido de cloro ( $ClO_2$ ), hipoclorito de sodio ( $NaClO$ ), oxígeno ( $O_2$ ), peróxido de hidrógeno ( $H_2O_2$ ), ozono ( $O_3$ ), entre otros agentes químicos [72]. Cabe resaltar que en las industrias se utilizan varios agentes de los mencionados anteriormente debido a su acción directa con la lignina y la celulosa, en donde unos permiten una mejor eliminación de lignina residual y otros un mejor blanqueo de la pasta, por esta razón se forma una secuencia de blanqueo para, principalmente, aumentar la blancura de la pasta y de igual forma del papel resultante.

En este trabajo no se diseña toda la secuencia de blanqueo que se tiene en una fábrica de producción de papel debido a que la fabricación de papel no es el único uso que se tiene previsto para la pasta de celulosa resultante del proceso planteado en este documento, adicionalmente, una secuencia de

blanqueo consta de numerosos equipos y agentes químicos que interactúan de formas únicas con la pasta de celulosa, por esta razón la única etapa que se incluye en este estudio es la etapa inicial de deslignificación, ya que permite aumentar la pureza de la pasta resultante del proceso de cocción kraft. Finalmente, en la **figura 9**, se establece el diagrama de bloques de todo el proceso productivo planteado en este trabajo, junto con las corrientes de entradas y salidas.

**Figura 9:**  
*Diagrama de bloques del proceso productivo*



**Nota:** En la figura se muestra el diagrama de bloques con las unidades de proceso que abarca toda la biorrefinería del SCG.

Este trabajo se centra en realizar el diseño de una biorrefinería en cascada del SCG por lo que cada una de las etapas planteadas tendrá como objetivo el facilitar la obtención de diferentes corrientes, además de la pasta de celulosa, que tendrán un valor agregado, como los aceites y los polifenoles. Para llevar a cabo el diseño del proceso productivo de extracción de celulosa del SCG se decide plantear un diseño a partir de incertidumbre, el cual consta de tres escenarios (optimista, intermedio y pesimista) basándose principalmente en el contenido de celulosa expuesto por los diferentes autores y resumido en la **tabla 2**. En donde el escenario optimista es aquel en el cual vamos a encontrar mayor contenido de celulosa, el intermedio se realiza con los valores promedio de la **tabla 2** y el pesimista se realiza con el contenido más bajo de celulosa reportado.

**Tabla 6:**  
*Escenarios del proceso de obtención de celulosa SCG*

Escenarios	Componentes						
	Humedad	Celulosa	Hemicelulosa	Lignina	Proteína	Polifenol	Aceite
<b>Optimista</b>	80	12.4	39.1	23.9	17.59	3,5*	2.29
<b>Intermedio</b>	80*	12,28	35,00*	25,00*	14,00*	3,03	8,46
<b>Pesimista</b>	75.7	7.6	36.7	31.21	13.6	2	2.2

**Nota:** En la tabla se observa la composición del SCG de los tres posibles escenarios a desarrollar en el proceso de extracción de celulosa. Los valores marcados con un asterisco (\*) son valores que se adaptaron al escenario, teniendo en cuenta la **tabla 2**, con el fin de lograr una composición adecuada para realizar los cálculos de balance de materia y energía necesarios para el diseño del proceso productivo.

### 3.1. Etapas de secado de material sólido

El objetivo de las etapas de secado es disminuir la humedad del SCG mediante la diferencia de concentraciones entre el aire y el material sólido. De esta forma la humedad presente en el SCG será transferida a el aire seco, permitiendo retirar la mayor cantidad de agua posible para evitar su interferencia en las siguientes operaciones. Por ejemplo, la reducción del contenido de humedad permite facilitar los posteriores procesos de extracción, mejorando la limpieza y mantenimiento de los equipos, de igual forma al retirar el agua de un material se evita la interferencia al momento de realizar el proceso de extracción de ácidos grasos y polifenoles,



permitiendo un contacto más íntimo entre las partículas del SCG y el solvente a implementar para lograr la separación de los compuestos.

Para llevar a cabo el proceso de secado se decide utilizar aire seco que entra a una temperatura de 80 °C con un valor de humedad relativa del 3%, para un valor de humedad absoluta de 0,008891 kg agua/kg aire seco. Para la corriente de salida de aire se toma un valor de humedad relativa del 80%, obteniendo un valor de humedad absoluta de 0,02901 kg agua/kg aire seco. Estos valores se leyeron utilizando el programa CYTsoft [73], el cual es un algoritmo psicrométrico que nos permite obtener las cartas psicrométricas en los valores de temperatura, altura y presión dependiendo de la ubicación escogida para el proceso productivo, en el caso de este proyecto, la base de cálculo es 144.25 kg/h de SCG generada por la fábrica de café liofilizado Buencafé, ubicada en Chinchiná, caldas en Colombia. Adicionalmente el software calcula los valores de humedad relativa, humedad específica, relación de humedad, temperaturas de bulbo seco y húmedo, entre otras propiedades de las corrientes de aire seco. A continuación, se observa los resultados del balance de materia al cual se llegó mediante la aplicación de las ecuaciones escritas en el **anexo 9**, cabe resaltar que el desarrollo de dichas ecuaciones se muestra solo para el escenario intermedio del secado 1, pero de igual forma las otras etapas de secado siguen la misma metodología, y sus ecuaciones específicas se encuentran en los anexos descritos en cada apartado de secado.

- **Balance general.**

$$M_1 + M_3 = M_2 + M_4$$

$$M_1 = 144,25 \text{ kg /h.}$$

**Nota:** este valor se saca de la base de cálculo que se tomó del 5% de la producción de Buencafé.

- **Balance de componentes Sólidos.**

$$M_1 * X_{S1} = M_2 * X_{S2}$$

$$X_{S1} = 0,2.$$

**Nota:** esto se debe a que el contenido de agua en la borra es del 80%.

$$X_{s2} = 0,95.$$

**Nota:** con el secado se busca dejar la borra con un 5% de humedad.

$$\frac{M_1 * X_{s1}}{X_{s2}} = M_2$$

$$\frac{144,25 \frac{kg}{día} * 0,2}{0,95} = M_2$$

$$30,37kg/h = M_2$$

- **Balance de aire.**

$$M_3 * X_{aire3} = M_4 * X_{aire4}$$

$$\frac{M_3 * (1 - X_{agua3})}{(1 - X_{agua4})} = M_4$$

- **Balance de agua.**

$$M_1 * X_{agua1} + M_3 * X_{agua3} = M_2 * X_{agua2} + M_4 * X_{agua4}$$

Reemplazando en M4 en el balance global

$$M_1 + M_3 = M_2 + \frac{M_3 * (1 - X_{agua3})}{(1 - X_{agua4})}$$

$$M_3 = \frac{M_1 - M_2}{\left(\frac{(1 - X_{agua3})}{(1 - X_{agua4})} - 1\right)}$$

$$M_3 = \frac{144,25 - 30,37 \text{ kg/h}}{\left(\frac{(1 - 0,008)}{(1 - 0,028)} - 1\right)}$$

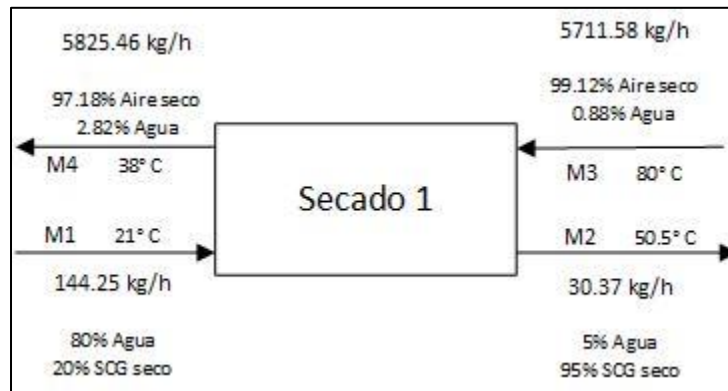
$$M_3 = 5711,58 \frac{kg}{h}$$

$$M_4 = 5825,45 \frac{kg}{h}$$

### 3.1.1. Secado 1

Esta etapa de secado corresponde a la primera etapa de todo el proceso productivo de pasta de celulosa, y se realiza con el fin de disminuir la humedad del SCG que ingresa al proceso de un 80% a un 5%, ya que de esta forma se evita su intervención en la etapa de extracción de aceites y polifenoles posteriores, permitiendo un mejor contacto del solvente con el material sólido y favoreciendo la extracción del compuesto de interés, para las dos etapas de extracción son los aceite y los polifenoles.

**Figura 10:**  
*Diagrama de bloques del secado 1*



**Nota:** En la figura se muestran las corrientes de entrada y de salida para la primera operación de secado para el escenario intermedio.

**Tabla 7:**  
*Balance de materia del secado 1*

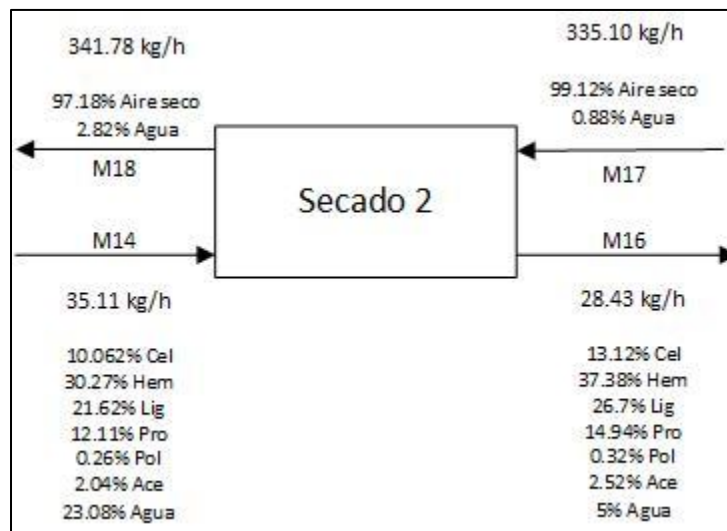
<b>Secador 1</b>					
<b>Pesimista</b>		<b>Intermedio</b>		<b>Optimista</b>	
<b>Corriente</b>	<b>Flujo (kg/h)</b>	<b>Corriente</b>	<b>Flujo (kg/h)</b>	<b>Corriente</b>	<b>Flujo (kg/h)</b>
<b>M1</b>	144,25	<b>M1</b>	144,25	<b>M1</b>	144,25
<b>SCG</b>	<b>SCG seco</b>	36,06	<b>SCG</b>	<b>SCG seco</b>	28,85
	<b>Agua</b>	108,19		<b>Agua</b>	115,40
<b>M2</b>	37,96	<b>M2</b>	30,37	<b>M2</b>	30,37
<b>SCG seco</b>	<b>SCG seco</b>	36,06	<b>SCG seco</b>	<b>SCG seco</b>	28,85
	<b>Agua</b>	1,90		<b>Agua</b>	1,52
<b>M3</b>	5330,81	<b>M3</b>	5711,58	<b>M3</b>	5711,58
<b>Aire seco</b>	<b>Aire seco</b>	5283,83	<b>Aire seco</b>	<b>Aire seco</b>	5661,24
	<b>Agua</b>	46,98		<b>Agua</b>	50,33
<b>M4</b>	5437,10	<b>M4</b>	5825,46	<b>M4</b>	5825,46
<b>Aire húmedo</b>	<b>Aire seco</b>	5283,83	<b>Aire húmedo</b>	<b>Aire seco</b>	5661,24
	<b>Agua</b>	153,27		<b>Agua</b>	164,22

**Nota:** Se especifican los flujos masicos para cada una de las corrientes en cada uno de los escenarios para el secado 1.

### 3.1.2. Secado 2

Esta etapa de secado se ubica posteriormente al proceso de extracción sólido-líquido de polifenoles con el objetivo de reducir la humedad brindada por la mezcla etanol-agua que se utiliza para realizar la extracción de polifenoles, por esta razón el secado permite la reducción de la humedad de un 23% a un 5%, debido a que la etapa posterior a este secado es la digestión kraft, y para lograr la correcta separación de la celulosa del resto de componentes del SCG se debe retirar el agua para permitir que el licor blanco interactúe directamente con la lignina y separe la celulosa.

**Figura 11:**  
*Diagrama de bloques del secado 2*



**Nota:** En la figura se muestran las corrientes de entrada y de salida para la segunda operación de secado para el escenario intermedio.

**Tabla 8:**  
*Balance de materia el secado 2*

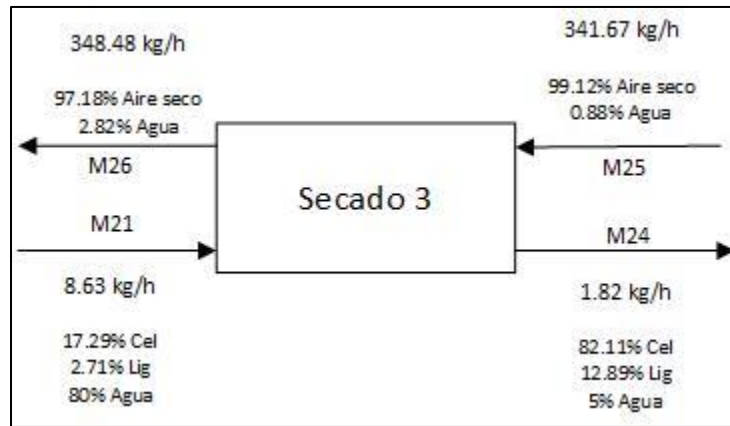
<b>Secador 2</b>								
<b>Pesimista</b>		<b>Intermedio</b>		<b>Optimista</b>				
<b>Corriente</b>	<b>Flujo (kg/h)</b>	<b>Corriente</b>	<b>Flujo (kg/h)</b>	<b>Corriente</b>	<b>Flujo (kg/h)</b>			
<b>M14</b>	44,47	<b>M14</b>	35,11	<b>M14</b>	37,18			
<b>SCG sin etanol</b>	<b>Cel</b>	2,89	<b>Cel</b>	3,73	<b>Cel</b>	3,77		
	<b>Hem</b>	13,93	<b>Hem</b>	10,63	<b>Hem</b>	11,87		
	<b>Lig</b>	11,85	<b>SCG sin etanol</b>	<b>Lig</b>	7,59	<b>Lig</b>	7,26	
	<b>Prot</b>	5,16		<b>Prot</b>	4,25	<b>Prot</b>	5,34	
	<b>Poli</b>	0,08		<b>Poli</b>	0,09	<b>Poli</b>	0,11	
	<b>Acet</b>	0,30		<b>Acet</b>	0,72	<b>Acet</b>	0,25	
	<b>Agua</b>	10,26		<b>Agua</b>	8,10	<b>Agua</b>	8,58	
<b>M16</b>	36,01	<b>M16</b>		28,43	<b>M16</b>	30,10		
<b>SCG kraft</b>	<b>Cel</b>	2,89		<b>Cel</b>	3,73	<b>Cel</b>	3,77	
	<b>Hem</b>	13,93	<b>Hem</b>	10,63	<b>Hem</b>	11,87		
	<b>Lig</b>	11,85	<b>SCG kraft</b>	<b>Lig</b>	7,59	<b>Lig</b>	7,26	
	<b>Prot</b>	5,16		<b>Prot</b>	4,25	<b>Prot</b>	5,34	
	<b>Poli</b>	0,08		<b>Poli</b>	0,09	<b>Poli</b>	0,11	
	<b>Acet</b>	0,30		<b>Acet</b>	0,72	<b>Acet</b>	0,25	
	<b>Agua</b>	1,80		<b>Agua</b>	1,42	<b>Agua</b>	1,51	
<b>M17</b>	424,39	<b>M17</b>		335,10	<b>M17</b>	354,82		
<b>Aire seco</b>	<b>Aire seco</b>	420,65		<b>Aire seco</b>	<b>Aire seco</b>	332,14	<b>Aire seco</b>	<b>Aire seco</b>
	<b>Agua</b>	3,74	<b>Agua</b>		2,95	<b>Agua</b>		3,13
<b>M18</b>	432,85	<b>M18</b>	341,78	<b>M18</b>	361,90			
<b>Aire húmedo</b>	<b>Aire seco</b>	420,65	<b>Aire húmedo</b>	<b>Aire seco</b>	332,14	<b>Aire húmedo</b>	<b>Aire seco</b>	351,69
	<b>Agua</b>	12,20		<b>Agua</b>	9,63		<b>Agua</b>	10,20

**Nota:** Se especifican los flujos masicos para cada una de las corrientes en cada uno de los escenarios.

### 3.1.3. Secado 3

Esta etapa de secado es posterior a la digestión kraft, en donde llega una pasta de celulosa recién lavada para retirar los químicos y el resto de componentes liberados en la digestión kraft, por lo que su objetivo es reducir el contenido de agua de un 80% a un 5% debido a que la siguiente etapa es la deslignificación, y la acción de licor de deslignificación depende del contacto estrecho entre la pasta de celulosa y la mezcla, por lo que al disminuir la humedad se favorecerá la eliminación de lignina residual que queda remanente en la pasta de celulosa.

**Figura 12:**  
*Diagrama de bloques del secado 3*



**Nota:** En la figura se muestran las corrientes de entrada y de salida para la tercera operación de secado para el escenario intermedio.

**Tabla 9:**  
*Balace de materia del secado 3*

Secador 3								
Pesimista			Intermedio			Optimista		
Corriente		Flujo (kg/h)	Corriente		Flujo (kg/h)	Corriente		Flujo (kg/h)
M21		6,68	M21		8,63	M21		8,71
Pasta kraft	Cel	1,15	Pasta kraft	Cel	1,49	Pasta kraft	Cel	1,51
	Lig	0,18		Lig	0,23		Lig	0,24
	Agua	5,34		Agua	6,90		Agua	6,97
M24		1,41	M24		1,82	M24		1,83
Pasta kraft seca	Cel	1,15	Pasta kraft seca	Cel	1,49	Pasta kraft seca	Cel	1,51
	Lig	0,18		Lig	0,23		Lig	0,24
	Agua	0,07		Agua	0,09		Agua	0,09
M25		264,34	M25		341,67	M25		344,89
Aire seco	Aire seco	262,01	Aire seco	Aire seco	338,66	Aire seco	Aire seco	341,85
	Agua	2,33		Agua	3,01		Agua	3,04
M26		269,61	M26		348,48	M26		351,76
Aire húmedo	Aire seco	262,01	Aire húmedo	Aire seco	338,66	Aire húmedo	Aire seco	341,85
	Agua	7,60		Agua	9,82		Agua	9,92

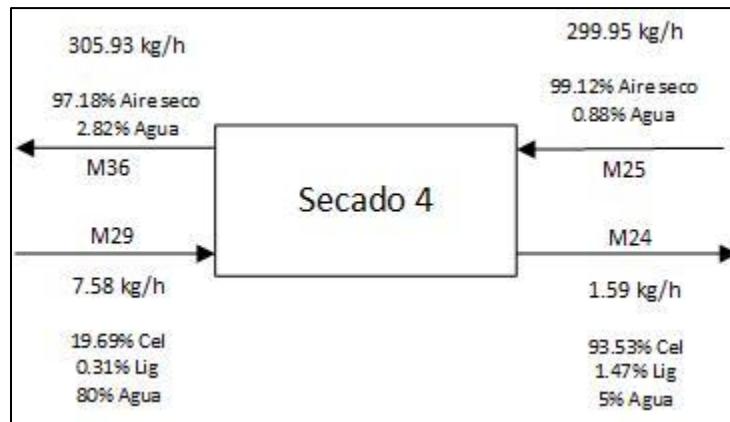
**Nota:** Se especifican los flujos masicos para cada una de las corrientes en cada uno de los escenarios.



### 3.1.4. Secado 4

Esta etapa de secado es la etapa final del proceso productivo, posterior a la deslignificación, buscando reducir el contenido de humedad para aumentar la vida útil de la pasta de celulosa resultante de todo el estudio. A esta etapa llega una pasta de celulosa con un contenido de agua del 80% la cual proviene de una etapa de lavado y filtrado, y se busca reducir el contenido de agua a un 5%.

**Figura 13:**  
*Diagrama de bloques del secado 4*



**Nota:** En la figura se muestran las corrientes de entrada y de salida para la cuarta operación de secado para el escenario intermedio.

**Tabla 10:**  
*Balance de materia del secado 4*

<b>Secador 4</b>								
<b>Pesimista</b>		<b>Intermedio</b>		<b>Optimista</b>				
<b>Corriente</b>	<b>Flujo (kg/h)</b>	<b>Corriente</b>	<b>Flujo (kg/h)</b>	<b>Corriente</b>	<b>Flujo (kg/h)</b>			
<b>M29</b>	5,86	<b>M29</b>	7,58	<b>M29</b>	7,65			
<b>Pasta húmeda</b>	<b>Cel</b>	1,15	<b>Pasta húmeda</b>	<b>Cel</b>	1,49	<b>Pasta húmeda</b>	<b>Cel</b>	1,51
	<b>Lig</b>	0,02		<b>Lig</b>	0,02		<b>Lig</b>	0,02
	<b>Agua</b>	4,69		<b>Agua</b>	6,06		<b>Agua</b>	6,12
<b>M32</b>	1,23	<b>M32</b>	1,59	<b>M32</b>	1,61			
<b>Pasta de celulosa</b>	<b>Cel</b>	1,15	<b>Pasta de celulosa</b>	<b>Cel</b>	1,49	<b>Pasta de celulosa</b>	<b>Cel</b>	1,51
	<b>Lig</b>	0,02		<b>Lig</b>	0,02		<b>Lig</b>	0,02
	<b>Agua</b>	0,06		<b>Agua</b>	0,08		<b>Agua</b>	0,08
<b>M33</b>	232,05	<b>M33</b>	299,95	<b>M33</b>	302,87			
<b>Aire seco</b>	<b>Aire seco</b>	230,01	<b>Aire seco</b>	<b>Aire seco</b>	297,31	<b>Aire seco</b>	<b>Aire seco</b>	300,20
	<b>Agua</b>	2,04		<b>Agua</b>	2,64		<b>Agua</b>	2,67
<b>M34</b>	236,68	<b>M34</b>	305,93	<b>M34</b>	308,91			
<b>Aire húmedo</b>	<b>Aire seco</b>	230,01	<b>Aire húmedo</b>	<b>Aire seco</b>	297,31	<b>Aire húmedo</b>	<b>Aire seco</b>	300,20
	<b>Agua</b>	6,67		<b>Agua</b>	8,62		<b>Agua</b>	8,71

**Nota:** Se especifican los flujos masicos para cada una de las corrientes en cada uno de los escenarios.

### **3.1.5. Posibles equipos para utilizar en las etapas de secado**

En este apartado se realiza una comparación de los posibles equipos que se pueden implementar en las etapas de secado mediante una matriz de ventajas y desventajas de los equipos que, consideramos en este estudio, podrían acoplarse de mejor forma tanto a la etapa de secado del SCG, como a toda la secuencia del proceso productivo de la pasta de celulosa, así como el diferente funcionamiento entre los equipos. La matriz comprende tres equipos, los cuales son el secador de bandejas, secador solar y el secador por congelación.

**Tabla 11:***Matriz de ventajas y desventajas de los equipos de secado*

<b>Tipo</b>	<b>Ventajas</b>	<b>Desventajas</b>
<b>Secador de bandejas</b>	Estabilidad de las condiciones: se puede elegir tiempo de secado y temperatura. - Bajo consumo de energía. - Bajo costo de mantenimiento. - Facilidad operativa.	-Si no se manipula bien la entrada de energía, no se va a presentar un secado uniforme entre las bandejas.
<b>Secador solar</b>	Bajo costo de mantenimiento. - Bajo consumo de energía.	Requiere de mayor tiempo para el secado. Alto costo de Construcción.
<b>Secadores por congelación</b>	Evita la alteración de la materia prima. - Ayuda a mantener las características sensoriales.	Su implementación es costosa. - Alto consumo de energía. - Dificultad operativa.

**Nota:** Los datos presentados en la tabla anterior se condensaron de los trabajos de V. Quilca [74], L. Ruiz [75] y M. García [76], los cuales se centraron principalmente en el secador de bandejas, pero en sus trabajos se encuentran explicados otros equipos de secado.

### **3.2. Etapas de extracción sólido-líquido**

La extracción sólido-líquido es una operación unitaria de separación, la cual permite separar un componente o grupos de componente los cuales forman parte de un sólido, en donde se emplea un disolvente en el cual es soluble el componente de interés, mientras el resto de elementos que conforman el sólido no son solubles [77]. De esta forma se transfiere el compuesto de interés de la fase sólida a la fase líquida [78]. En este método de separación se aprovecha la diferencia de solubilidades de los componentes de un sólido en determinados solventes, siendo así una operación con transferencia de masa entre fases, la cual se compone de tres etapas, el cambio de fase del soluto, la difusión del soluto a través del disolvente contenido en los poros de la materia sólida y la transferencia del soluto desde la interfase sólido-líquido hasta la masa principal del solvente [78].

En el proceso producto se hace uso de distintos solventes para lograr extraer corrientes de valor agregado, por esta razón se debe realizar un proceso de separación para lograr recircular parte del solvente de nuevo a la etapa de extracción [79]. Por esta razón los solventes se tratan inicialmente con una filtración o decantación, para retirar los sólidos suspendidos que puedan llegar a tener

después de la etapa de extracción. Posteriormente la mezcla se somete a un proceso de destilación simple para lograr remover los vapores y separar el componente de interés del solvente, de esta a forma parte del solvente es retornado al proceso extractivo mientras que otra parte se retira como producto [79].

Por otro lado, existen métodos los cuales reemplazan la destilación simple por una destilación al vacío, también conocida como destilación a presión reducida; esta técnica se utiliza cuando se necesita separar líquidos con un punto de ebullición superior a 150 ° C o que son térmicamente inestables. El vacío necesario para su funcionamiento puede darse a partir de trompas de agua o bombas de vacío [7].

### **3.2.1. Extracción de aceite**

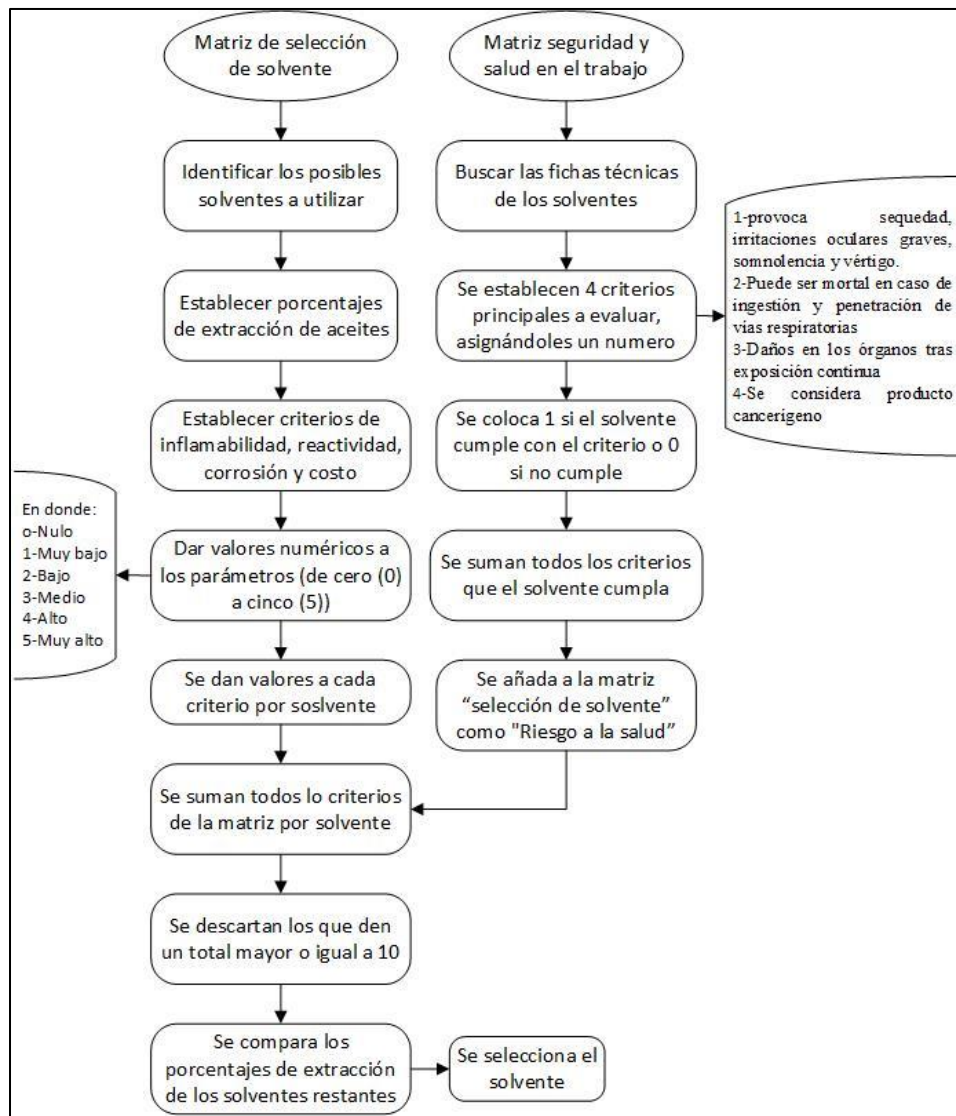
El proceso de extracción de aceites tiene como objetivo separar la fracción de aceites del resto de componentes presentes en el SCG con el fin de evitar reacciones indeseadas al momento de obtener la pulpa de celulosa. Se plantea una extracción sólido-líquido mediante el uso de un solvente. Para llevar a cabo este tipo de extracción se deben tener en cuenta diferentes variables, tales como el tamaño de partícula del material sólido, el solvente a implementar para llevar a cabo la disolución de la fracción de aceites y la temperatura de operación para el equipo de extracción.

Para el proceso de extracción D. Gonzales y V. Martin realizan dos extracciones de aceites de residuos SCG con hexano y propanol en donde determinan un valor promedio de tamaño de partícula de 0.4119 mm [7]. De igual forma, exponen que el tamaño de partícula óptimo para realizar una extracción sólido-líquido debe tener un valor intermedio, entre 0.5 mm y 0.75 mm esto debido a que un tamaño de partícula más fino generaría la aglomeración del material sólido, impidiendo el flujo del solvente por lo que se disminuye el área superficial de contacto afectando negativamente la extracción. Adicionalmente explican que es preferible no separar las partículas por su tamaño debido a que la diferencia de diámetros facilita el flujo de solvente entre el material sólido [7].

Por otro lado, otro factor importante a tener en cuenta para realizar la extracción es el tipo de solvente a implementar, por lo que mediante los diversos solventes estudiados por Z. Al-Hamamre, y su equipo para la extracción de aceites SCG, se establecieron 8 posibles solventes a utilizar: acetona, pentano, hexano, cloroformo, tolueno, octano, isopropanol y etanol [80]. En el **anexo 10** se presenta una tabla con las principales características de cada uno de los solventes mencionados

anteriormente, con el fin de brindar un panorama al lector. Posteriormente, y como se evidencia en el **anexo 11** se realiza una matriz de selección multicriterio de sumas ponderadas, en donde se tienen en cuenta aspectos como: porcentaje de extracción de aceite SCG, punto de inflamación, si el compuesto es corrosivo o no, reactividad, el costo del litro de solvente y el riesgo a la salud. En la **figura 9** se evidencia el paso a paso para construir la matriz de selección de solvente.

**Figura 14:**  
*Diagrama de desarrollo de la matriz de selección de solvente*



**Nota:** Se muestra detalladamente el paso a paso para poder construir la matriz de selección de solvente teniendo en cuenta los criterios mencionados en el párrafo anterior a esta figura.

Según el procedimiento de la **figura 9**, y con el objetivo de llegar a los resultados de la **tabla 8** y el **anexo 11**, inicialmente se debe identificar los solventes que se han estudiado en la extracción de aceites SCG junto con sus respectivos porcentajes de extracción de aceite, posteriormente se establecen y resumen los criterios de inflamabilidad, costos y reactividad, como se evidencia en el **anexo 10** para después evaluar cada uno de los criterios dando un valor numérico dentro de una escala de 0 a 5, en donde 0 representa un valor nulo para el solvente, 1 representa el valor más bajo y 5 el valor más alto para el criterio, comparando entre sí la información resumida y extraída de las fichas técnicas de cada solvente.

Adicionalmente, dentro de la matriz de selección existe un criterio denominado “Riesgo a la salud”, en donde se evalúa la peligrosidad que tienen los solventes para la salud humana, debido a que se está diseñando una planta de producción, por lo que diferentes operarios van a estar manipulando los equipos. Para establecer un valor en el criterio de “Riesgo a la salud” se realiza otra matriz de sumas ponderadas, siguiendo el paso a paso de la columna de la derecha en la **figura 9** llegando a los resultados presentados en el **anexo 11**, en donde, mediante la información de las fichas técnicas, se establecen 4 criterios a evaluar: 1-provoca sequedad, irritaciones oculares graves, somnolencia y vértigo, 2- Puede ser mortal en caso de ingestión y penetración de vías respiratorias, 3- Causa daños en los órganos tras exposición continua y 4-Se considera producto cancerígeno. En este caso si el solvente cumple con el criterio, se da un valor de 1, mientras que si no cumple se da un valor de 0, al final se suman todos los criterios que cumpla y de esta forma la suma total de los criterios en esta matriz se añade a la matriz de selección del solvente. En la **tabla 8** se exponen los resultados de la matriz de selección de solvente junto con los porcentajes de extracción de aceite SCG.

**Tabla 12:**  
Resultados de la matriz de selección de solvente.

<b>Solvente</b>	<b>Extracción aceite SCG (%)</b>	<b>Inflama bilidad</b>	<b>Reacti vidad</b>	<b>Corrosivo</b>	<b>Costo</b>	<b>Riesgo a la salud</b>	<b>Total</b>
Acetona	12,92	3	1	No (0)	3	1	8
Pentano	15,18	4	1	No (0)	4	2	11
Hexano	15,28	3	1	Si (1)	1	2	8
Cloroformo	8,6	0	0	Si (1)	4	4	9
Tolueno	14,32	3	1	Si (1)	5	3	13
Octano	26,5	2	1	Si (1)	5	3	12
Isopropanol	10,68	2	1	No (0)	2	2	7
Etanol	9,18	2	1	No (0)	3	1	7

<b>Valor</b>	<b>Especificación</b>
<b>0</b>	Nulo
<b>1</b>	Muy bajo
<b>2</b>	Bajo
<b>3</b>	medio
<b>4</b>	Alto
<b>5</b>	Muy alto

**Nota:** Se muestra los resultados de la matriz de selección de solvente junto con los porcentajes de extracción de aceite SCG para cada uno de los solventes evaluados.

Para la selección del solvente se descartaron aquellos que tenían un valor total mayor o igual a 10 (ver tabla 8) debido a que la sumatoria de los criterios dan valores demasiado altos que pueden llegar a tener una gran incidencia ya sea para la salud del personal de la planta, porque son muy inestables y un mal manejo puede provocar accidentes o debido a un costo elevado con respecto a otros solventes. Después de esto, se compararon los porcentajes de extracción de aceite SCG para los solventes que tenían un total menor a 10 en donde sobresalió el hexano ya que tiene un valor

total de 8 en la matriz de selección y un 15.28% de extracción de aceite SCG, el cual es el mayor valor reportado.

Para la extracción de aceites se eligió como solvente el Hexano al 99 % de pureza, el cual a una temperatura cercana a su punto de ebullición (70°C), un tiempo de residencia de 1 hora y una relación de 1:9 SCG-solvente se logra un rendimiento en la extracción del 63,5 % [81], cuando el procedimiento con hexano se realiza a una temperatura de 50 °C o menor, junto con una relación de SCG-solvente de 1:3 el rendimiento disminuye 15,28% [80]. En ambos artículos establecen que tanto la naturaleza del residuo como la tecnología de secado implementada pueden afectar directamente el porcentaje de extracción. Por esta razón se estableció una temperatura de operación del proceso de extracción 65 °C. asumiendo un porcentaje de pérdidas de solvente del 33,05% [7], adicionalmente se calcula el porcentaje de solvente residual en el material sólido mediante el trabajo realizado por M, Usaquén y M, Zafra donde realizan la extracción de aceite esencial usando hexano como solvente, dando un valor de 6,49% [82]. Finalmente se utilizan las ecuaciones presentadas en el **anexo 12** para realizar el balance de materia de la etapa.

- **Balance Global.**

$$M_2 + M_6 = M_5 + M_7 + M_8$$

$$M_2 = 30,37 \text{ kg/h}$$

- **Balance de celulosa**

$$M_{cel}^5 = X_{cel}^2 * M_2$$

$$M_{cel}^5 = 0,1228 * 30,37 \text{ kg/h}$$

$$M_{cel}^5 = 3,73 \text{ kg/h}$$

- **Balance de hemicelulosa**

$$M_{hem}^5 = X_{hem}^2 * M_2$$



$$M^5_{hem} = 0,35 * 30,37 \text{ kg/h}$$

$$M^5_{hem} = 10,63 \text{ kg/h}$$

- **Balance de lignina**

$$M^5_{lig} = X^2_{lig} * M_2$$

$$M^5_{lig} = 0,25 * 30,37 \text{ kg/h}$$

$$M^5_{lig} = 7,59 \text{ kg/h}$$

- **Balance de proteínas**

$$M^5_{pro} = X^2_{pro} * M_2$$

$$M^5_{pro} = 0,14 * 30,37 \text{ kg/h}$$

$$M^5_{pro} = 4,25 \text{ kg/h}$$

- **Balance de polifenoles**

$$M^5_{pol} = X^2_{pol} * M_2$$

$$M^5_{pol} = 0,030 * 30,37 \text{ kg/h}$$

$$M^5_{pol} = 0,92 \text{ kg/h}$$

- **Balance de aceites**

$$M^5_{ace} = X^2_{ace} * M_2 - X^7_{ace} * M_7$$

$$M^5_{ace} = M^2_{ace} - M^7_{ace}$$

$$M^5_{ace} = M^2_{ace} - (0.653 * M^2_{ace})$$

$$M^5_{ace} = 1,96 \text{ kg/h} - 1,25 \text{ kg/h}$$

$$M^5_{ace} = 0,72 \text{ kg/h}$$

- **Balance de agua**

$$M^5_{agua} = X^2_{agua} * M_2$$

$$M^5_{agua} = 0,5 * 30,37 \text{ kg/h}$$

$$M^5_{agua} = 1,52 \text{ kg/h}$$

- **Balance de hexano**

$$X^5_{hex} = 1 - (X^2_{cel} + X^2_{hem} + X^2_{lig} + X^2_{pro} + X^2_{pol} + X^2_{ace} + X^2_{agua})$$

$$X^5_{hex} = 1 - (0,1188 + 0,3386 + 0,2418 + 0,1354 + 0,029 + 0,0228 + 0,0484)$$

$$X^5_{hex} = 0,065$$

$$M_5 = \frac{M^5_{cel} + M^5_{hem} + M^5_{lig} + M^5_{pro} + M^5_{pol} + M^5_{ace} + M^5_{agua}}{1 - X^5_{hex}}$$

$$M_5 = \frac{3,73 \text{ kg/h} + 10,63 \text{ kg/h} + 7,59 \text{ kg/h} + 4,25 \text{ kg/h} + 0,92 \text{ kg/h} + 0,72 \text{ kg/h} + 1,52 \text{ kg/h}}{1 - 0,065}$$

$$M_5 = 31,39 \text{ kg/h}$$

$$\rho_{Hex} = 655 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$M_6 = \dot{v}_{hex} * \rho_{hex}$$

$$M_6 = 0,273 \frac{m^3}{h} * 655 \frac{kg}{m^3}$$

$$M_6 = 179,02 \text{ kg/h}$$

- **Cálculo de pérdidas de solvente**

Según autores 33,08 % del hexano se pierde

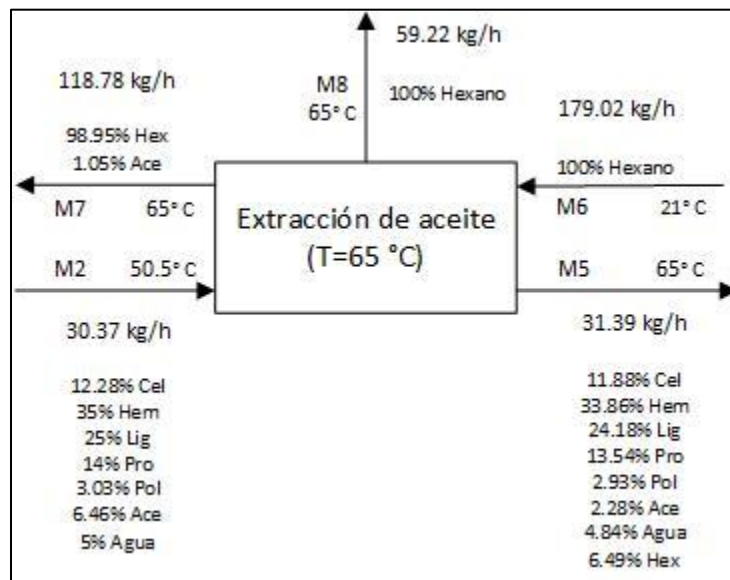
$$M_8 = 0,3308 * M_6$$

$$M_8 = 0,3308 * 179,03 \text{ kg/h}$$

$$M_8 = 116,94 \text{ kg/h}$$

**Figura 15:**

*Diagrama de bloques proceso de extracción de aceites*



**Nota:** En la figura se especifican los flujos y composiciones para cada una de las corrientes del proceso de extracción de aceites para el escenario intermedio.

**Tabla 13:**

Balance de materia del proceso de extracción de aceites

Extracción de aceites								
Pesimista			Intermedio			Optimista		
Corriente		Flujo (kg/h)	Corriente		Flujo (kg/h)	Corriente	Flujo (kg/h)	
M2		37,96	M2		30,37	M2	30,37	
SCG seco	Cel	2,89	SCG seco	Cel	3,73	SCG seco	Cel	3,77
	Hem	13,93		Hem	10,63		Hem	11,87
	Lig	11,85		Lig	7,59		Lig	7,26
	Prot	5,16		Prot	4,25		Prot	5,34
	Poli	0,76		Poli	0,92		Poli	1,06
	Acet	0,84		Acet	1,96		Acet	0,70
	Agua	1,90		Agua	1,52		Agua	1,52
M5		39,34	M5		31,39	M5	33,23	
SCG desgrasado	Cel	2,89	SCG desgrasado	Cel	3,73	SCG desgrasado	Cel	3,77
	Hem	13,93		Hem	10,63		Hem	11,87
	Lig	11,85		Lig	7,59		Lig	7,26
	Prot	5,16		Prot	4,25		Prot	5,34
	Poli	0,76		Poli	0,92		Poli	1,06
	Acet	0,30		Acet	0,72		Acet	0,25
	Agua	1,90		Agua	1,52		Agua	1,52
	Hex	2,55		Hex	2,04		Hex	2,16
M6		223,78	M6		179,02	M6	179,02	
Hexano puro	hex	223,78	Hexano puro	hex	179,02	Hexano puro	hex	179,02
M7		148,37	M7		118,78	M7	116,94	
Hexano engrasado	Hex	147,84	Hexano engrasado	Hex	117,53	Hexano engrasado	Hex	116,50
	Acet	0,53		Acet	1,25		Acet	0,44
M8		74,03	M8		59,22	M8	59,22	
Perdidas hexano	Hex	74,03	Perdidas hexano	Hex	59,22	Perdidas hexano	Hex	59,22

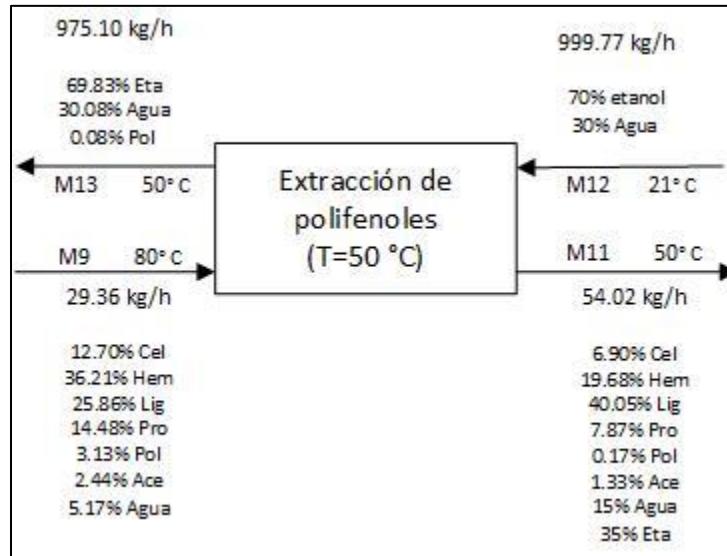
**Nota:** En la tabla se especifican los flujos masicos para cada una de las corrientes en cada uno de los escenarios establecidos, junto con los flujos que componen cada corriente.

### **3.2.2. Extracción de polifenoles**

Se realiza la extracción de polifenoles debido a que son compuestos de un alto valor agregado y los cuales pueden aprovecharse de diferentes formas, comenzando como fuente de antioxidantes, tratamiento de enfermedades crónicas degenerativas, así como en cosmetología y el tratamiento de agua [83]. Para las condiciones de operación de esta etapa se tuvo en cuenta que el fluido de extracción de polifenoles más utilizado en los estudios es el etanol, debido a que es más eco amigable que los solventes alternativos. Las ecuaciones para el balance de materia se resumen en el **anexo 14**.

Según la recolección bibliográfica se leyó 10 documentos relacionados con la extracción de polifenoles del SCG usando etanol, en donde 9 de estos documentos realizan la extracción asistida por ultrasonido o microondas, por esta razón se toma como base para este balance los datos obtenidos por A, Zuorro y R, Lavecchia, en donde realizan diferentes procesos de extracción con una mezcla etanol-agua variando las temperaturas, el tiempo de extracción y la relación SCG-etanol, y la composición de la mezcla. Los mejores resultados se obtuvieron a una temperatura de 50 °C, por un tiempo de 2 horas, una relación de 40mL de mezcla por cada gramo de SCG y con una composición de 70% etanol y 30% agua [84]. Adicionalmente se supone un 15% de agua residual y un 35% de etanol residual en el material solido resultante de esta etapa [84].

**Figura 16:**  
*Diagrama de bloques proceso de extracción de polifenoles*



**Nota:** En la figura se especifican los flujos y composiciones para cada una de las corrientes del proceso de extracción de polifenoles para el escenario intermedio.

**Tabla 14:**  
*Balance de materia del proceso de extracción de polifenoles*

Extracción de polifenoles						
Pesimista		Intermedio		Optimista		
Corriente	Flujo (kg/h)	Corriente	Flujo (kg/h)	Corriente	Flujo (kg/h)	
M9	36,79	M9	29,36	M9	31,07	
SCG sin hexano	Cel	2,89	Cel	3,73	Cel	3,77
	Hem	13,93	Hem	10,63	Hem	11,87
	Lig	11,85	Lig	7,59	Lig	7,26
	Prot	5,16	Prot	4,25	Prot	5,34
	Poli	0,76	Poli	0,92	Poli	1,06
	Acet	0,30	Acet	0,72	Acet	0,25
	Agua	1,90	Agua	1,52	Agua	1,52
M11	68,41	M11	54,02	M11	57,20	
SCG polifenoles	Cel	2,89	Cel	3,73	Cel	3,77
	Hem	13,93	Hem	10,63	Hem	11,87
	Lig	11,85	Lig	7,59	Lig	7,26
	Prot	5,16	Prot	4,25	Prot	5,34
	Poli	0,08	Poli	0,09	Poli	0,11
	Acet	0,30	Acet	0,72	Acet	0,25
	Agua	10,26	Agua	8,10	Agua	8,58
Eta	23,95	Eta	18,91	Eta	20,02	
M12	1252,88	M12	999,77	M12	1058,28	
Mezcla extractiva	Eta	877,01	Eta	699,84	Eta	740,80
	Agua	375,86	Agua	299,93	Agua	317,48
M13	1221,25	M13	975,10	M13	1032,16	
Mezcla con polifenoles	Eta	853,07	Hex	680,93	Eta	720,78
	Agua	367,50	Agua	293,35	Agua	0,96
	Poli	0,83	Poli	0,83	Poli	0,96

**Nota:** En la tabla se especifican los flujos masicos para cada una de las corrientes en cada uno de los escenarios establecidos, junto con los flujos que componen cada corriente en el proceso de extracción de polifenoles.

Cabe resaltar que el etanol funciona como solvente tanto para la extracción de polifenoles, como también de aceites. Uno de los principales criterios que se tuvo en cuenta en este trabajo para la selección de solvente, es el porcentaje de extracción; que para el caso de los aceites el de mayor valor es el hexano, y para el caso de los polifenoles fue una mezcla entre etanol y agua. Por

economía del proceso se podría plantear una sola etapa de extracción, tanto de aceites como de polifenoles, implementando como solvente etanol en su mayor grado de pureza. Debido a la falta de información de una extracción en conjunto de estos componentes, y que el mayor rendimiento de polifenoles se da con una mezcla de agua-etanol; la diferencia de polaridades entre el aceite y el agua disminuiría la eficiencia de la extracción, por lo que lo ideal es realizar estudios a escala laboratorio en donde se realicen diferentes extracciones de ambos compuestos, variando la temperatura de extracción, la relación solvente-SCG y el tiempo de extracción.

### **3.3. Etapas de eliminación de solventes residuales**

Los procesos de separación son de suma importancia ya que con estos se puede realizar la recuperación de los solventes, tales como el etanol y el hexano, utilizados para la valorización de aceites y polifenoles extraídos del SCG, por esto se buscan las metodologías utilizadas en la industria para la recuperación de solventes en materiales sólidos. Los más utilizados son la separación por punto de ebullición, separación por centrifugación y separación por membrana.

Estos métodos de separación implican utilizar presión mecánica, pero tienen un fundamento físico distinto. La separación por puntos de ebullición se centra en separar los componentes en función de la temperatura de ebullición (para el solvente) y de fundición (para el SCG) en donde en la mayoría de los casos la temperatura de ebullición del líquido es menor que la temperatura de fundición del sólido [85]. Por otro lado, la centrifugación se basa en la diferencia de densidades de los componentes a separar, en donde mediante la acción de la fuerza centrífuga se separan los componentes [86]. Finalmente encontramos la separación por membrana, la cual permite separar moléculas de diferentes tamaños y características mediante la acción de una fuerza impulsora, el tamaño de poro y la selectividad de la membrana [87]. Cada método presenta ventajas y desventajas con respecto al proceso a realizar, por esta razón, se debe escoger el método correcto a implementar para hacer más eficiente el proceso, valorizar corrientes secundarias del SCG y disminuir costos de producción, por esta razón en la **tabla 14** se evidencia una matriz de ventajas y desventajas de dichos métodos.



**Tabla 15:**

*Matriz de ventajas y desventajas de métodos de eliminación de solventes en componentes sólidos*

<b>Método de separación</b>	<b>Ventajas</b>	<b>Desventajas</b>
<b>Separación por punto de ebullición</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Permite operar altos volúmenes de alimentación.</li> <li>-La separación por puntos de ebullición es sencilla y eficiente.</li> <li>-Facilidad en la puesta en marcha y operabilidad de los equipos.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Requiere altos consumos de energía.</li> <li>-Este método puede liberar gases perjudiciales para el medio ambiente.</li> <li>-Seleccionar la temperatura correcta para evitar daños en la materia prima</li> </ul>
<b>Separación por membrana</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-La separación se basa en la selectividad de la membrana por lo que tiene buenas eficiencias.</li> <li>-Permite separar compuestos sensibles a la temperatura, ya que no es necesario calentar la mezcla a la temperatura de ebullición.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Se necesitan bajas temperaturas para lograr la condensación.</li> <li>-Alto costo de las unidades de operación</li> <li>-La operación está regida por la transferencia de masa y difusión. Esto restringe las posibilidades de diseñar y simular diferentes procesos y productos.</li> </ul>
<b>Separación por centrifugación</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Elimina el exceso de agua de los procesos químicos.</li> <li>-La fuerza centrífuga acelera el proceso de separación de sólidos y líquidos.</li> <li>-En el mismo ciclo de separación de los sólidos y los líquidos, los sólidos pueden ser lavados en el mismo equipo.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Alto consumo de energía.</li> <li>-Fuerza centrífuga implica un desgaste dentro de las moléculas dentro de nuestra sustancia por lo que implica un daño en la materia prima.</li> </ul>

**Nota:** Este anexo muestra las ventajas y desventajas para los tres métodos de separación que se tuvieron en cuenta para realizar la eliminación de los solventes utilizados en las etapas de extracción. Tomado de: F. Recasens, “Procesos de separación de biotecnología industrial”. Disponible en: <https://cutt.ly/LHQ8Fmw>.

De acuerdo con los métodos presentados anteriormente y debido a que el proceso de separación se puede basar en la diferencia de temperaturas entre los componentes sólidos y el solvente utilizado

en la etapa, se escoge una separación por puntos de ebullición debido a que es el método más fácil de implementar ya que la tecnología utilizada es de un funcionamiento más sencillo, lo cual facilita su puesta en marcha, en cuestiones de consumo es el más económico y si se trabaja a las condiciones correctas no altera la materia prima. Para llevar a cabo el balance de materia de esta etapa se han utilizado las ecuaciones presentadas en el **anexo 13** para la eliminación de hexano y el **anexo 15** para la eliminación de etanol, enseguida se evidencia la metodología y aplicación de dichas ecuaciones.

- **Balance Global.**

$$M_5 = M_9 + M_{10}$$

$$M_5 = 31,39 \text{ kg/h}$$

**Nota:** Asumiendo que la eliminación se da al 100% y se elimina efectivamente todo el hexano impregnado en la Borra

$$M_{10} = 0,065 * M_5$$

$$M_{10} = 0,065 * 31,39 \text{ kg/h}$$

$$M_{10} = 2,04 \text{ kg/h}$$

$$M_5 = M_9 + M_{10}$$

$$M_5 - M_{10} = M_9$$

$$31,39 \text{ kg/h} - 2,04 \text{ kg/h} = M_9$$

$$29,36 \text{ kg/h} = M_9$$

Para establecer la temperatura de operación de las etapas de eliminación se calculan las temperaturas de burbuja y de rocío con el objetivo de establecer la temperatura a la cual se logra evaporar el solvente remanente en el material sólido. En donde se comienza calculando las

presiones de evaporación de los componentes de interés (etanol, hexano y agua) a la presión a la cual funciona el sistema, la cual corresponde a la presión de la zona geográfica donde se ubica la plana, la cual es 10,13 Pa para el municipio de Chinchiná en el departamento de caldas. Dando un total de  $T_{\text{Ebullición-Hex}} = 166 \text{ }^\circ\text{C}$ ,  $T_{\text{Ebullición-eta}} = 149 \text{ }^\circ\text{C}$  y  $T_{\text{Ebullición-agua}} = 180 \text{ }^\circ\text{C}$  para así lograr establecer los rangos del proceso iterativo.

**Tabla 16:**  
*Ecuación y constantes de Antoine*

Antoine			
Compuesto	A	B	C
<b>Hexano</b>	4,00139	1170,875	224,317
<b>Etanol</b>	5,33675	1648,22	230,918
<b>Agua</b>	5,11564	1687,537	230,17

**Nota:** Se evidencian las constantes de Antoine para algunas sustancias.

$$\text{Log}_{10}(P_{vap}) = A - \left( \frac{B}{T + C} \right)$$

$$P_{vap} = 10^{A - \left( \frac{B}{T - C} \right)}$$

La metodología de cálculo que se muestra a continuación se realiza para la etapa de eliminación del hexano, pero se aplica para la eliminación del etanol. Por esta razón se comienza determinando la temperatura de burbuja se utilizan las composiciones de la corriente, para así lograr calcular las constantes necesarias y poder realizar el proceso iterativo, de esta forma, cuando la suma de  $x_i$  de cercana a 1 y se encuentre dentro del rango de temperaturas del sistema, sea agua-hexano o agua-etanol, esa será la temperatura de operación que se está buscando.

$$P_{vap} - hex = 10^{4,00139 - \left( \frac{1170,875}{165 - 224,3167} \right)}$$

$$P_{vap} - hex = 9,86 \text{ Pa}$$

$$X_{hex} = y_{hex} \frac{P_{sistema}}{P_{vap}}$$

$$X_{hex} = 0,9 \frac{10,12}{9,86} = 0,87$$

$$P_{vap - agua} = 10^{5,11564 - \left(\frac{1687,537}{165-230}\right)}$$

$$P_{vap - agua} = 7 \text{ Pa}$$

$$X_{agua} = 0,1 \frac{10,12}{7,00} = 0,07$$

$$X_{total} = X_{hex} + X_{agua}$$

$$X_{total} = 0,87 + 0,07 = 0,94$$

Los resultados de la temperatura de burbuja y de rocío se muestran en cada una de las secciones que tratan un proceso de eliminación. En donde la sección 3.3.1 expone la eliminación del hexano y la sección 3.3.2 expone la eliminación de etanol.

### 3.3.1. Eliminación de hexano

**Tabla 17:**

*Tabla de iteración para calcular la temperatura de burbuja del hexano*

T (°C)	Pvap-hex (Pa)	Pvap-agua (Pa)	Y hex	Y agua	Suma
165	9,860056668	7,002164791	0,87688251	0,06919135	0,94607386
166	10,03655603	7,178133938	0,89257909	0,07093018	0,96350927
167	10,21528846	7,357605664	0,90847427	0,07270361	0,98117788
168	10,39626822	7,540629221	0,92456931	0,07451215	0,99908145
169	10,57950954	7,7272542	0,94086547	0,07635627	1,01722174

**Nota:** Se evidencia el proceso de iteración para lograr así calcular la temperatura de burbuja del hexano y establecer la temperatura de operación de la etapa.

$$T_{burbuja-hex} = 169 \text{ } ^\circ\text{C}$$

**Tabla 18:**

*Tabla de iteración para calcular la temperatura de rocío del hexano*

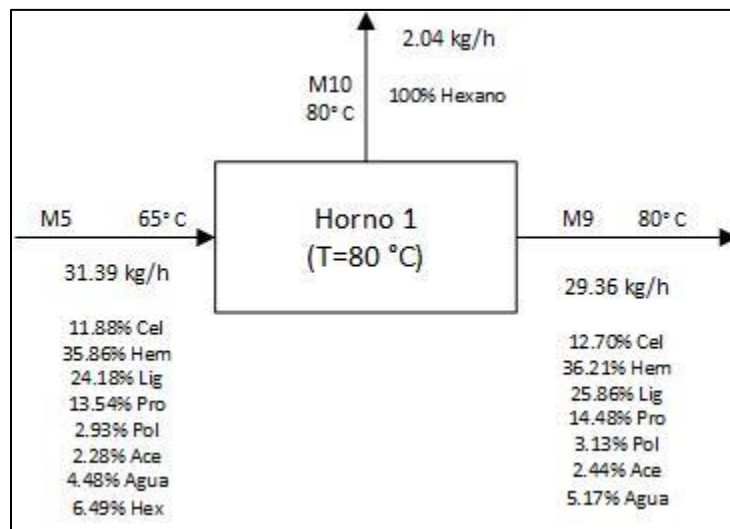
T (°C)	Pvap-hex (Pa)	Pvap-agua (Pa)	X hex	X agua	Suma
179	12,53939457	9,802727246	1,11516355	0,09686489	1,21202844
178	12,33276861	9,577288446	1,09678772	0,09463724	1,20980079
177	12,12854312	9,355964906	1,07862538	0,09245025	1,17107562
176	11,9267045	9,138703813	1,0606753	0,0903034	1,1509787
175	11,72723906	8,925452663	1,04293628	0,08819617	1,13113245
174	11,53013307	8,716159265	1,02540709	0,08612806	1,11153515
173	11,33537272	8,510771746	1,00808651	0,08409854	1,09218504
172	11,14294415	8,309238551	0,99097329	0,0821071	1,07308039

**Nota:** Se evidencia el proceso de iteración para lograr así calcular la temperatura de rocío del hexano y establecer la temperatura de operación de la etapa.

$$T_{\text{Rocío-hex}} = 172 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

**Figura 17:**

*Diagrama de bloques proceso de eliminación de hexano*



**Nota:** En la figura se especifican los flujos y composiciones para cada una de las corrientes del proceso de secado de hexano para el escenario intermedio.

**Tabla 19:***Balance de materia del proceso de eliminación de hexano*

Eliminación de hexano							
Pesimista		Intermedio				Optimista	
Corriente	Flujo (kg/h)	Corriente	Flujo (kg/h)	Corriente	Flujo (kg/h)	Corriente	Flujo (kg/h)
<b>M5</b>	39,34	<b>M5</b>	31,39	<b>M5</b>	33,23		
	<b>Cel</b> 2,89		<b>Cel</b> 3,73		<b>Cel</b> 3,77		
	<b>Hem</b> 13,93		<b>Hem</b> 10,63		<b>Hem</b> 11,87		
	<b>Lig</b> 11,85		<b>Lig</b> 7,59		<b>Lig</b> 7,26		
<b>SCG desgrasado</b>	<b>Prot</b> 5,16	<b>SCG desgrasado</b>	<b>Prot</b> 4,25	<b>SCG desgrasado</b>	<b>Prot</b> 5,34		
	<b>Poli</b> 0,76		<b>Poli</b> 0,92		<b>Poli</b> 1,06		
	<b>Acet</b> 0,30		<b>Acet</b> 0,72		<b>Acet</b> 0,25		
	<b>Agua</b> 1,90		<b>Agua</b> 1,52		<b>Agua</b> 1,52		
	<b>Hex</b> 2,55		<b>Hex</b> 2,04		<b>Hex</b> 2,16		
<b>M9</b>	36,79	<b>M9</b>	29,36	<b>M9</b>	31,07		
	<b>Cel</b> 2,89		<b>Cel</b> 3,73		<b>Cel</b> 3,77		
	<b>Hem</b> 13,93		<b>Hem</b> 10,63		<b>Hem</b> 11,87		
	<b>Lig</b> 11,85		<b>Lig</b> 7,59		<b>Lig</b> 7,26		
<b>SCG sin hexano</b>	<b>Prot</b> 5,16	<b>SCG sin hexano</b>	<b>Prot</b> 4,25	<b>SCG sin hexano</b>	<b>Prot</b> 5,34		
	<b>Poli</b> 0,76		<b>Poli</b> 0,92		<b>Poli</b> 1,06		
	<b>Acet</b> 0,30		<b>Acet</b> 0,72		<b>Acet</b> 0,25		
	<b>Agua</b> 1,90		<b>Agua</b> 1,52		<b>Agua</b> 1,52		
<b>M10</b>	2,55	<b>M10</b>	2,04	<b>M10</b>	2,16		
<b>Hexano</b>	<b>Hex</b> 2,55	<b>Hexano</b>	<b>Hex</b> 2,04	<b>Hexano</b>	<b>Hex</b> 2,16		

**Nota:** En la tabla se especifican los flujos masicos para cada una de las corrientes en cada uno de los escenarios establecidos, junto con los flujos de los componentes en cada corriente para el proceso de secado de hexano.

### 3.3.2. Eliminación de etanol

**Tabla 20:**

*Tabla de iteración para calcular la temperatura de burbuja del etanol*

T (°C)	Pvap-eta (Pa)	Pvap-agua (Pa)	Y eta	Y agua	Suma
155	11,63704487	5,424523606	0,57495281	0,26801006	0,84296287
156	11,93660943	5,568100545	0,58975343	0,27510378	0,86485721
157	12,24228113	5,714706457	0,60485579	0,28234716	0,88720294
158	12,55414793	5,864387121	0,62026423	0,28974245	0,91000667
159	12,87229838	6,017188676	0,63598312	0,29729193	0,93327505
160	13,19682166	6,173157613	0,65201688	0,30499791	0,95701479
161	13,52780755	6,332340776	0,66836994	0,31286269	0,98123262
162	13,86534642	6,494785359	0,68504676	0,3208886	1,00593536
161,8	13,79731005	6,462033252	0,68168528	0,31927042	1,0009557

**Nota:** Se evidencia el proceso de iteración para lograr así calcular la temperatura de burbuja del etanol y establecer la temperatura de operación de la etapa.

$$T_{burbuja-eta} = 161,8 \text{ } ^\circ\text{C}$$

**Tabla 21:**

*Tabla de iteración para calcular la temperatura de rocío del hexano*

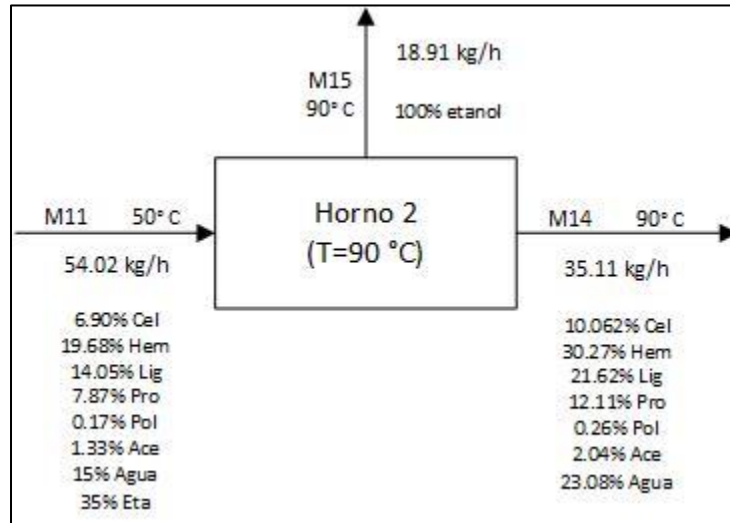
T (°C)	Pvap-eta (Pa)	Pvap-agua (Pa)	X eta	X agua	Suma
176	19,33095633	9,138703813	0,95508678	0,45151699	1,40660376
175	18,89186057	8,925452663	0,93339232	0,44098086	1,37437318
174	18,46064354	8,716159265	0,91208713	0,43064028	1,34272741
173	18,03720695	8,510771746	0,89116635	0,42049268	1,31165903
172	17,62145304	8,309238551	0,87062515	0,4105355	1,28116065
171	17,21328461	8,111508446	0,85045873	0,40076623	1,25122495
170	16,81260497	7,917530524	0,8306623	0,39118234	1,22184464
169	16,419318	7,7272542	0,81123113	0,38178133	1,19301246
168	16,03332811	7,540629221	0,79216048	0,37256073	1,16472121
167	15,65454031	7,357605664	0,77344567	0,36351807	1,13696373
166	15,28286011	7,178133938	0,75508202	0,35465089	1,10973291
165	14,91819365	7,002164791	0,7370649	0,34595676	1,08302166

**Nota:** Se evidencia el proceso de iteración para lograr así calcular la temperatura de rocío del etanol y establecer la temperatura de operación de la etapa.

$$T_{Rocío-eta} = 165 \text{ } ^\circ\text{C}$$

**Figura 18:**

*Diagrama de bloques proceso de eliminación de etanol*



**Nota:** En la figura se especifican los flujos y composiciones para cada una de las corrientes del proceso de eliminación de etanol para el escenario intermedio.



**Tabla 22:***Balance de materia del proceso de eliminación de etanol*

Eliminación de etanol					
Pesimista		Intermedio		Optimista	
Corriente	Flujo (kg/h)	Corriente	Flujo (kg/h)	Corriente	Flujo (kg/h)
<b>M11</b>	68,41	<b>M11</b>	54,02	<b>M11</b>	57,20
	<b>Cel</b> 2,89		<b>Cel</b> 3,73		<b>Cel</b> 3,77
	<b>Hem</b> 13,93		<b>Hem</b> 10,63		<b>Hem</b> 11,87
	<b>Lig</b> 11,85		<b>Lig</b> 7,59		<b>Lig</b> 7,26
<b>SCG</b>	<b>Prot</b> 5,16	<b>SCG</b>	<b>Prot</b> 4,25	<b>SCG</b>	<b>Prot</b> 5,34
<b>polifenoles</b>	<b>Poli</b> 0,08	<b>polifenoles</b>	<b>Poli</b> 0,09	<b>polifenoles</b>	<b>Poli</b> 0,11
	<b>Acet</b> 0,30		<b>Acet</b> 0,72		<b>Acet</b> 0,25
	<b>Agua</b> 10,26		<b>Agua</b> 8,10		<b>Agua</b> 8,58
	<b>Eta</b> 23,95		<b>Eta</b> 18,91		<b>Eta</b> 20,02
<b>M14</b>	44,47	<b>M14</b>	35,11	<b>M14</b>	37,18
	<b>Cel</b> 2,89		<b>Cel</b> 3,73		<b>Cel</b> 3,77
	<b>Hem</b> 13,93		<b>Hem</b> 10,63		<b>Hem</b> 11,87
	<b>Lig</b> 11,85		<b>Lig</b> 7,59		<b>Lig</b> 7,26
<b>SCG sin etanol</b>	<b>Prot</b> 5,16	<b>SCG sin etanol</b>	<b>Prot</b> 4,25	<b>SCG sin etanol</b>	<b>Prot</b> 5,34
	<b>Poli</b> 0,08		<b>Poli</b> 0,09		<b>Poli</b> 0,11
	<b>Acet</b> 0,30		<b>Acet</b> 0,72		<b>Acet</b> 0,25
	<b>Agua</b> 10,26		<b>Agua</b> 8,10		<b>Agua</b> 8,58
<b>M15</b>	23,95	<b>M15</b>	18,91	<b>M15</b>	20,02
<b>Etanol</b>	<b>Eta</b> 23,95	<b>Etanol</b>	<b>Eta</b> 18,91	<b>Etanol</b>	<b>Eta</b> 20,02

**Nota:** En la tabla se especifican los flujos masicos para cada una de las corrientes en cada uno de los escenarios establecidos, junto con los flujos de los componentes en cada corriente para el proceso de secado de etanol.

### 3.3.3. Posibles equipos para utilizar en las etapas de eliminación

En este apartado se realiza una comparación de los posibles equipos que se pueden implementar en las etapas de eliminación del solvente residual, mediante una matriz de ventajas y desventajas con el objetivo de conocer los equipos que mejor se adapte a la materia prima y a las condiciones del proceso productivo. Como se muestra en la **tabla 37** los hornos que, se considera, tienen una mejor adaptabilidad al proceso son los rotativos [88], de crisoles y eléctricos [89].

**Tabla 23:**  
*Matriz ventajas y desventajas de diferentes hornos*

<b>Tipo de horno</b>	<b>Ventajas</b>	<b>Desventajas</b>
<b>Hornos rotativos</b> [88]	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Disminución de emisiones</li> <li>- Capaz de procesar gran diversidad de materiales</li> <li>- Ciclos de trabajo más cortos</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Necesita inyección de combustibles tradicionales como petróleo carbón o gas.</li> <li>- Puede producirse retención del material, rozamiento, producción de polvo.</li> <li>- Los revestimientos del material son costosos</li> </ul>
<b>Hornos de crisoles</b> [89]	<ul style="list-style-type: none"> <li>- La carga queda totalmente aislada, no se altera su composición por efecto de los gases de combustión.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Poco amigable debido al uso de combustibles fósiles</li> <li>- Alta complejidad de instalación</li> </ul>
<b>Hornos eléctricos</b> [89]	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Control de elevación de temperatura, mantiene la temperatura totalmente automatizada.</li> <li>- La carga queda completamente libre de contaminación por gas combustible</li> <li>- Mayor duración de revestimiento que el resto de los hornos.</li> <li>- Se logra instalar en un espacio más reducido</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Costo de electricidad alto</li> <li>- Los cortes de luz desfavorecen su uso</li> </ul>

**Nota:** Matriz que compara las diferentes ventajas y desventajas de los tres equipos nombrados.

Según la matriz de ventajas y desventajas mostrada anteriormente, se decide escoger el horno eléctrico debido a que necesita un menor espacio de funcionamiento y su instalación es más sencilla con respecto a la de los otros dos hornos, además es más económico respecto a su funcionamiento y costo de inversión inicial. Cabe resaltar que no utiliza combustibles fósiles para lograr el aumento de temperatura por lo que ni el material dentro del horno, ni los operarios se exponen a gases de combustión.

### 3.4. Etapas de reacción

Las etapas que se muestran en esta sección son aquellas a las cuales se les agregan diferentes soluciones con el objetivo de que reaccionen con la lignina presente en el SCG y así lograr la correcta separación de la celulosa del resto de componentes del material sólido.

#### 3.4.1. Digestión, Cocción o pulpeo kraft

Para llevar a cabo la digestión kraft se tuvo en cuenta el trabajo realizado por C. Vega, en donde realiza diferentes experimentos de digestión kraft a los residuos SCG a diferentes temperaturas y tiempos de cocción, mantenido para todos los ensayos la misma cantidad de hidróxido de sodio (NaOH), sulfuro de sodio ( $Na_2S$ ) y agua. Según el estudio realizado, el mejor resultado es un 40% de extracción de celulosa, en un tiempo de cocción de 3 horas y a una temperatura de 130 °C, junto con una relación de 6:1 de licor-SCG, los que equivale a 41 gramos de NaOH, 25 gramos de  $Na_2S$  y 1218 gramos de agua [90]. Las ecuaciones de balance de la digestión kraft se encuentran en el **anexo 17**.

- **Balance global**

$$M_{16} + M_{20} = M_{19}$$

$$M_{16} = 28,43 \text{ kg/h}$$

**Nota:** Por cada 0,225 kg se utilizan 0,025 kg de sulfuro de sodio y 0,41k g de hidróxido de sodio

$$M_{20} = \frac{M_{16} * M_{sulfuro}}{M_{scg}} + \frac{M_{16} * M_{hidroxiido}}{M_{scg}} + \frac{M_{16} * M_{agua}}{M_{scg}}$$

$$M_{20} = \frac{28,43 \frac{kg}{h} * 0,025 \text{ kg}}{0,225 \text{ kg}} + \frac{28,43 \frac{kg}{h} * 0,041 \text{ kg}}{0,225 \text{ kg}} + \frac{28,43 \frac{kg}{h} * 1,28 \text{ kg}}{0,225}$$

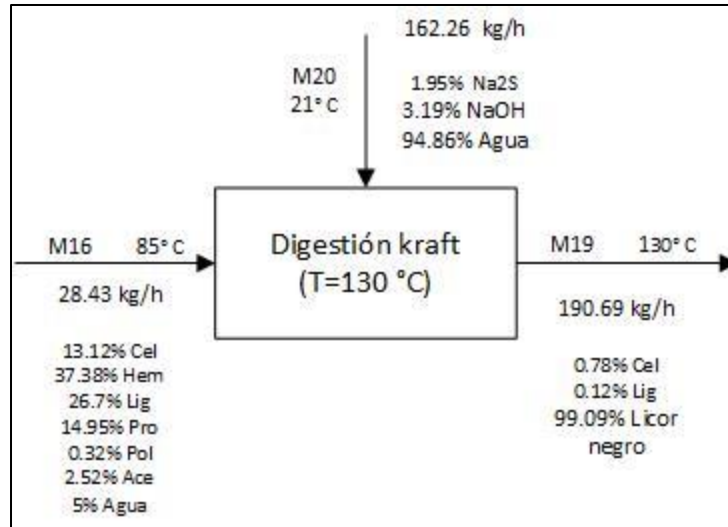
$$M_{20} = 162,26 \text{ kg/h}$$

$$M_{19} = M_{20} + M_{16}$$

$$M_{19} = 162,26 \text{ kg/h} + 28,43 \text{ kg/h.}$$

$$M_{19} = 190,69 \text{ kg/h}$$

**Figura 19:**  
*Diagrama de bloques del proceso Kraft*



**Nota:** En la figura se especifican los flujos y composiciones para cada una de las corrientes del proceso de digestión kraft.

**Tabla 24:**  
*Balance de materia del proceso Kraft*

Digestión kraft					
Pesimista		Intermedio		Optimista	
Corriente	Flujo (kg/h)	Corriente	Flujo (kg/h)	Corriente	Flujo (kg/h)
<b>M16</b>	36,01	<b>M16</b>	28,43	<b>M16</b>	30,10
<b>SCG kraft</b>		<b>SCG kraft</b>		<b>SCG kraft</b>	
<b>Cel</b>	2,89	<b>Cel</b>	3,73	<b>Cel</b>	3,77
<b>Hem</b>	13,93	<b>Hem</b>	10,63	<b>Hem</b>	11,87
<b>Lig</b>	11,85	<b>Lig</b>	7,59	<b>Lig</b>	7,26
<b>Prot</b>	5,16	<b>Prot</b>	4,25	<b>Prot</b>	5,34
<b>Poli</b>	0,08	<b>Poli</b>	0,09	<b>Poli</b>	0,11
<b>Acet</b>	0,30	<b>Acet</b>	0,72	<b>Acet</b>	0,25
<b>Agua</b>	1,80	<b>Agua</b>	1,42	<b>Agua</b>	1,51
<b>M20</b>	205,50	<b>M20</b>	162,26	<b>M20</b>	171,81
<b>Licor blanco</b>		<b>Licor blanco</b>		<b>Licor blanco</b>	
<b>Agua</b>	194,93	<b>Agua</b>	153,92	<b>Agua</b>	162,98
<b>NaOH</b>	6,56	<b>NaOH</b>	5,18	<b>NaOH</b>	5,49
<b>Na<sub>2</sub>S</b>	4,00	<b>Na<sub>2</sub>S</b>	3,16	<b>Na<sub>2</sub>S</b>	3,34
<b>M19</b>	241,50	<b>M19</b>	190,69	<b>M19</b>	201,91
<b>Mezcla kraft</b>		<b>Mezcla kraft</b>		<b>Mezcla kraft</b>	
<b>Cel</b>	1,15	<b>Cel</b>	1,49	<b>Cel</b>	1,51
<b>Lig</b>	0,18	<b>Lig</b>	0,23	<b>Lig</b>	0,24
<b>L. negro</b>	240,17	<b>L. negro</b>	188,97	<b>L. negro</b>	200,17

**Nota:** En la tabla se especifican los flujos masicos para cada una de las corrientes en cada uno de los escenarios establecidos, junto con los flujos de los componentes en cada corriente para el proceso de digestión kraft.

El licor negro es una solución acuosa, compleja, constituida por componentes orgánicos (lignina, polisacáridos y compuestos resinosos de baja masa molar) e inorgánicos (iones de sales solventes) [91], esta composición cambia según la materia prima que se emplee para la digestión kraft.

Por los químicos utilizados para el proceso se sueltan olores fuertes y compuestos que son malignos para el medio ambiente para mejorar esto se plantea la recuperación del licor negro, la cual no se tiene en cuenta en el proyecto debido a lo extenso del mismo.

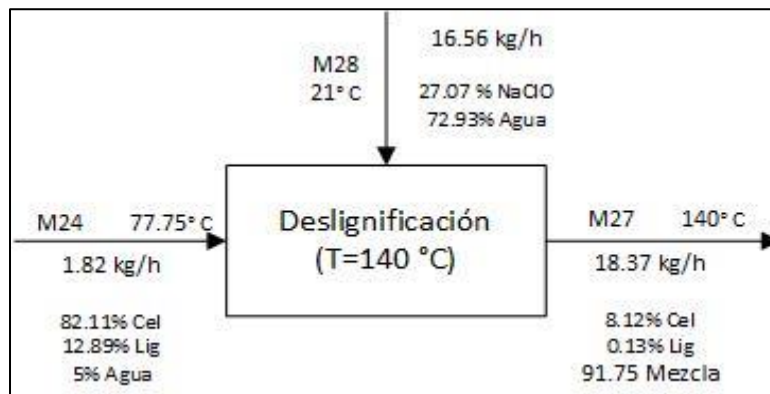
Para la recuperación del licor negro pasa a unos evaporadores para eliminar el exceso de agua que contenga, luego se somete a una incineración en unas calderas de recuperación, acá una parte del azufre del licor negro se reduce a sulfuro de sodio, el sodio que está presente en el licor negro

reacciona con el dióxido de carbono formando Carbonato de sodio [37], luego se realiza un lavado con sulfito de sodio, carbonato de sodio y sulfato de sodio esto para formar el licor verde, este licor verde se pasa a una caustificación para obtener el licor blanco utilizado en la digestión kraft, los gases emitidos pueden utilizarse para producir energía [91].

### 3.4.2. Deslignificación

Para llevar a cabo la deslignificación se realizó una matriz de ventajas y desventajas de los diferentes métodos que pueden utilizarse para el proceso de eliminación de lignina residual de la pasta de celulosa (Anexo 20). Se tuvo en cuenta el procedimiento realizado por C. Vega debido a que sus experimentos cumplen con el resultado de la matriz en el **anexo 20**, en donde el proceso con una solución de hipoclorito de sodio es uno de los menos costosos y de igual forma el efluente resultante puede ser fácilmente recuperado, adicionalmente, sus resultados se utilizaron para realizar los cálculos de la etapa de pulpeo Kraft. Para la eliminación de la lignina residual C. Vega utiliza una disolución de 500 ml Hipoclorito de sodio (NaClO) y 1500 ml de agua [90]. Por otro lado, se tiene en cuenta lo planteado por N. El Mansouri, en donde establece que el uso de disoluciones de hipoclorito permite la eliminación de aproximadamente el 90% de la lignina residual en la pasta de celulosa aplicando una temperatura de 140 °C por un tiempo de 1 hora [92]. Siguiendo las ecuaciones presentadas en el **anexo 21** se logra llegar a los balances de materia presentados en la **tabla 18**.

**Figura 20:**  
*Diagrama de bloques del proceso de deslignificación de la pasta kraft*



**Nota:** En la figura se especifican los flujos y composiciones para cada una de las corrientes de la deslignificación de la pasta, para el escenario intermedio.

**Tabla 25:**  
*Balance de materia del proceso de deslignificación de la pasta kraft*

Deslignificación					
Pesimista		Intermedio		Optimista	
Corriente	Flujo (kg/h)	Corriente	Flujo (kg/h)	Corriente	Flujo (kg/h)
M24	1,41	M24	1,82	M24	1,83
Pasta kraft seca	Cel 1,15	Pasta kraft seca	Cel 1,49	Pasta kraft seca	Cel 1,51
	Lig 0,18		Lig 0,23		Lig 0,24
	Agua 0,07		Agua 0,09		Agua 0,09
M27	14,21	M27	18,37	M27	18,55
Pasta sin lignina	Cel 1,15	Pasta sin lignina	Cel 1,49	Pasta sin lignina	Cel 1,51
	Lig 0,02		Lig 0,02		Lig 0,02
	Mezcla 13,04		Mezcla 16,86		Mezcla 17,02
M28	12,81	M28	16,56	M28	16,71
Licor de deslignificación	NaClO 3,47	Licor de deslignificación	NaClO 4,48	Licor de deslignificación	NaClO 4,52
	Agua 9,34		Agua 12,07		Agua 12,19

**Nota:** En la tabla se especifican los flujos masicos para cada una de las corrientes en cada uno de los escenarios establecidos, junto con los flujos de los componentes en cada corriente para el proceso de deslignificación de la pasta kraft.

### 3.5. Etapas de lavado y filtrado

Este proceso se realiza con el fin de retirar todas las impurezas de las etapas de reacción que queda remanentes en la pasta de celulosa, Para estas etapas se tiene en cuenta el trabajo realizado por K. Xia y su equipo en donde llevan a cabo un estudio del proceso productivo de tres plantas de producción de pasta de papel a partir de materiales no madereros, estableciendo que en una de esas plantas se utilizan 4000 L de agua para lavar la pasta de celulosa resultante de un proceso de cocción kraft al cual se le suministra 2090 kg de astillas de bambú [39]. Adicionalmente se supone un contenido de agua en la pasta del 80% [93], por otro lado, se tiene en cuenta que la pasta de celulosa seca tiene un contenido residual de lignina del 3.7% [94] por lo que, para cumplir con el contenido de lignina de la pasta seca, se supone un porcentaje de lignina residual en la pasta húmeda del 1.17%. Las ecuaciones de balance de materia que relacionan todos los términos descritos anteriormente se encuentran en el **anexo 18**, para el lavado y filtrado 1, pero de igual forma el lavado y filtrado 2 sigue la misma metodología que se muestra posteriormente.

- **Balance global**

$$M_{19} + M_{22} = M_{21} + M_{23}$$

$$M_{19} = 190,69 \text{ kg/h}$$

Según el autor K. Xia y su equipo, por cada 2090 kg de SCG se utilizan 4000 litros de agua

$$V_{agua} = \frac{28,43 \frac{kg}{h} * 4000 l}{2090 \frac{kg}{h}}$$

$$V_{agua} = 54,41 l = 0,054 m^3$$

$$\rho_{agua} = 977 \frac{kg}{m^3}$$

$$M_{22} = \rho * v$$

$$M_{22} = 977 \frac{kg}{m^3} * 0,054 m^3$$

$$M_{22} = 54,25 kg$$

$$M_{21} = \frac{1,49 \frac{kg}{h} + 0,23 \frac{kg}{h}}{1 - 0,8}$$

$$M_{21} = 8,63 kg/h$$

Despejando m23 en el balance global

$$M_{19} + M_{22} - M_{21} = M_{23}$$

$$M_{23} = 190,69 \text{ kg/h} + 54,25 \text{ kg/h} - 8,63 \text{ kg/h}$$

$$M_{23} = 236,31 \text{ kg/h}$$

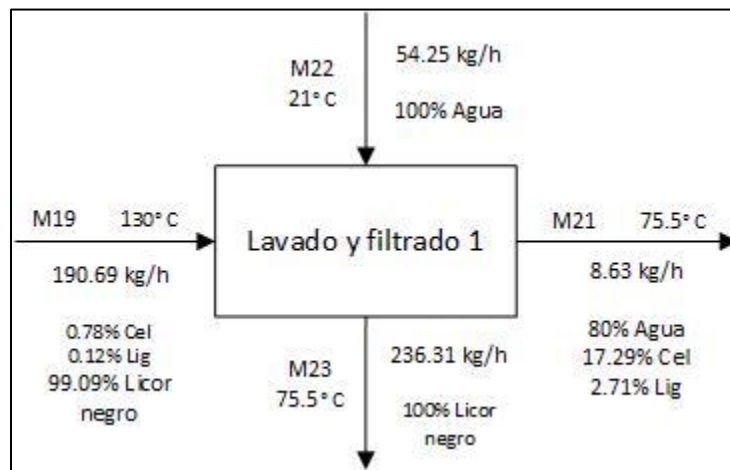


### 3.5.1. Lavado y filtrado 1

Esta etapa se realiza posteriormente a la digestión kraft, en donde el trabajo del licor blanco es disolver la lignina y la hemicelulosa presentes en el SCG. De esta forma la baja solubilidad de la celulosa en la mezcla permite que continúe el proceso como material sólido, por lo que se puede separar del resto de la mezcla líquida mediante un lavado con agua mientras se retiene la pasta de celulosa en la malla del filtro.

**Figura 21:**

*Diagrama de bloques del proceso de lavado y filtrado 1 de la pasta kraft*



**Nota:** En la figura se especifican los flujos y composiciones para cada una de las corrientes del proceso de lavado y filtrado 1, posterior a la digestión kraft, para el escenario intermedio.

**Tabla 26:***Balance de materia del proceso lavado y filtrado 1 de la pasta kraft*

Lavado y filtrado 1								
Pesimista			Intermedio			Optimista		
Corriente		Flujo (kg/h)	Corriente		Flujo (kg/h)	Corriente		Flujo (kg/h)
<b>M19</b>		241,50	<b>M19</b>		190,69	<b>M19</b>		201,91
<b>Mezcla kraft</b>	<b>Cel</b>	1,15	<b>Mezcla kraft</b>	<b>Cel</b>	1,49	<b>Mezcla kraft</b>	<b>Cel</b>	1,51
	<b>Lig</b>	0,18		<b>Lig</b>	0,23		<b>Lig</b>	0,24
	<b>L. negro</b>	240,17		<b>L. negro</b>	188,97		<b>L. negro</b>	200,17
<b>M21</b>		6,68	<b>M21</b>		8,63	<b>M21</b>		8,71
<b>Pasta kraft</b>	<b>Cel</b>	0,17	<b>Pasta kraft</b>	<b>Cel</b>	1,49	<b>Pasta kraft</b>	<b>Cel</b>	1,51
	<b>Lig</b>	0,03		<b>Lig</b>	0,23		<b>Lig</b>	0,24
	<b>Agua</b>	0,80		<b>Agua</b>	6,90		<b>Agua</b>	6,97
<b>M22</b>		68,71	<b>M22</b>		54,25	<b>M22</b>		57,44
<b>Agua pura</b>	<b>Agua</b>	68,71	<b>Agua pura</b>	<b>Agua</b>	54,25	<b>Agua pura</b>	<b>Agua</b>	57,44
<b>M23</b>		303,54	<b>M23</b>		236,31	<b>M23</b>		250,65
<b>Licor negro</b>	<b>L. negro</b>	303,54	<b>Licor negro</b>	<b>L. negro</b>	236,31	<b>Licor negro</b>	<b>L. negro</b>	250,65

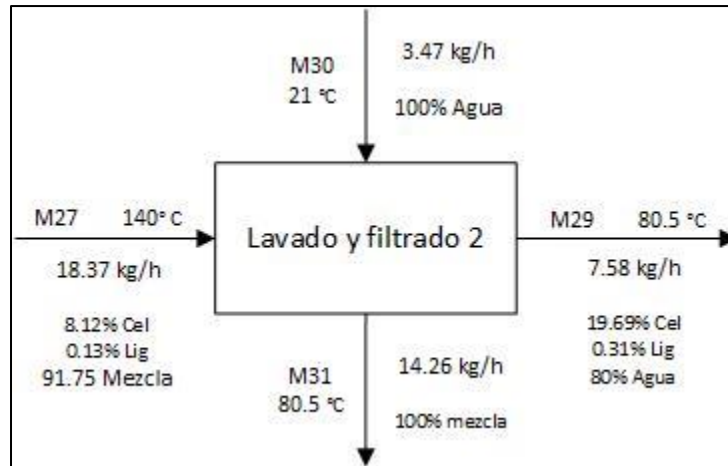
**Nota:** En la tabla se especifican los flujos masicos para cada una de las corrientes en cada uno de los escenarios establecidos, junto con los flujos de los componentes en cada corriente para el proceso de lavado y filtrado 1 de la pasta kraft.

### 3.5.2. Lavado y filtrado 2

Esta etapa se realiza posteriormente al proceso de deslignificación, en donde se busca lavar el licor de deslignificación que tiene disuelto la mayor cantidad de lignina residual de la pasta de celulosa, de esta forma la baja solubilidad de la celulosa en la mezcla permite mantenerla como material sólido, por lo que se puede separar del resto de la mezcla líquida mediante un lavado con agua mientras se retiene la pasta de celulosa en la malla del filtro.

**Figura 22:**

*Diagrama de bloques del proceso de lavado y filtrado 2 de la pasta kraft*



**Nota:** En la figura se especifican los flujos y composiciones para cada una de las corrientes del proceso de lavado y filtrado, posterior a la digestión kraft, para el escenario intermedio.

**Tabla 27:***Balance de materia del proceso lavado y filtrado2 de la pasta kraft*

Lavado y filtrado 2								
Pesimista			Intermedio			Optimista		
Corriente		Flujo (kg/h)	Corriente		Flujo (kg/h)	Corriente		Flujo (kg/h)
M27		14,21	M27		18,37	M27		18,55
Pasta sin lignina	Cel	1,15	Pasta sin lignina	Cel	1,49	Pasta sin lignina	Cel	1,51
	Lig	0,02		Lig	0,02		Lig	0,02
	Mezcla	13,04		Mezcla	16,86		Mezcla	17,02
M29		5,86	M29		7,58	M29		7,65
Pasta húmeda	Cel	1,15	Pasta húmeda	Cel	1,49	Pasta húmeda	Cel	1,51
	Lig	0,02		Lig	0,02		Lig	0,02
	Agua	4,69		Agua	6,06		Agua	6,12
M30		3,47	M30		3,47	M30		3,50
Agua pura	Agua	3,47	Agua pura	Agua	3,47	Agua pura	Agua	3,50
M31		11,82	M31		14,26	M31		14,40
Licor-lignina	Mezcla	11,82	Licor-lignina	Mezcla	14,26	Licor-lignina	Mezcla	14,40

**Nota:** En la tabla se especifican los flujos masicos para cada una de las corrientes en cada uno de los escenarios establecidos, junto con los flujos de los componentes en cada corriente para el proceso de secado de la pasta kraft.

### 3.5.3. Posibles equipos para implementar en las etapas de lavado y filtrado

Existen diversos equipos de filtración solido-liquido aplicados en la industria que puede realizar la filtración de la pasta de celulosa del licor negro, pero, cabe resaltar que el proceso diseñado es de funcionamiento batch, por lo que la implementación de filtros continuos no se vio reflejada en la matriz de ventajas y desventajas presentados en la **tabla 42**, por lo que se seleccionaron equipos los cuales, así permitieran un funcionamiento continuo, se puedan utilizar en un proceso por lotes.

**Tabla 28:**  
*Matriz de ventajas y desventajas de los equipos de filtrado*

	<b>Ventajas</b>	<b>Desventajas</b>
<b>Filtro tipo prensa [95]</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Alto nivel de captación de sólidos</li> <li>-Altos valores de sequedad</li> <li>-Bajo consumo de operación</li> <li>-Buen comportamiento a la corrosión y abrasión</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Funcionamiento en ciclos</li> <li>-Requerimiento de mano de obra</li> <li>-Costos de inversión elevados</li> </ul>
<b>Filtro de tambor rotatorio [95]</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Funcionamiento continuo</li> <li>-Bajo requerimiento de mano de obra</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Bajo nivel de captación de sólidos</li> <li>-Elevada humedad en la torta</li> <li>-Alto consumo energético</li> <li>-Equipo sujeto a efectos de abrasión y corrosión</li> </ul>
<b>Filtro tipo nutsche [96]</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Permite en un mismo equipo realizar filtración, redisolución, mezclado y secado.</li> <li>-Evita contaminación cruzada del producto</li> <li>-Inversión menor debido a la gran versatilidad del equipo</li> <li>-Reducción de espacio y coste de instalación</li> <li>-Bajos consumos de energía</li> <li>-Reducción de tiempos de limpieza y mantenimientos</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Requerimiento de mano de obra</li> <li>-Funcionamiento en discontinuo.</li> </ul>

**Nota:** Se realiza una matriz de ventajas y desventajas de los tipos de filtros que se pueden llegar a implementar en las etapas de lavado y filtrado.

Se decide escoger el filtro tipo nutsche debido a su facilidad de implementar diversas etapas y reducir los costos a un solo equipo que permite filtrar la pasta de celulosa mientras se lava todo el material.

### **3.6. Balance de energía de las etapas de producción de pasta de celulosa kraft**

Para llevar a cabo los cálculos de balance de energía en cada uno de los equipos, se debe de tener la capacidad calorífica (CP) de las sustancias presentes en cada una de las corrientes, ya que, relacionándolas con su flujo en los equipos, permiten calcular la energía requerida por el equipo, Adicionalmente se deben tener en cuenta factores como el calor de vaporización ( $\Delta H_{vap}$ ) de las sustancias que se eliminan del SCG posteriormente a los procesos de extracción con solventes. Todas estas propiedades se encuentran en el **anexo 22** con su respectiva cita de donde fueron

calculadas o tomadas. Adicionalmente se muestra el balance de energía de uno de los equipos para cada apartado.

Siguiendo con los cálculos, se comienza calculando las capacidades caloríficas ( $C_p$ ) de algunos componentes para así lograr evidenciar el desarrollo de los cálculos, por esta razón solo se presentarán los cálculos del  $C_p$  del agua, hexano, etanol, NaOH y Na<sub>2</sub>S, mediante la ecuación establecida por C. L. Yaws, la cual es  $C_p = \left( A + B * T + C * T^2 + D * T^3 + \frac{E}{t^4} \right)$ , en donde se reemplazan las variables correspondientes dependiendo el compuesto que se requiera y según la *tabla 29*.

**Tabla 29:**

*Constantes de algunas sustancias para el cálculo del  $C_p$*

	A	B	C	D	E
<b>Agua (L)</b>	92,053	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07	-
<b>Hexano (L)</b>	78,848	8,87E-01	-2,95E-03	4,20E-06	-
<b>Etanol (L)</b>	59,342	3,64E-01	-1,22E-03	1,80E-06	-
<b>NaOH</b>	51,234	1,31E-02	2,34E-05	-	-
<b>Na<sub>2</sub>S</b>	92,048	-4,60E-05	1,80E-05	-2,00E-06	-1,10E-05

**Nota:** Estas constantes se extrajeron del libro “Chemical Properties Handbook - C.L. Yaws, 1996.” [97].

De esta forma se prosigue con los cálculos para las sustancias ya mencionadas:

- **Cálculo del  $C_p$  del agua:**

$$C_{p-agua} = (92,053 - 0,04 * 273,15 - 0,000211 * 273,15^2 + 5,35 * 10^{-7} * 273,15^3) * 18,015 \frac{kg}{kmol}$$

$$C_{p-agua} = 76,36 \frac{Kj}{kmol * K} = 4,24 \frac{Kj}{kg * K}$$

- **Cálculo del  $C_p$  del hexano:**

$$C_{p-hex} = 78,848 + 0,887 * 273,15 - 0,00295 * 273,15^2 + 4,2 * 10^{-6} * 273,15^3$$

$$C_{p-hex} = 186,84 \frac{Kj}{kmol * K} = 2,17 \frac{Kj}{kg * K}$$

- **Cálculo del Cp del etanol:**

$$C_{p-eta} = 59,342 + 0,364 * 273,15 - 0,00122 * 273,15^2 + 1,8 * 10^{-5} * 273,15^3$$

$$C_{p-eta} = 104,64 \frac{Kj}{kmol * K} = 2,27 \frac{Kj}{kg * K}$$

- **Cálculo del Cp del hidroxido de sodio:**

$$C_{p-hidroxido} = 51,234 + 0,0131 * 273,15 + 0,0000234 * 273,15^2$$

$$C_{p-hidroxido} = 56,55 \frac{Kj}{kmol * K} = 1,41 \frac{Kj}{kg * K}$$

- **Cálculo del Cp del sulfuro de sodio:**

$$C_{p-sulfuro} = 92,048 - 0,000046 * 273,15 + 0,000018 * 273,15^2 - 2 * 10^{-5} * 273,15^3 - \frac{1,1 * 10^{-5}}{273,15^4}$$

$$C_{p-sulfuro} = 52,62 \frac{Kj}{kmol * K} = 0,67 \frac{Kj}{kg * K}$$

Posteriormente se debe calcular la energía de cada una de las corrientes que entra a la etapa de secado mediante el uso de la ecuación  $E = \sum_i \dot{Q}_i * Cp_i * \Delta T$ , en donde  $\dot{Q}_i$  corresponde al flujo másico del componente  $i$  en la corriente,  $Cp_i$  corresponde a la capacidad calorífica del componente  $i$  y el corresponde a la diferencia entre la temperatura de la corriente y la temperatura de referencia.

### 3.6.1. Balance de energía de las etapas de secado

En este apartado se inicia desarrollando las ecuaciones para calcular la energía de las corrientes del secador 1, cabe resaltar que se sigue la misma metodología para las otras 3 etapas de secado.

- **Energía de la corriente 1**

$$E_1 = 4,2 \frac{kg}{h} * \frac{23,54 Kj}{kg K} * (294,15 K - 273,15 K) + 115,40 \frac{kg}{h} * \frac{4,235 Kj}{kg K} * (294,15 K - 273,15 K)$$

$$E_1 = 12339,43 \frac{Kj}{h}$$

- **Energía de la corriente 2**

$$E_2 = 47,98 \frac{kg}{h} * \frac{23,54 Kj}{kg K} * (323,65 K - 273,15k)$$

$$E_2 = 57040,95 \frac{Kj}{h}$$

- **Energía de la corriente 3**

$$E_3 = 5661,2 \frac{kg}{h} * \frac{1,0042 Kj}{kg K} * (353,15 K - 273,15k) + 50,33 \frac{kg}{h} * \frac{4,235 Kj}{kg K} * (353,15 K - 273,15k)$$

$$E_3 = 471854,46 \frac{Kj}{h}$$

- **Energía de la corriente 4**

$$E_4 = 5661,24 \frac{kg}{h} * \frac{1,0042 Kj}{kg K} * (311,15 K - 273,15k) + 164,22 \frac{kg}{h} * \frac{4,235 Kj}{kg K} * (311,15 K - 273,15k)$$

$$E_4 = 242457,38 \frac{Kj}{h}$$

Finalmente se calcula el calor mediante la ecuación  $Q = E_2 + E_4 - E_1 - E_3$ , la cual es la resta de las sumas de las corrientes de entrada y la suma de las corrientes de salida.

$$Q = 57040,95 \frac{Kj}{h} + 242457,38 \frac{Kj}{h} - 12339,43 \frac{Kj}{h} - 471854,46 \frac{Kj}{h}$$

$$Q = -184695,55 \frac{Kj}{h}$$



**Tabla 30:***Balance de energía para el proceso de secado 1*

<b>Secado 1</b>						
Corriente	T (°C)	Componentes	Flujo (kg/h)	H (kJ/kg)	E (kJ/h)	Q (kJ/h)
<b>M1</b>	21	SCG	4,20	494,42	12339,4301	-184695,554
		Agua	115,40	88,93		
<b>M2</b>	50,5	SCG	47,98	1188,97	57040,9524	
<b>M3</b>	80	Aire	5661,2	80,34	471854,46	
		Agua	50,33	338,79		
<b>M4</b>	38	Aire	5661,24	38,16	242457,384	
		Agua	164,22	160,93		

**Nota:** Se realiza el balance de energía para la etapa de secado 1, teniendo en cuenta los flujos de los componentes por cada corriente, como si entalpía (H) y la energía total de cada corriente.

**Tabla 31:***Balance de energía para el proceso de secado 2*

<b>Secador 2</b>						
Corriente	T (°C)	Componentes	Flujo (kg/h)	H (kJ/kg)	E (kJ/h)	Q (kJ/h)
<b>M14</b>	160	SCG	27,01	3767,04	107238,04	-40369,6703
		Agua	8,10	677,58		
<b>M16</b>	120	SCG	28,43	2825,28	80327,04	
<b>M17</b>	80	Aire	332,14	80,34	27683,60	
		Agua	2,95	338,79		
<b>M18</b>	38	Aire	332,14	38,16	14224,92	
		Agua	9,63	160,93		

**Nota:** Se realiza el balance de energía para la etapa de secado 2, teniendo en cuenta los flujos de los componentes por cada corriente, como si entalpía (H) y la energía total de cada corriente.

**Tabla 32:***Balance de energía para el proceso de secado 3*

<b>Secador 3</b>						
<b>Corriente</b>	<b>T (°C)</b>	<b>Componentes</b>	<b>Flujo (kg/h)</b>	<b>H (kJ/kg)</b>	<b>E (kJ/h)</b>	<b>Q (kJ/h)</b>
<b>M21</b>	75,50	Celulosa	1,15	52,17	1776,86	
		Lignina	0,18	49,75		
		Agua	5,34	319,73		
<b>M25</b>	80	Aire	262,01	80,34	21837,78	
		Agua	2,33	338,79		
<b>M24</b>	77,75	Celulosa	1,15	53,73	534,05	-11859,48
		lignina	0,18	51,24		
		agua	1,41	329,26		
<b>M26</b>	38	Aire	262,01	38,16	11221,11	
		Agua	7,60	160,93		

**Nota:** Se realiza el balance de energía para la etapa de secado 3, teniendo en cuenta los flujos de los componentes por cada corriente, como si entalpía (H) y la energía total de cada corriente.

**Tabla 33:***Balance de energía para el proceso de secado 4*

<b>Secador 4</b>						
<b>Corriente</b>	<b>T (°C)</b>	<b>Componentes</b>	<b>Flujo (kg/h)</b>	<b>H (kJ/kg)</b>	<b>E (kJ/h)</b>	<b>Q (kJ/h)</b>
<b>M29</b>	80,50	Celulosa	1,49	55,63	2150,28	
		Lignina	0,02	53,05		
		Agua	6,06	340,91		
<b>M33</b>	80	Aire	297,31	80,34	24780,27	
		Agua	2,64	338,79		
<b>M32</b>	80,25	Celulosa	1,49	55,45	111,06	-14086,4128
		lignina	0,02	52,88		
		agua	0,08	339,85		
<b>M34</b>	38	Aire	297,31	38,16	12733,08	
		Agua	8,62	160,93		

**Nota:** Se realiza el balance de energía para la etapa de secado 4, teniendo en cuenta los flujos de los componentes por cada corriente, como si entalpía (H) y la energía total de cada corriente.

### 3.6.2. Balance de energía de las etapas de extracción sólido-líquido

En este apartado se inicia desarrollando las ecuaciones para calcular la energía de las corrientes de la etapa de extracción de aceites, cabe resaltar que se sigue la misma metodología para la etapa de extracción de polifenoles.

- **Energía de la corriente 5**

$$E_5 = 30,37 \frac{kg}{h} * \frac{23,54 Kj}{kg K} * (323,65 K - 273,15k)$$

$$E_5 = 36107,215 \frac{Kj}{h}$$

- **Energía de la corriente 6**

$$E_6 = 29,36 \frac{kg}{h} * \frac{23,54 Kj}{kg K} * (338,15 K - 273,15k) + 2,04 * \frac{2,168 Kj}{kg K} * (338,15 K - 273,15k)$$

$$E_6 = 45213,171 \frac{Kj}{h}$$

- **Energía de la corriente 7**

$$E_7 = 117,53 \frac{kg}{h} * \frac{2,618 Kj}{kg K} * (294,15 K - 273,15k)$$

$$E_7 = 8150,4607 \frac{Kj}{h}$$

- **Energía de la corriente 8**

$$E_8 = 117,53 \frac{kg}{h} * \frac{2,168 Kj}{kg K} * (338,15 K - 273,15k) + 1,25 * \frac{644,36 Kj}{kg K} * (338,15 K - 273,15k)$$

$$E_8 = 68738,351 \frac{Kj}{h}$$

- **Energía de la corriente 9**

$$E_9 = 59,22 \frac{kg}{h} * \frac{2,618 Kj}{kg K} * (338,15 K - 273,15k)$$

$$E_9 = 8345,29 \frac{Kj}{h}$$

Finalmente se calcula el calor mediante la ecuación  $Q = E_6 + E_8 + E_9 - E_5 - E_7$ , la cual es la resta de las sumas de las corrientes de entrada y la suma de las corrientes de salida.

$$Q = 45213,171 \frac{Kj}{h} + 68738,351 \frac{Kj}{h} + 8345,29 \frac{Kj}{h} - 36107,215 \frac{Kj}{h} - 8150,46 \frac{Kj}{h}$$

$$Q = 78039,14 \frac{Kj}{h}$$

**Tabla 34:**  
*Balance de energía para el proceso de extracción de aceites*

Extracción de aceites						
Corriente	T (°C)	Componentes	Flujo (kg/h)	H (kJ/kg)	E (kJ/h)	Q (kJ/h)
<b>M2</b>	50,5	SCG	30,37	1188,97	36107,2154	
<b>M5</b>	65	SCG	29,36	1530,36	45213,171	
		Hexano	2,04	140,92		
<b>M6</b>	21	Hexano	179,02	45,53	8150,46073	121062,318
<b>M7</b>	65	Hexano	117,53	140,92	68738,3511	
		aceites	1,25	41883,52		
<b>M8</b>	65	Hexano	59,22	140,92	8345,29555	

**Nota:** Se realiza el balance de energía para la extracción de aceites, teniendo en cuenta los flujos de los componentes por cada corriente, como si entalpia (H) y la energía total de cada corriente.

**Tabla 35:***Balance de energía para el proceso de extracción de polifenoles*

Extracción de polifenoles						
Corriente	T (°C)	Componentes	Flujo (kg/h)	H (kJ/kg)	E (kJ/h)	Q (kJ/h)
M9	170	SCG	29,36	4002,48	117498,91	
		SCG	27,01	1177,20		
M11	50	Etanol	18,91	113,57	34221,42	
		Agua	8,10	34,32		
M12	21	Etanol	699,84	47,70	60054,97	-3858,77
		Agua	299,93	88,93		
M13	50	Etanol	680,93	113,57	139473,69	
		Agua	293,35	211,74		
		Polifenoles	0,83	32,78		

**Nota:** Se realiza el balance de energía para la extracción de polifenoles, teniendo en cuenta los flujos de los componentes por cada corriente, como si entalpia (H) y la energía total de cada corriente.

### 3.6.3. Balance de energía de las etapas de eliminación

En este apartado se inicia desarrollando las ecuaciones para calcular la energía de las corrientes de la etapa de eliminación de hexano, cabe resaltar que se sigue la misma metodología para la etapa de eliminación de etanol.

- **Energía de la corriente 10**

$$E_{10} = 29,36 \frac{kg}{h} * \frac{23,54 KJ}{kg K} * (338,15 K - 273,15k) + 2,04 \frac{kg}{h} * \frac{2,618 KJ}{kg K} * (338,15 K - 273,15k)$$

$$E_{10} = 45213,17 \frac{Kj}{h}$$

- **Energía de la corriente 11**

$$E_{11} = 29,36 \frac{kg}{h} * \frac{23,54 KJ}{kg K} * (443,15 K - 273,15k)$$

$$E_{11} = 117498,91 \frac{Kj}{h}$$

- **Energía de la corriente 12**

$$E_{12} = 2,04 \frac{kg}{h} * \frac{1,585 KJ}{kg K} * (443,15 K - 273,15k)$$

$$E_{12} = 1421,92 \frac{Kj}{h}$$

Finalmente se calcula el calor mediante la ecuación  $Q = E_{11} + E_{12} - E_{10}$ , la cual es la resta de las sumas de las corrientes de entrada y la suma de las corrientes de salida.

$$Q = 117498,91 \frac{Kj}{h} + 1421,92 \frac{Kj}{h} - 45213,17 \frac{Kj}{h}$$

$$Q = 73707,66 \frac{Kj}{h}$$

**Tabla 36:**

*Balance de energía para el proceso de eliminación de hexano*

Eliminación de hexano						
Corriente	T (°C)	Componentes	Flujo (kg/h)	H (kJ/kg)	E (kJ/h)	Q (kJ/h)
<b>M5</b>	65	SCG	29,36	1530,36	45213,17	73707,6571
		Hexano	2,04	140,92		
<b>M9</b>	170	SCG	29,36	4002,48	117498,91	
<b>M10</b>	170	Hexano	2,04	697,89	1421,92	

**Nota:** Se realiza el balance de energía para la etapa de eliminación de hexano, teniendo en cuenta los flujos de los componentes por cada corriente, como si entalpía (H) y la energía total de cada corriente

**Tabla 37:***Balance de energía para el proceso eliminación de etanol*

Eliminación de etanol						
Corriente	T (°C)	Componentes	Flujo (kg/h)	H (kJ/kg)	E (kJ/h)	Q (kJ/h)
M11	50	SCG	27,01	1177,20	35659,13	93712,0429
		Etanol	18,91	113,57		
		Agua	8,10	211,74		
M14	160	SCG	27,01	3767,04	107238,04	
		Agua	8,10	677,58		
M15	160	Etanol	18,91	1170,63	22133,13	

**Nota:** Se realiza el balance de energía para la etapa de eliminación de etanol, teniendo en cuenta los flujos de los componentes por cada corriente, como si entalpía (H) y la energía total de cada corriente.

### 3.6.4. Balance de energía de las etapas de reacción

En este apartado se inicia desarrollando las ecuaciones para calcular la energía de las corrientes de la etapa de digestión kraft, cabe resaltar que se sigue la misma metodología para la etapa de eliminación de deslignificación.

- **Energía de la corriente 13**

$$E_{13} = 28,43 \frac{kg}{h} * \frac{23,54Kj}{kg K} * (393,15K - 273,15k)$$

$$E_{13} = 80327,04 \frac{Kj}{h}$$

- **Energía de la corriente 14**

$$E_{14} = 5,18 \frac{kg}{h} * \frac{23,54Kj}{kg K} * (403,15k - 273,15k) + 3,16 \frac{kg}{h} * \frac{1,414Kj}{kg K} * (403,15K - 273,15k) + 153,92 \frac{kg}{h}$$

$$* \frac{4,235Kj}{kg K} * (403,15K - 273,15k)$$

$$E_{14} = 85967,43 \frac{Kj}{h}$$

- **Energía de la corriente 15**

$$E_{15} = 190,69 \frac{kg}{h} * \frac{0,653Kj}{kg K} * (294,15K - 273,15k)$$

$$E_{15} = 2615,08 \frac{Kj}{h}$$

Finalmente se calcula el calor mediante la ecuación  $Q = E_{14} - E_{13} - E_{15}$ , la cual es la resta de las sumas de las corrientes de entrada y la suma de las corrientes de salida.

$$Q = 85967,434 \frac{Kj}{h} - 2615,08 \frac{Kj}{h} - 80327,04 \frac{Kj}{h}$$

$$Q = 3025,30 \frac{Kj}{h}$$

**Tabla 38:**

*Balance de energía para el proceso de digestión kraft*

<b>Digestión kraft</b>						
<b>Corriente</b>	T (°C)	Componentes	Flujo (kg/h)	H (kJ/kg)	E (kJ/h)	Q (kJ/h)
<b>M16</b>	120	SCG	28,43	2825,28	80327,04	
		NaOH	5,18	183,81		
<b>M19</b>	130	Na2S	3,16	87,65	85967,43	3025,30
		Agua	153,92	550,54		
<b>M20</b>	21	Licor negro	190,69	13,71	2615,08	

**Nota:** Se realiza el balance de energía para la digestión kraft, teniendo en cuenta los flujos de los componentes por cada corriente, como si entalpia (H) y la energía total de cada corriente.



**Tabla 39:**  
*Balance de energía para el proceso de deslignificación*

Deslignificación						
Corriente	T (°C)	Componentes	Flujo (kg/h)	H (kJ/kg)	E (kJ/h)	Q (kJ/h)
M24	77,75	Celulosa	1,49	53,73	122,05	
		Lignina	0,23	51,24		
		Agua	0,09	329,26		
M28	21	NaClO	4,48	79,83	1431,57	-748,18
		Agua	12,07	88,93		
M27	140	Mezcla D	18,37	112,00	2057,71	

**Nota:** Se realiza el balance de energía para la deslignificación, teniendo en cuenta los flujos de los componentes por cada corriente, como si entalpia (H) y la energía total de cada corriente.

### 3.6.5. Balance de energía de las etapas de lavado y filtrado

En este apartado se inicia desarrollando las ecuaciones para calcular la energía de las corrientes de la etapa de lavado y filtrado 1, cabe resaltar que se sigue la misma metodología para la etapa de eliminación de lavado y filtrado 2.

- **Energía de la corriente 16**

$$E_{16} = 190,69 \frac{kg}{h} * \frac{0,653 KJ}{kg K} * (403,15K - 273,15k)$$

$$E_{16} = 16188,60 \frac{KJ}{h}$$

- **Energía de la corriente 17**

$$E_{17} = 1,49 \frac{kg}{h} * \frac{0,691 KJ}{kg K} * (349,15K - 273,15k) + 0,23 \frac{kg}{h} * \frac{0,659 KJ}{kg K} * (349,15K - 273,15k) + 6,90 \frac{kg}{h}$$

$$* \frac{4,235 KJ}{kg K} * (349,15K - 273,15k)$$

$$E_{17} = 2296,69 \frac{KJ}{h}$$

- **Energía de la corriente 18**

$$E_{18} = 54,25 \frac{kg}{h} * \frac{4,235 KJ}{kg K} * (294,15K - 273,15k)$$

$$E_{18} = 4824,71 \frac{KJ}{h}$$

- **Energía de la corriente 19**

$$E_{19} = 236,31 \frac{kg}{h} * \frac{0,653 KJ}{kg K} * (349,15K - 273,15k)$$

$$E_{19} = 11651,20 \frac{KJ}{h}$$

Finalmente se calcula el calor mediante la ecuación  $Q = E_{17} + E_{19} - E_{16} - E_{18}$ , la cual es la resta de las sumas de las corrientes de entrada y la suma de las corrientes de salida.

$$Q = 2296,69 \frac{KJ}{h} + 11651,20 \frac{KJ}{h} - 16188,60 \frac{KJ}{h} - 4824,71 \frac{KJ}{h}$$

$$Q = -7065,43 \frac{KJ}{h}$$

**Tabla 40:**

*Balance de energía para el proceso de lavado y filtrado 1*

Lavado y filtrado 1						
Corriente	T (°C)	Componentes	Flujo (kg/h)	H (kJ/kg)	E (kJ/h)	Q (kJ/h)
<b>M19</b>	130	Licor negro	190,69	84,89	16188,60	-7065,42822
		Celulosa	1,49	52,17		
<b>M21</b>	76	Lignina	0,23	49,75	2296,69	
		Agua	6,90	319,73		
<b>M22</b>	21	Agua	54,25	88,93	4824,71	
<b>M23</b>	76	Licor negro	236,31	49,30	11651,20	

**Nota:** Se realiza el balance de energía para la etapa de lavado y filtrado 1, teniendo en cuenta los flujos de los componentes por cada corriente, como si entalpia (H) y la energía total de cada corriente.

**Tabla 41:**  
*Balance de energía para el proceso de lavado y filtrado 2*

<b>Lavado y filtrado 2</b>						
<b>Corriente</b>	<b>T (°C)</b>	<b>Componentes</b>	<b>Flujo (kg/h)</b>	<b>H (kJ/kg)</b>	<b>E (kJ/h)</b>	<b>Q (kJ/h)</b>
<b>M27</b>	140	Mezcla D	18,37	112,00	2057,71	
		Celulosa	1,49	55,63		
<b>M29</b>	81	Lignina	0,02	53,05	2150,28	
		Agua	6,06	340,91		-702,85
<b>M30</b>	21	Agua	3,47	88,93	308,28	
<b>M31</b>	81	Mezcla D	14,26	64,40	918,55	

**Nota:** Se realiza el balance de energía para la etapa de lavado y filtrado 2, teniendo en cuenta los flujos de los componentes por cada corriente, como si entalpía (H) y la energía total de cada corriente.

Para las tablas presentadas en toda esta sección de balance de energía cabe aclarar que los valores de calor (Q) negativos hacen referencia a que el proceso se encuentra liberando calor, como es el caso de los secadores, ya que la temperatura y energía necesaria se encuentra inmersa en el aire de secado que entra a cada etapa; de igual manera, en las etapas de lavado y filtrado el valor de Q es negativo debido a que el material se está enfriando gracias a la acción del agua de lavado. Por otro lado, los valores con un Q positivo son indicadores de la energía que se le debe suministrar a la etapa con el objetivo de lograr el funcionamiento del equipo y la correcta separación, por ejemplo en el caso de los hornos es de suma necesidad aumentar la temperatura por encima del punto de ebullición para así lograr evaporar el solvente residual del material sólido, así mismo, en las etapas de extracción y digestión se suministra energía, aumentando la temperatura para lograr los rendimientos establecidos en cada etapa, y así lograr separar y dar valor agregado a los componentes extraídos.

### **3.7. Dimensionamiento de equipos**

Realizar el dimensionamiento de equipos es clave para un proyecto de diseño ya que ayuda, tanto al autor como a los lectores, a dar una idea del tamaño real que pueden llegar a tomar los equipos, adicionalmente permite realizar un costeo base para establecer los precios o rangos de precios que pueden costar en función de su tamaño. Siempre que se realice el diseño de un equipo se debe tomar un sobredimensionamiento, el cual consiste en aumentar sus medidas en un porcentaje

específico por cuestiones de seguridad, para este trabajo se tomó un valor del 15% de sobredimensionamiento [98].

### 3.7.1. Dimensionamiento de las etapas de reacción

Para realizar el dimensionamiento del digestor se utilizan las ecuaciones del **anexo 27** y se desarrollan a lo largo de este apartado, las cuales se obtienen siguiendo los pasos expuestos por E. Wuisa Y K. Sandoval [98], en donde se obtienen los datos principales del volumen del digestor con el 15% de seguridad establecido al inicio de los dimensionamientos de equipos, la altura del tanque, entre otros parámetros los cuales se evidencian en las siguiente tablas.

- **Volumen del digestor**

$$V_D = V_{CD} * TRH$$

$$V_D = 0,726 \text{ m}^3 * 4 \text{ horas}$$

$$V_D = 2,904 \text{ m}^3$$

Siendo:

THR = Tiempo de retención.

$V_{CD}$  = Volumen de la carga.

- **Volumen del tanque**

$$V_T = 0,15 * V_{CD} + V_{CD}$$

$$V_T = 0,15 * 0,726 \text{ m}^3 + 0,726 \text{ m}^3$$

$$V_T = 0,1089 \text{ m}^3 + 0,726 \text{ m}^3$$

$$V_T = 0,835 \text{ m}^3$$

Siendo:

$V_{CD}$  = Volumen de la carga.

- **Volumen del biodigestor**

$$V_B = V_D + \frac{1}{3} * V_D$$

$$V_B = 2,904 \text{ m}^3 + \frac{1}{3} * 2,904 \text{ m}^3$$

$$V_B = 2,904 \text{ m}^3 + 0,33 * 2,904 \text{ m}^3$$

$$V_B = 2,904 \text{ m}^3 + 0,96 \text{ m}^3$$

$$V_B = 3,864 \text{ m}^3$$

Siendo:

$V_D =$  Volumen del digestor

- **Radio del volumen**

$$r = \sqrt[3]{\frac{V_B}{\pi * 1,121}}$$

$$r = \sqrt[3]{\frac{3,864\text{m}^3}{3,1416 * 1,121}}$$

$$r = \sqrt[3]{\frac{3,864\text{m}^3}{3,52}}$$

$$r = \sqrt[3]{1,098\text{m}^3}$$

$$r = 0,37 \text{ m}$$

Siendo:

$V_B =$  Volumen del Biodigestor

- **Unidad Proporcional**

$$U = \frac{r}{4}$$

$$U = \frac{0,37}{4}$$

$$U = 0,0925$$

Siendo:

$r =$  Radio del Volumen

- **Radio de la cúpula**

$$Rc = 5 * U$$

$$Rc = 5 * 0,0925$$

$$Rc = 0,462 \text{ m}$$

Siendo:  
U = Unidad proporcional.

- **Diámetro del cilindro de la cúpula**

$$D = 8 * U$$

$$D = 8 * 0,0925$$

$$D = 0,74 \text{ m}$$

Siendo  
U = Unidad proporcional.

- **Altura de la cúpula**

$$hc = 2 * U$$

$$hc = 2 * 0,0925$$

$$hc = 0,185 \text{ m}$$

Siendo  
U = Unidad proporcional.

- **Altura de la Pared**

$$hp = 3 * U$$

$$hp = 3 * 0,0925$$

$$hp = 0,277 \text{ m}$$

Siendo  
U = Unidad proporcional.

- **Altura del cono de base**

$$ht = 0,15 * U$$

$$ht = 0,15 * 0,0925$$

$$ht = 0,014$$

Siendo  
U = Unidad proporcional.

- **Volumen del cilindro**

$$V_C = r^2 * hp * \pi$$

$$V_C = 0,37^2 * 0,277 * 3,1416$$

$$V_C = 0,1369 * 0,277 * 3,1416$$

$$V_C = 0,12 \text{ m}^3$$

Siendo:

r = radio del volumen

hp = Altura de pared

- **Volumen del cono base**

$$V_{CB} = r * \pi * \frac{h_t}{3}$$

$$V_{cb} = 0,37 * 3,1416 * 0,014 / 3$$

$$V_{cb} = 0,37 * 3,1416 * 0,0046$$

$$V_{cb} = 0,005 \text{ m}^3$$

Siendo:

r= radio del volumen

ht= Altura del cono base

- **Volumen del segmento esférico**

$$V_E = \frac{\pi * h_c}{6} * (3 * r^2 + hc^2)$$

$$V_E = \frac{3,1416 * 0,185}{6} * (3 * 0,37^2 + 0,185^2)$$

$$V_E = 0,58/6 * (3 * 0,14 + 0,034)$$

$$V_E = 0,096 * 0,454$$

$$V_E = 0,044$$

Siendo:

r= radio del volumen

hc= Altura de la cúpula

- **Altura del tanque**

$$h_{tc} = \frac{V_{tc}}{\pi * r^2} + 0,20 \text{ m}$$

$$h_{tc} = 3,22 / 3,1416 * 1,41^2 + 0,20$$

$$h_{tc} = 3,22 / 4,43 + 0,20$$

$$h_{tc} = 0,73 + 0,20$$

$$h_{tc} = 0,93 \text{ m}$$

**Tabla 42:**

*Dimensionamiento del digestor kraft*

<b>Digestor kraft</b>		
	Valor	Unidad
<b>Volumen del digestor</b>	3,34	m <sup>3</sup>
<b>Volumen del alimento</b>	0,726	m <sup>3</sup>
<b>Tiempo</b>	4	h
<b>Volumen del tanque de mezcla</b>	0,83	m <sup>3</sup>
<b>Volumen del Biodigestor</b>	3,71	m <sup>3</sup>
<b>Radio del volumen</b>	0,35	m
<b>unidad proporcional</b>	0,09	
<b>Radio de cúpula</b>	0,44	m
<b>Diámetro del Cilindro</b>	0,70	m
<b>altura de cúpula</b>	0,18	m
<b>Altura de la pared</b>	0,26	m
<b>Altura del cono de base</b>	0,11	m
<b>Volumen del Cilindro</b>	0,10	m <sup>3</sup>
<b>Volumen del cono base</b>	0,04	m <sup>3</sup>
<b>Volumen segmento esférico</b>	0,04	m <sup>3</sup>

**Nota:** Se evidencian los resultados para cada una de los parámetros de dimensionamiento calculados para el digestor kraft.



**Tabla 43:**  
*Dimensionamiento del deslignificador*

Deslignificación		
	Valor	Unidad
Volumen del digestor	0,13	m <sup>3</sup>
Volumen del alimento	0,06	m <sup>3</sup>
Tiempo	2	h
Volumen del tanque de mezcla	0,07	m <sup>3</sup>
Volumen del Biodigestor	0,01	m <sup>3</sup>
Radio del volumen	0,0005	m
unidad proporcional	0,0001	
Radio de cúpula	0,001	m
Diámetro del Cilindro	0,001	m
altura de cúpula	0,0003	m
Altura de la pared	0,0004	m
Altura del cono de base	0,0002	m
Volumen del cilindro	0,0000000004	m <sup>3</sup>
Volumen del cono base	0,0000000093	m <sup>3</sup>
Volumen segmento esférico	0,0000000001	m <sup>3</sup>

**Nota:** Se evidencian los resultados para cada una de los parámetros de dimensionamiento calculados para el reactor de deslignificación.

### 3.7.2. Dimensionamiento de las etapas de extracción sólido-líquido

Para realizar el dimensionamiento del equipo de extracción sólido-líquido, se utilizaron las ecuaciones del **anexo 26**, las cuales se recopilieron mediante la lectura del estudio realizado por M. Heras [99] y el trabajo realizado por J. Ibarra [100], los cuales diseñaron tanques agitados. Se decide realizar el dimensionamiento de esta forma, ya que los principales extractores industriales son el extractor pot y el extractor rotativo [101] debido a que, según el autor, tienen un funcionamiento similar a los tanques de agitación, de esta forma, calculando el volumen de las corrientes de entrada al equipo se logra obtener parámetros como el diámetro, la altura, el volumen del equipo y todos los parámetros evidenciados en las siguientes tablas. Cabe resaltar que para realizar el dimensionamiento de la extracción se utilizaron las ecuaciones que se encuentran en el **anexo 26**, las cuales son las mismas utilizadas para realizar la extracción de aceites. En este caso, como el solvente de extracción es una mezcla de etanol agua, se calculó la densidad como una densidad de mezcla mediante la ecuación  $\rho_{mezcla} = \frac{\sum m_i}{\sum V_i}$ , donde  $m_i$  es la masa de las sustancias presentes en la mezcla y  $V_i$  es el volumen de dichas sustancias.

Masa de SCG = 30,37 kg/h

$$\rho_{SCG} = 2307,08 \frac{kg}{m^3}$$

$$v = \frac{m}{\rho}$$

$$v = \frac{30,37 \frac{kg}{h}}{2307,08 \frac{kg}{m^3}}$$

$$v = 0,013 \frac{m^3}{h}$$

Masa de Hexano = 179,02 kg/h

$$\rho_{hex} = 655 \frac{kg}{m^3}$$

$$v = \frac{179,02 \frac{kg}{h}}{655 \frac{kg}{m^3}}$$

$$v = 0,27 \frac{m^3}{h}$$

- **Volumen de Extractor**

$$v_{ex} = (v_{scg} + v_{hex}) + ((v_{scg} + v_{hex}) * 0,2)$$

$$v_{ex} = (0,013m^3 + 0,27m^3) + ((0,013m^3 + 0,27m^3) * 0,2)$$

$$v_{ex} = 0,34m^3$$

- **Diámetro del extractor**

$$D = \sqrt[3]{\frac{v * 4}{\pi}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{0,34 \text{ m}^3 * 4}{3,1416}}$$

$$D = 0,15 \text{ m}$$

- **Diámetro del impulsor**

$$d_i = \frac{D}{2}$$

$$d_i = \frac{0,15 \text{ m}}{2}$$

$$d_i = 0,07 \text{ m}$$

- **Ancho del agitador**

$$A_i = \frac{D}{5}$$

$$A_i = \frac{0,15 \text{ m}}{5}$$

$$A_i = 0,03 \text{ m}$$

- **Largo del aspa**

$$L_a = \frac{D}{5}$$

$$L_a = \frac{0,15 \text{ m}}{4}$$

$$L_a = 0,04m$$

- **Altura del extractor**

$$h = \frac{v * 4}{\pi * D^2}$$

$$h = \frac{0,34m^3 * 4}{3,1416 * 0,15 m^2}$$

$$h = 20,56m$$

- **Área de la extracción**

$$A = \frac{v}{h}$$

$$A = \frac{0,34 m^3}{20,56 m}$$

$$A = 0,02 m^2$$

$$V = A * h$$

$$V = 0,02 m^2 * 20,56m$$

$$V = 0,40 m^3$$

**Tabla 44:**  
*Dimensionamiento del extractor de aceites*

<b>Extractor de aceites</b>		
	Valor	Unidad
<b>Cantidad de SCG</b>	73,58	Kg
<b>Densidad del SCG</b>	2307,80	kg/m <sup>3</sup>
<b>Volumen del SCG</b>	0,032	m <sup>3</sup>
<b>Hexano</b>	358,04	Kg
<b>Densidad del hexano</b>	655	kg/m <sup>3</sup>
<b>Volumen del Hexano</b>	0,55	m <sup>3</sup>
<b>Volumen del Extractor</b>	0,75	m <sup>3</sup>
<b>Diámetro</b>	0,32	m
<b>Diámetro del impulsor</b>	0,16	m
<b>Ancho del agitador</b>	0,06	m
<b>Largo del aspa</b>	0,08	m
<b>Altura de la cámara</b>	9,40	m
<b>Área del extractor</b>	0,08	m <sup>2</sup>
<b>Volumen del extractor</b>	0,86	m <sup>3</sup>

**Nota:** Parámetros de dimensionamiento calculados para el extractor de aceites.

**Tabla 45:**  
*Dimensionamiento del extractor de polifenoles*

<b>Extracción 2</b>		
	Valor	Unidad
<b>Cantidad de SCG</b>	110,37	kg
<b>Densidad del SCG</b>	2307,80	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Volumen del SCG</b>	0,048	m <sup>3</sup>
<b>Etanol-Agua</b>	3758,63	kg
<b>Densidad de Etanol-agua</b>	851,4	kg/m <sup>3</sup>
<b>Volumen de Etanol-agua</b>	4,41	m <sup>3</sup>
<b>Volumen del Extractor</b>	5,80	m <sup>3</sup>
<b>Diámetro</b>	2,46	m
<b>Diámetro del impulsor</b>	1,23	m
<b>Ancho del agitador</b>	0,49	m
<b>Largo del aspa</b>	0,62	m
<b>Altura de la cámara</b>	1,22	m
<b>Área del extractor</b>	4,76	m <sup>2</sup>
<b>Volumen del extractor</b>	6,67	m <sup>3</sup>

**Nota:** Parámetros de dimensionamiento calculados para el extractor de polifenoles.

### 3.7.3. Dimensionamiento de las etapas de secado

Para realizar el dimensionamiento del secador, se siguió el trabajo realizado por V. Quilca [74], el cual utiliza las ecuaciones resumidas en el **anexo 25** para lograr llegar a los resultados presentados en las siguiente tablas. Lo que permite calcular el área del secador y el volumen del secador, mediante las suposiciones del número de bandejas, así como la distancia entre cada bandeja y el ancho del equipo de secado.

**Tabla 46:**  
*Dimensionamiento del secador 1*

<b>Secador 1</b>		
	Valor	Unidad
<b>Capacidad de la cámara</b>	216,375	kg
<b>Densidad del SCG</b>	2307,8	kg/m <sup>3</sup>
<b>Volumen del SCG</b>	0,09	m <sup>3</sup>
<b>Número de bandejas</b>	10	
<b>Capacidad por bandeja</b>	21,6375	kg
<b>Volumen de cada bandeja</b>	0,009	m <sup>3</sup>
<b>Espacio entre bandejas</b>	0,1	m
<b>Altura de las bandejas</b>	0,05	m
<b>Altura de la cámara</b>	1,5	m
<b>Largo de la cámara</b>	0,06	m
<b>Ancho de la cámara</b>	1	m
<b>Masa de aire</b>	8567,37	kg
<b>Volumen del aire</b>	6,63	m <sup>3</sup>
<b>Área de Secador</b>	1,5	m <sup>2</sup>
<b>Volumen del Secador</b>	0,22	m <sup>3</sup>

**Nota:** Parámetros de dimensionamiento calculados para el secador 1.

**Tabla 47:**  
*Dimensionamiento del secador 2*

<b>Secador 2</b>		
	Valor	Unidad
<b>Capacidad de la cámara</b>	88,94	kg
<b>Densidad del SCG</b>	2307,8	kg/m <sup>3</sup>
<b>Volumen del SCG</b>	0,04	m <sup>3</sup>
<b>Número de bandejas</b>	10	
<b>Capacidad por bandeja</b>	8,89	kg
<b>Volumen de cada bandeja</b>	0,004	m <sup>3</sup>
<b>Espacio entre bandejas</b>	0,1	m
<b>Altura de las bandejas</b>	0,05	m
<b>Altura de la cámara</b>	1,5	m
<b>Largo de la cámara</b>	0,03	m
<b>Ancho de la cámara</b>	1	m
<b>Masa de aire</b>	709,64	kg
<b>Volumen del aire</b>	0,55	m <sup>3</sup>
<b>Área de Secador</b>	1,5	m <sup>2</sup>
<b>Volumen del Secador</b>	0,04	m <sup>3</sup>

**Nota:** Parámetros de dimensionamiento calculados para el secador 2.

**Tabla 48:**  
*Dimensionamiento del secador 3*

<b>Secador 3</b>		
	Valor	Unidad
<b>Capacidad de la cámara</b>	8,71	kg
<b>Densidad de celulosa</b>	155	kg/m <sup>3</sup>
<b>Volumen de la celulosa</b>	0,06	m <sup>3</sup>
<b>Número de bandejas</b>	5	
<b>Capacidad por bandeja</b>	1,742	kg
<b>Volumen de cada bandeja</b>	0,011	m <sup>3</sup>
<b>Espacio entre bandejas</b>	0,1	m
<b>Altura de las bandejas</b>	0,05	m
<b>Altura de la cámara</b>	0,75	m
<b>Largo de la cámara</b>	0,07	m
<b>Ancho de la cámara</b>	1	m
<b>Masa de aire</b>	689,77	kg
<b>Volumen del aire</b>	0,27	m <sup>3</sup>
<b>Área de Secador</b>	0,75	m <sup>2</sup>
<b>Volumen del Secador</b>	0,13	m <sup>3</sup>

**Nota:** Parámetros de dimensionamiento calculados para el secador 3.

**Tabla 49:**  
*Dimensionamiento del secador 4*

<b>Secador 4</b>		
	Valor	Unidad
<b>Capacidad de la cámara</b>	7,65	kg
<b>Densidad de celulosa</b>	155	kg/m <sup>3</sup>
<b>Volumen de la celulosa</b>	0,05	m <sup>3</sup>
<b>Número de bandejas</b>	5	
<b>Capacidad por bandeja</b>	1,530	kg
<b>Volumen de cada bandeja</b>	0,010	m <sup>3</sup>
<b>Espacio entre bandejas</b>	0,1	m
<b>Altura de las bandejas</b>	0,05	m
<b>Altura de la cámara</b>	0,75	m
<b>Largo de la cámara</b>	0,07	m
<b>Ancho de la cámara</b>	1	m
<b>Masa de aire</b>	605,75	kg
<b>Volumen del aire</b>	0,23	m <sup>3</sup>
<b>Área de Secador</b>	0,75	m <sup>2</sup>
<b>Volumen del Secador</b>	0,11	m <sup>3</sup>

**Nota:** Parámetros de dimensionamiento calculados para el secador 4.



### 3.7.4. Dimensionamiento de las etapas de eliminación

Para el dimensionamiento de los hornos se adaptaron las ecuaciones del **anexo 25**, en donde se hace una suposición de la altura y ancho de la cámara para facilidad de los cálculos de las dimensiones del horno.

**Tabla 50:**  
*Dimensionamiento del horno 1*

<b>Horno 1</b>		
	Valor	Unidad
<b>Capacidad del horno</b>	78,68	Kg
<b>Densidad del SCG</b>	2307,8	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Volumen del SCG</b>	0,020	m <sup>3</sup>
<b>Altura de la cámara</b>	1,5	m
<b>Ancho de la cámara</b>	1	m
<b>Largo de la cámara</b>	0,013	m
<b>Área del horno</b>	1,5	m <sup>2</sup>
<b>Volumen del horno</b>	0,046	m <sup>3</sup>

**Nota:** Parámetros de dimensionamiento calculados para el horno 1.

**Tabla 51:**  
*Dimensionamiento del horno 2*

<b>Horno 2</b>		
	Valor	Unidad
<b>Capacidad del horno</b>	136,83	kg
<b>Densidad del SCG</b>	2307,80	kg/m <sup>3</sup>
<b>Volumen del SCG</b>	0,055	m <sup>3</sup>
<b>Altura de la cámara</b>	1,5	m
<b>Ancho de la cámara</b>	1	m
<b>Largo de la cámara</b>	0,037	m
<b>Área del horno</b>	1,5	m <sup>2</sup>
<b>Volumen del horno</b>	0,127	m <sup>3</sup>

**Nota:** Parámetros de dimensionamiento calculados para el horno 2.

### 3.7.5. Dimensionamiento de las etapas de lavado y filtrado

Para realizar el dimensionamiento del filtro tipo nutsche 1 se realiza la suposición de que es un tanque agitado, de esta forma se adaptan las ecuaciones del **anexo 26**, con el objetivo de calcular, principalmente, el volumen y el área que ocupa el filtro.

**Tabla 52:**  
*Dimensionamiento del filtro 1*

<b>Filtro 1</b>		
	Valor	Unidad
<b>Cantidad de Celulosa</b>	1,43	kg
<b>Densidad de la celulosa</b>	150,00	kg/m <sup>3</sup>
<b>Volumen de la celulosa</b>	0,010	m <sup>3</sup>
<b>Licor negro</b>	360,25	kg
<b>Densidad del licor negro</b>	1083	kg/m <sup>3</sup>
<b>Volumen de licor negro</b>	0,33	m <sup>3</sup>
<b>Agua</b>	103,06	kg
<b>Densidad Agua</b>	998	kg/m <sup>3</sup>
<b>Volumen del agua</b>	0,10	m <sup>3</sup>
<b>Volumen del filtro</b>	0,58	m <sup>3</sup>
<b>Diámetro</b>	0,25	m
<b>Diámetro del impulsor</b>	0,12	m
<b>Ancho del agitador</b>	0,05	m
<b>Largo del aspa</b>	0,06	m
<b>Altura de la cámara</b>	12,21	m
<b>Área del filtro</b>	0,05	m <sup>2</sup>
<b>Volumen del filtro</b>	0,67	m <sup>3</sup>

**Nota:** Parámetros de dimensionamiento calculados para el filtro 2.

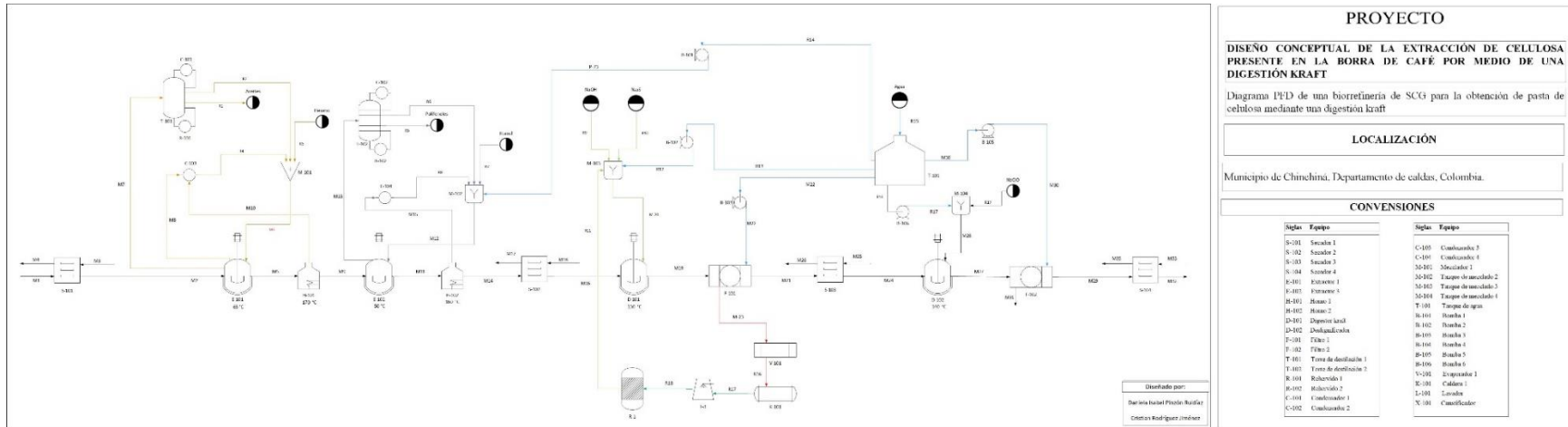
**Tabla 53:**  
*Dimensionamiento del filtro 2*

<b>Filtrado 2</b>		
	Valor	Unidad
<b>Cantidad de Celulosa</b>	1,55	kg
<b>Densidad de la celulosa</b>	150,00	kg/m <sup>3</sup>
<b>Volumen de la celulosa</b>	0,010	m <sup>3</sup>
<b>Hipoclorito-agua</b>	34,03	Kg
<b>Densidad de Hipoclorito-agua</b>	1083	kg/m <sup>3</sup>
<b>Volumen de Hipoclorito-agua</b>	0,031	m <sup>3</sup>
<b>Agua</b>	5,50	kg
<b>Densidad Agua</b>	998	kg/m <sup>3</sup>
<b>Volumen del agua</b>	0,006	m <sup>3</sup>
<b>Volumen del filtro</b>	0,06	m <sup>3</sup>
<b>Diámetro</b>	0,03	m
<b>Diámetro del impulsor</b>	0,01	m
<b>Ancho del agitador</b>	0,01	m
<b>Largo del aspa</b>	0,01	m
<b>Altura de la cámara</b>	114,98	m
<b>Área del filtro</b>	0,00	m <sup>2</sup>
<b>Volumen del filtro</b>	0,08	m <sup>3</sup>

**Nota:** Parámetros de dimensionamiento calculados para el secador 2.

**Figura 23:**

*Diagrama PFD de una biorrefinería para la obtención de pasta de celulosa mediante una digestión kraft*



**Nota:** Este diagrama PFD se puede encontrar como un archivo PDF aparte de este documento. Cabe resaltar que se tiene un anexo en un documento de PDF aparte.

#### 4. ANÁLISIS DE COSTOS DEL PROCESO KRAFT PARA EL APROVECHAMIENTO DE RESIDUOS SCG

El análisis de costos es una parte fundamental del proyecto ya que con esta se determina que tan viable es implementar los resultados obtenidos del estudio. En este trabajo solo se van a abarcar los costos de los principales equipos (digestor kraft, extractor de aceites y extractor de polifenoles, insumos sólidos como hidróxido de sodio (NaOH) y el sulfuro de sodio (Na<sub>2</sub>S), los cuales son utilizados en la digestión kraft. Insumos líquidos como el hexano (C<sub>6</sub>H<sub>6</sub>) y etanol (C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>O) los cuales son usados en la etapa de extracciones sólido-líquido. Adicionalmente se incluye el costeo de los servicios como agua y energía en las etapas mencionadas anteriormente. Cabe aclarar que los cálculos para la determinación de los costos se centran en un año de producción.

**Tabla 54:**  
*Producción anual del proceso*

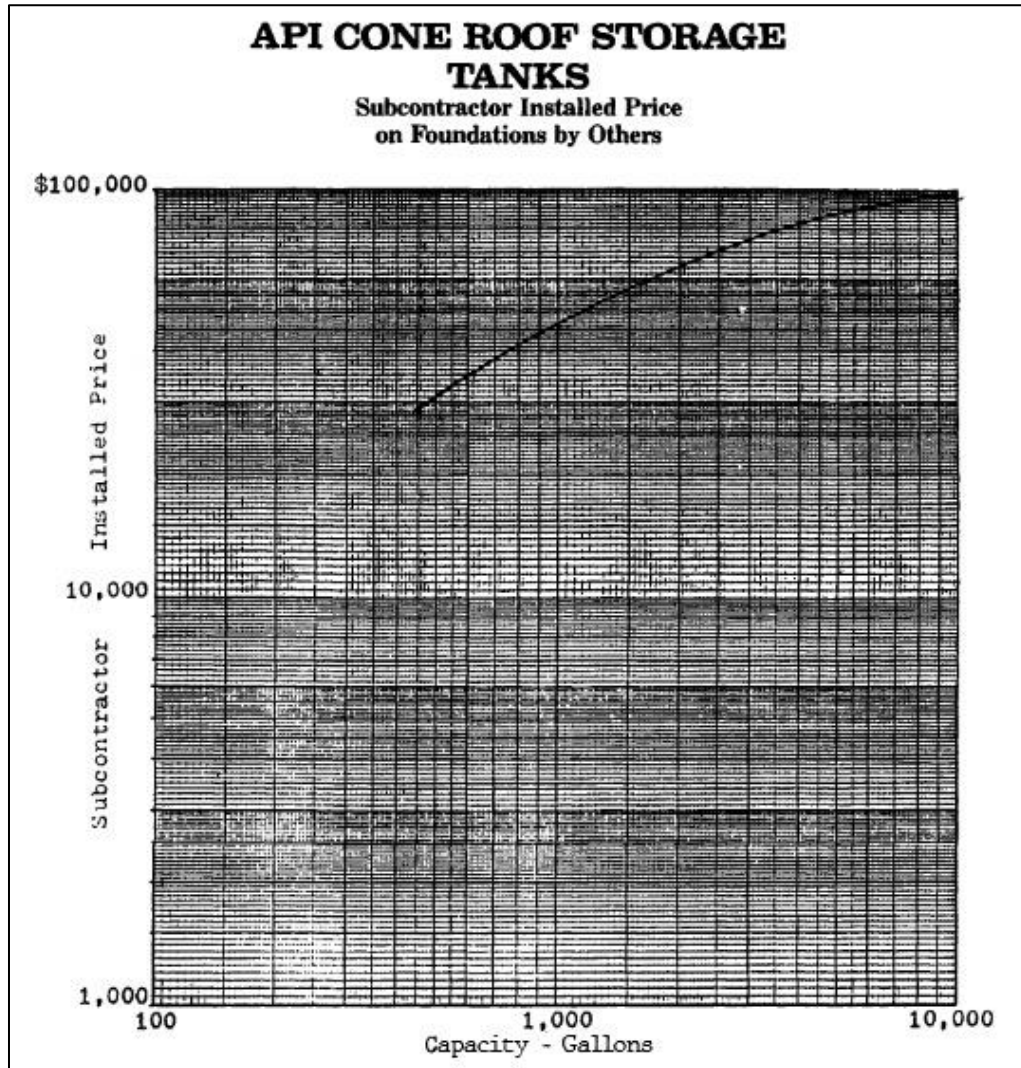
Producto del proceso	Cantidad (kg/año)
Aceites	2700
Polifenoles	2074
Pasta de celulosa	3434
Producto total	8028

**Nota:** Los aceites y los polifenoles son corrientes de valor agregado obtenidas a lo largo del proceso con el fin de facilitar la extracción de la celulosa.

#### 4.2. Costeo de equipos

Para llevar a cabo el costeo de los equipos considerados en este estudio se utiliza la información expuesta por J, Page en el manual “Conceptual cost estimating manual” [102], en donde brinda graficas que permiten estimar el costo de un equipo en función de una de sus variables de dimensionamiento. Así como se muestra en la **figura 23** dependiendo del equipo se sigue un parámetro específico para lograr estimar su precio mediante la gráfica del manual, cabe resaltar que, para la correcta lectura de las gráficas, el parámetro debe encontrarse en unidades del sistema inglés.

**Figura 24:**  
*Grafica de costeo del digestor kraft*



**Nota:** Esta imagen fue extraída del libro “Conceptual cost estimating manual” del autor J, Page [102].

Adicionalmente el autor expone que en la estimación de costos de los equipos se tiene en cuenta el coste de tuberías, componentes eléctricos e instrumentación que pueden formar parte del equipo para su seguimiento y funcionamiento; por otro lado, también establece que los precios que se leen en las gráficas están en dólares estadounidenses (USD).

**Tabla 55:**  
*Costeo de equipos para la producción de pasta de celulosa*

Equipo	Parámetro	Valor (SI)	Valor (S. ingles)	Costeo (USD)
Extractor-aceites		0,86	228,48	\$ 2 284
Extractor-polifenoles	Volumen	6,67	1 762,39	\$ 17 623
Digestor-kraft		3,71	981,33	\$ 9 813

**Nota:** Para la tabla anterior cabe resaltar que en el sistema internacional se muestran los valores en metros cúbicos (m<sup>3</sup>) para los volúmenes; Por otro lado, para el sistema ingles se muestran los valores en galones (gal) para los volúmenes.

Cabe resaltar que el manual utilizado para realizar la estimación de costeo de equipos permite establecer un valor para el año 1996 por esta razón, para lograr estimar el costo del extractor de aceites, el extractor de polifenoles y el digestor kraft se utiliza el índice de costo de plantas de ingeniería química o CEPCI por sus singles en inglés “Chemical Engineering Plant Cost Index”, el cual es publicado mensualmente en la revista “Chemical Engineering” [103], dichos índices son publicados para diferentes aspectos tales como equipos, trabajo de construcción e ingeniería y supervisión [104]. Es necesario aclarar que para lograr acceder a los índices de la revista se necesita pagar una membresía platinum por lo que, para facilitar los cálculos, se realiza la búsqueda de los índices para cada año y se toman como constantes. Para el año de 1996 se encuentra un índice de 427,4 [104], mientras que para el año 2022 se encontró un índice de 806,3 [105].

Para calcular los costos actualizados del año 1996 al año 2022 se utiliza una ecuación que relaciona los costos y los índices de dichos años  $C_{2022-Equipo} = C_{1996-Equipo} \left( \frac{I_{2022}}{I_{1996}} \right)$  [106]. Desarrollándose como se muestra a continuación:

- **Actualización del costo del extractor de aceites**

$$C_{2022-E.aceites} = 2\,284 \text{ USD} \left( \frac{806,3}{427,4} \right)$$

$$C_{2022-digestor} = 4\,308 \text{ USD}$$

- **Actualización del costo del extractor de polifenoles**

$$C_{2022-E. polifenoles} = 17\ 623\ USD \left( \frac{806,3}{427,4} \right)$$

$$C_{2022-E. Polifenoles} = 33\ 246\ USD$$

- **Actualización del costo del digestor kraft**

$$C_{2022-digestor} = 9\ 813\ USD \left( \frac{806,3}{427,4} \right)$$

$$C_{2022-digestor} = 18\ 512\ USD$$

**Tabla 56:**

*Corrección de costos al año 2022*

Corrección costos de 1996 al 2022	
Equipo	Costo (USD)
Extractor-aceites	\$ 4 308
Extractor-polifenoles	\$ 33 246
Digestor-kraft	\$ 8 512

**Nota:**

### 4.3. Costeo de los insumos

Para el cálculo de los costos de insumos se tomó como referencia la página web “Merck-Industrial and Lab Chemicals” [107], en donde nos brindan el precio por Kilogramo (kg) para insumos sólidos y litros (L) para insumos líquidos.

**Tabla 57:**

*Costeo insumos*

Sustancia	Horas	Cantidad (Kg/año)	Cantidad (L/año)	Costos (USD)	Unidad del costo	Costo (USD)	Total (USD)
Hexano	720	42638,71	65117,14	\$ 13,78	Litro	\$ 897.169	
Etanol	1080	755822,70	927389,81	\$ 8,89	Litro	\$ 8.243.464	
Hidróxido de sodio	1440	7899,54	-	\$ 21,33	Kilogramo	\$ 168.523	\$ 9.437.605
Sulfuro de sodio	1440	4816,79	-	\$ 26,67	Kilogramo	\$ 128.447	

**Nota:** Costeo de los insumos requeridos para el proceso productivo, tanto sólidos como líquidos.



#### 4.4. Costeo de servicios de la planta

Para llevar a cabo el costeo de servicios de la planta, se calculan los servicios tanto de agua como de energía respectivamente. En la **tabla 58** se especifican los equipos en donde se utiliza agua y la cantidad que necesaria, calculando el valor total suponiendo un coste de 461,76 pesos (COP) por metro cubico (m<sup>3</sup>) [108], lo que equivale a 0,11 dólares (USD). Adicionalmente se tiene un cargo fijo al servicio por un valor de 5 559,84 COP [108], lo que equivale a 1,25 USD por lo que este valor se suma a la cantidad de agua total utilizada para un lote de producción de pasta de celulosa. En la **figura 25** se evidencia la imagen de las tarifas del agua para el municipio de Chinchiná en el departamento de Caldas.

**Figura 25:**  
*Tarifas del acueducto en el municipio del Chinchiná*

ACUEDUCTO			
ESTRATO	CARGO FIJO	VALOR M3	
		0 - 13	>14
ESTRATO 1 (BAJO-BAJO)	5.748,79	433,12	1.443,72
ESTRATO 2 (BAJO)	5.748,79	866,23	1.443,72
ESTRATO 3 (MEDIO-BAJO)	5.748,79	1.227,16	1.443,72
ESTRATO 4 (MEDIO) Y USO OFICIAL	5.748,79	1.443,72	1.443,72
ESTRATO 5 (MEDIO-ALTO) Y USO COMERCIAL	8.623,19	2.165,58	2.165,58
ESTRATO 6	5.748,79	1.443,72	1.443,72
USO INDUSTRIAL	8.623,19	1.876,84	1.876,84
ALCANTARILLADO			
ESTRATO	CARGO FIJO	VALOR M3	
		0 - 13	>14
ESTRATO 1 (BAJO-BAJO)	4.276,77	106,56	355,20
ESTRATO 2 (BAJO)	4.276,77	213,12	355,20
ESTRATO 3 (MEDIO-BAJO)	4.278,40	301,92	355,20
ESTRATO 4 (MEDIO) Y USO OFICIAL	4.280,03	355,20	355,20
ESTRATO 5 (MEDIO-ALTO) Y USO COMERCIAL	6.415,16	532,80	532,80
ESTRATO 6	4.276,77	355,20	355,20
USO INDUSTRIAL	5.559,80	461,76	461,76

**Nota:** Esta imagen fue recolectada de Empocalda S.A ESP “Presentación consejo municipal de Chinchiná”

**Tabla 58:**  
*Costos del servicio de agua*

Etapa	Horas de funcionamiento	Flujo de agua (Kg/año)	Flujo de agua (m <sup>3</sup> )	Costo de m <sup>3</sup> (UDS)	Total (USD)
<b>Extracción de polifenoles</b>	1080	317,4845	343,91	\$ 143	\$ 8.864
<b>Digestión</b>	1440	162,98	235,40	\$ 99	

**Nota:** En la tabla anterior es de suma importancia resaltar que no se tiene en cuenta el agua de lavado de ninguno de los equipos.

Por otro lado, en la **tabla 59** se especifican las etapas a las cuales se les debe suministrar energía y cuanta energía requieren, por lo que se supone un valor de 620 COP por kilovatio-hora (kW h) [109], lo que equivale a 0,15 USD, adicionalmente en la **Figura 26** se evidencia la tarifa para la suposición de dicho valor.

**Figura 26:**  
*Tarifas de energía del municipio de Chinchiná*

	Estrato 1	Estrato 2	Estrato 3	Estrato 4	Estrato 5	Estrato 6	Comercial	Industrial	Otros
<b>Consumo promedio kWh</b>	119	123	114	121	134	141	466	4 116	934
<b>Tarifa media COP/kWh</b>	300	362	542	609	723	716	709	620	580
<b>Factura promedio COP</b>	35 787	44 562	61 673	73 647	97 193	100 853	330 492	2 553 737	541 648

**Nota:** Esta imagen fue recolectada de Empocalda S.A ESP  
“Presentación consejo municipal de Chinchiná”

**Tabla 59:***Costos del servicio de energía*

<b>Etapas</b>	<b>Energía (Kj/h)</b>	<b>Horas de Funcionamiento</b>	<b>Energía (Kw)</b>	<b>Costo energía USD. (kwh)</b>	<b>Total (USD)</b>
<b>E aceites</b>	78039,14	720,00	21,69	\$ 2.153	\$ 2843
<b>Digestión</b>	3025,304751	1440,00	0,84	\$ 167	

**Nota:** Se evidencia los costos de energía para las etapas que así lo requieran.

## CONCLUSIONES

1. Se determinó la composición de los residuos SCG, en donde se logra evidenciar que los dos componentes más abundantes son la hemicelulosa (35.60%) y lignina (25.95%) los cuales son polímeros naturales, al igual que la celulosa, formados por diferentes carbohidratos; por otro lado, se encuentran en menor medida las proteínas (14.57%), seguido de la celulosa (12.28%), los aceites (8.46%) y finalizando con los polifenoles (3.03%). Cabe resaltar que, según la documentación consultada para el desarrollo de este trabajo, el componente de interés a aprovechar en este estudio, el cual es la celulosa, no es significativo comparándolo con los otros polisacáridos presentes en la estructura del material a aprovechar y con materias primas tradicionales utilizadas en la fabricación de pasta de celulosa (38-50%). Adicionalmente que tanto la naturaleza del cultivo como el procesamiento industrial del grano de café alteran la composición final del SCG. De igual forma La celulosa puede ser aplicada para la fabricación de papel, obtención de biopolímeros y ácidos orgánicos entre otras aplicaciones, por lo que es un material de alta aplicabilidad.
2. Se diseñó el proceso de obtención de una pasta de celulosa a partir del SCG basándose en la definición de una biorrefinería, la cual consiste en aprovechar la mayoría de los componentes de un residuo con el fin de brindarle un mayor valor agregado. Esto debido a que la cantidad de celulosa en el SCG no es tan significativa como la de los materiales convencionales para fabricar pasta de celulosa. Debido a las razones mencionadas anteriormente se diseñó una secuencia de equipos compuesta por secadores, extractores solido-liquido, lavadores, filtradores y digestores, se plantean 12 unidades de proceso que permiten la obtención de la pasta de celulosa SCG, así como corrientes de valor agregado, principalmente de aceites y polifenoles, para lograr aumentar la factibilidad del proceso productivo, para después pasar a la separación y purificación de la celulosa
3. Debido a la amplia cobertura del proyecto se decide costear los tres equipos principales junto con sus insumos, consumo de agua y energía para 1 año de producción. A partir del método utilizado se estima una inversión total de 9' 510 274 USD para lograr producir 2700 kg/año de aceites, 2074 kg/año de polifenoles y 3434 kg/año de celulosa, para un total de 8028 kg/año de productos.

## RECOMENDACIONES

- Se debe realizar una mejor caracterización de la materia prima a implementar en este estudio, con el fin de establecer de una manera más exacta la composición del SCG que entrara al proceso de extracción de la pasta de celulosa, ya que de esta forma se pueden mejorar los datos de las corrientes de valor agregado y así mismo diseñar más etapas para lograr aprovechar todos los componentes presentes en el SCG.
- Verificar los porcentajes de extracciones de los solventes implementados, hexano para la extracción de aceites y mezcla etanol agua para la extracción de los polifenoles, realizando estudios a escala laboratorio con el SCG a implementar en los procesos de extracción sólido-líquido.
- Realizar estudios a escala laboratorio con el objetivo de unificar las dos etapas de extracción mediante la implementación de un único solvente, el cual sería el etanol, ya que es uno de los solventes más eco-amigable y en la bibliografía consultada se utiliza y compara el rendimiento del etanol con otros solventes alternativos en la extracción de aceites y polifenoles por separado.
- Estudiar el comportamiento del SCG, a escala laboratorio, al aplicar la digestión Kraft como proceso para la separación de celulosa, con el objetivo de verificar el porcentaje de extracción variando el tiempo de retención del material, la temperatura de cocción, la presión del proceso, la relación licor blanco-SCG, y la concentración de hidróxido de sodio y sulfuro de sodio del licor blanco.
- Analizar el licor negro resultante de la digestión Kraft con el objetivo de establecer su composición, de esta forma se puede comprobar la lignina residual en la pasta de celulosa resultante y facilitar la recuperación del licor negro.
- Realizar los procesos de recuperación del hexano, el etanol y el licor negro, con el objetivo de disminuir los costos de insumos en las etapas y de igual manera reducir el impacto ambiental del proceso.
- Estudiar la posibilidad de realizar una integración energética del proceso con el objetivo de reducir los requerimientos energéticos mediante el aprovechamiento de las diferentes corrientes que salen a altas temperaturas, como en la digestión Kraft y el proceso de deslignificación, aprovechando su calor en etapas que requieran una menor temperatura de operación.

- Estudiar a escala laboratorio y escala piloto el comportamiento del SCG en los equipos de extracción solido-líquido y en los digestores Kraft, Tanto en funcionamiento batch como para operaciones continuas.
- Para mejorar el análisis de costos se debe tener en cuenta las siguientes recomendaciones: 1. Realizar el costeo de mano de obra para la planta. 2. Tener en cuenta los procesos de recuperación de solventes y licor negro junto con las corrientes de recirculación de las etapas de extracción, digestión kraft y deslignificación. Y 3. Rectificar la venta al por mayor de los insumos necesarios para el proceso productivo de pasta de celulosa.

## BIBLIOGRAFÍA

- [1] S. Aponte, “Modelo de aprovechamiento de borra de café - Biotec,” p. 40, 2017.
- [2] P. E. nuevo Siglo, “Gestión de residuos orgánicos, un desafío para Colombia,” *Ambiente y ciencia*, 2020. <https://www.elnuevosiglo.com.co/articulos/02-2020-gestion-de-residuos-organicos-un-desafio-para-colombia> (accessed Aug. 24, 2021).
- [3] A. Zabaniotou and P. Kamaterou, “Food waste valorization advocating Circular Bioeconomy - A critical review of potentialities and perspectives of spent coffee grounds biorefinery,” *J. Clean. Prod.*, vol. 211, p. 14, 2019, doi: 10.1016/j.jclepro.2018.11.230.
- [4] P. Penagos and A. Barrera, “Evaluación de borra de café como soporte en un catalizador de hierro para la remoción de fucsina básica mediante un proceso de oxidación catalítica por fase húmeda,” p. 137, 2019, [Online]. Available: <https://repository.uamerica.edu.co/bitstream/20.500.11839/7598/1/6141276-2019-2-IQ.pdf>.
- [5] M. Gutiérrez and D. Cerón, “Evaluación de la viabilidad del uso de la borra de café para la remoción de colorantes sintéticos en el agua,” p. 129, 2020, [Online]. Available: <http://repository.uamerica.edu.co/bitstream/20.500.11839/8117/1/6151477-2020-III-IQ.pdf>.
- [6] D. Murcia and A. Gonzáles, “Desarrollo de briquetas de borra de café y un aglomerante a diferentes composiciones porcentuales para ser utilizadas como combustible sólido alternativo,” p. 135, 2020, [Online]. Available: <http://repository.uamerica.edu.co/bitstream/20.500.11839/7783/1/6151497-2020-1-IQ.pdf>.
- [7] D. Gonzales and V. Martin, “Evaluación de la extracción de lípidos presentes en la borra de café utilizando un solvente alternativo,” no. 1, p. 118, 2020, [Online]. Available: <https://repository.uamerica.edu.co/bitstream/20.500.11839/8116/1/6152710-2020-III-IQ.pdf>.
- [8] F. N. de C. de Colombia, “CASO DE ÉXITO - BUENCAFÉ La borra: más que un desecho,” 2020. <https://federaciondefeferos.org/wp/sostenibilidad/eje-ambiental/> (accessed Aug. 24, 2021).
- [9] V. Aristizábal-Marulanda, Y. Chacón-Perez, and C. A. Cardona Alzate, *CHAPTER 3. The biorefinery concept for the industrial valorization of coffee processing by-products.*

- Elsevier Inc., 2017.
- [10] G. Dattatraya Saratale *et al.*, “A review on valorization of spent coffee grounds (SCG) towards biopolymers and biocatalysts production,” *Bioresour. Technol.*, vol. 314, no. April, p. 12, 2020, doi: 10.1016/j.biortech.2020.123800.
- [11] J. Rajesh Banu *et al.*, “Biorefinery of spent coffee grounds waste: Viable pathway towards circular bioeconomy,” *Bioresour. Technol.*, vol. 302, no. November 2019, p. 15, 2020, doi: 10.1016/j.biortech.2020.122821.
- [12] C. Oliveros, J. Sanz, C. Ramírez, and C. Tibaduiza, “ECOMILL ® Tecnología de bajo impacto ambiental para el lavado del café,” *Cenicafé*, p. 8, 2013, [Online]. Available: <https://biblioteca.cenicafe.org/bitstream/10778/500/1/Avt0432.pdf>.
- [13] M. A. Vargas Lazo, “Estudio de la producción de pellets a partir de borra de café,” *Univ. Nac. Colomb. Fac. Ing. Química*, p. 119, 2018, [Online]. Available: <https://repositorio.unal.edu.co/handle/unal/68833>.
- [14] J. Lombana Coy, J. Vega Jurado, E. Britton Acevedo, and S. Herrera Velásquez, *Análisis del sector biodiésel en Colombia y su cadena de suministro*. 2015.
- [15] N. Scarlat, J. F. Dallemand, and F. Fahl, “Biogas: Developments and perspectives in Europe,” *Renew. Energy*, vol. 129, pp. 457–472, 2018, doi: 10.1016/j.renene.2018.03.006.
- [16] Welfare And Coffee, “Cafe 2do producto mas comercializado en el mundo,” 2012. <http://welfareandcoffee.blogspot.com/2012/06/cafe-2do-producto-mas-comercializado-en.html#:~:text=4-,CAFÉ 2do PRODUCTO MÁS COMERCIALIZADO EN EL MUNDO,bebidas más consumidas del planeta> (accessed Sep. 16, 2021).
- [17] E. Figueroa, F. Pérez, and L. Godínez, *La producción y el consumo del café*. 2012.
- [18] A. Orus, “Ranking de los 10 principales países productores de café en 2020,” 2021. <https://es.statista.com/estadisticas/600243/ranking-de-los-principales-productores-de-cafe-a-nivel-mundial/> (accessed Sep. 15, 2021).
- [19] F. N. de C. de Colombia, “Producción de café de Colombia cerró el 2019 en 14,8 millones de sacos,” 2021. <https://federaciondefaeteros.org/wp/listado-noticias/produccion-de-cafe-de-colombia-cerro-el-2019-en-148-millones-de-sacos/> (accessed Sep. 16, 2021).
- [20] C. Duque and A. Correa, “Aplicacion de teoria de restricciones (TOC) en el proceso de produccion de cafe soluble en Colcafe S. A. S.,” p. 105, 2014, [Online]. Available: [https://repository.eia.edu.co/bitstream/handle/11190/2112/CorreaAlejandro\\_2014\\_Aplicac](https://repository.eia.edu.co/bitstream/handle/11190/2112/CorreaAlejandro_2014_Aplicac)



ionTeoriaRestricciones.pdf?sequence=1&isAllowed=y.

- [21] L. Guevara, “Luker venderá 150 toneladas al año de su café instantáneo Lukafe Sublime,” *Revista La Republica*, 2018. <https://www.larepublica.co/empresas/luker-vendera-150-toneladas-al-ano-de-su-cafe-instantaneo-lukafe-sublime-2755661> (accessed Oct. 02, 2021).
- [22] F. N. de C. de Colombia, “Buencafé alcanza ventas récord estimadas en 12.638 toneladas,” p. 2, 2018, [Online]. Available: <https://federaciondecafeteros.org/static/files/buencafeinformegerente.pdf>.
- [23] J. C. LAYTON, “Buencafé, montada en 13.500 toneladas/año,” 2020. <https://www.lapatria.com/economia/buencafe-montada-en-13500-toneladasano-462099> (accessed Sep. 16, 2021).
- [24] Buencafe, “Cafe liofilizado, mas amigable con el medio ambiente,” 2016. <https://www.buencafe.com/blog/cafe-liofilizado-mas-amigable-con-el-medio-ambiente/> (accessed Jun. 16, 2021).
- [25] V. P. Díaz, “Oma convierte los desechos de café en un tipo de hongo que es comestible,” 2014. <https://www.larepublica.co/responsabilidad-social/oma-convierte-los-desechos-de-cafe-en-un-tipo-de-hongo-que-es-comestible-2135711> (accessed Sep. 16, 2021).
- [26] STARBUCKS, “Starbucks promueve la reutilizacion de los posos del cafe en sus tiendas,” 2020. <https://www.residuosprofesional.com/starbucks-reutilizacion-posos-cafe/> (accessed Sep. 16, 2021).
- [27] Gestion, “Cadena de cafeterías Juan Valdez reciclará residuos de café,” 2014. <https://gestion.pe/tendencias/cadena-cafeterias-juan-valdez-reciclara-residuos-cafe-83337-noticia/> (accessed Sep. 16, 2021).
- [28] A. J. Adi and Z. M. Noor, “Waste recycling: Utilization of coffee grounds and kitchen waste in vermicomposting,” *Bioresour. Technol.*, vol. 100, no. 2, p. 4, 2009, doi: 10.1016/j.biortech.2008.07.024.
- [29] N. Martinez-Saez *et al.*, “Use of spent coffee grounds as food ingredient in bakery products,” *Food Chem.*, vol. 216, pp. 114–122, 2017, doi: 10.1016/j.foodchem.2016.07.173.
- [30] S. Obruca, P. Benesova, D. Kucera, S. Petrik, and I. Marova, “Biotechnological conversion of spent coffee grounds into polyhydroxyalkanoates and carotenoids,” *N. Biotechnol.*, vol. 32, no. 6, pp. 569–574, 2015, doi: 10.1016/j.nbt.2015.02.008.

- [31] G. Palareti *et al.*, “Biotechnological conversion of spent coffee grounds into lactic acid,” *Int. J. Lab. Hematol.*, vol. 38, no. 1, pp. 42–49, 2016, doi: 10.1111/ijlh.12426.
- [32] Mariana, M. Marwan, F. Mulana, Y. Yunardi, T. A. Ismail, and M. F. Hafdiansyah, “Activation and characterization of waste coffee grounds as bio-sorbent,” *IOP Conf. Ser. Mater. Sci. Eng.*, vol. 334, no. 1, p. 9, 2018, doi: 10.1088/1757-899X/334/1/012029.
- [33] L. K. Lagos Araujo, “Bioadsorción de cromo con borra de café en efluentes de una industria curtiembre local,” *Tesis PUCP*, p. 75, 2016, [Online]. Available: [http://tesis.pucp.edu.pe/repositorio/bitstream/handle/20.500.12404/6727/LAGOS\\_LESLY\\_BIOADSORCION\\_CROMO\\_CAFE\\_CURTIEMBRE.pdf?sequence=1](http://tesis.pucp.edu.pe/repositorio/bitstream/handle/20.500.12404/6727/LAGOS_LESLY_BIOADSORCION_CROMO_CAFE_CURTIEMBRE.pdf?sequence=1).
- [34] E. Romo, S. Estrada, P. Sainz, D. Perez, A. Camacho, and L. Morales, “1G01 Materioteca y Sustentabilidad- Desarrollo de nuevos materiales.,” *Inst. TECNOLÓGICO Y Estud. Super. Occident.*, p. 30, 2017, [Online]. Available: <https://rei.iteso.mx/bitstream/handle/11117/5215/Desarrollo+de+nuevos+materiales+.pdf?sequence=2>.
- [35] C. Campos, “Ahorro de energía en la industria del papel,” *Guía para implementación Sist. Integr. gestión energía\_UPME*, p. 28, 2011.
- [36] A. S. Tejedor, “Tecnología de la celulosa. La industria papelera,” *Química organica industrial*, 2011. <https://www.eii.uva.es/organica/qoi/tema-03.php> (accessed Oct. 17, 2021).
- [37] K. Teschke, “Industria del papel y de la pasta de papel,” *Encicl. salud y Segur. en el Trab.*, p. 22, 2009.
- [38] G. Mongkhonsiri, A. Anantpinijwatna, P. Charoensuppanimit, A. Arpornwichanop, R. Gani, and S. Assabumrungrat, “Novel biorefinery-Integrated-Kraft-pulping network for sustainable development,” *Chem. Eng. Process. - Process Intensif.*, vol. 163, no. March, p. 13, 2021, doi: 10.1016/j.cep.2021.108373.
- [39] K. Xia *et al.*, “Mass balance and elimination mechanism of polychlorinated dibenzo-p-dioxins and dibenzofurans (PCDD/Fs) during the kraft pulping process,” *J. Hazard. Mater.*, vol. 398, no. December 2019, p. 25, 2020, doi: 10.1016/j.jhazmat.2020.122819.
- [40] L. Hernández, “Evaluación de la toxicidad de efluentes de celulosa kraft expuestos a derrames de licor negro,” p. 101, 2015, [Online]. Available: <http://www.eula.cl/giba/wp-content/uploads/2017/09/tesis-laura-hernandez-2015.pdf>.

- [41] J. J. Locane, “I. Materiales Lignocelulosicos,” *Miradas locales en tiempos Glob.*, pp. 23–96, 2019, doi: 10.31819/9783954878840-003.
- [42] R. Ammara, L. Fradette, and J. Paris, “Equipment performance analysis of a Canadian Kraft mill. Part I: Development of new key performance indicators (KPI),” *Chem. Eng. Res. Des.*, vol. 115, p. 13, 2016, doi: 10.1016/j.cherd.2016.09.019.
- [43] C. Campos, “Ahorro de energia en la industria del papel,” *Guía para implementación Sist. Integr. gestión energía\_UPME*, p. 28, 2011, [Online]. Available: <http://www.si3ea.gov.co/Portals/0/Gie/Guia/Guia.pdf>.
- [44] M. Zambrano, “Diseño de un digestor para la obtención de pulpa celulósica para papel a partir de fibra abacá,” p. 122, 2017.
- [45] C. M. León and M. E. Fuentes, “Diseño de un proceso para la fabricación de papel reciclado ecológico a escala laboratorio usando peróxido de hidrógeno,” p. 115, 2012.
- [46] M. P. S. Santos, V. Manovic, and D. P. Hanak, “Black liquor gasification with calcium looping for carbon-negative pulp and paper industry,” *Int. J. Greenh. Gas Control*, vol. 110, no. June, p. 13, 2021, doi: 10.1016/j.ijggc.2021.103436.
- [47] C. Cao, Y. Xie, L. Mao, W. Wei, J. Shi, and H. Jin, “Hydrogen production from supercritical water gasification of soda black liquor with various metal oxides,” *Renew. Energy*, p. 9, 2020, doi: 10.1016/j.renene.2020.04.143.
- [48] Y. Jafri *et al.*, “Combining expansion in pulp capacity with production of sustainable biofuels – Techno-economic and greenhouse gas emissions assessment of drop-in fuels from black liquor part-streams,” *Appl. Energy*, p. 15, 2020, doi: 10.1016/j.apenergy.2020.115879.
- [49] M. Rana, T. Nshizirungu, and J. H. Park, “Synergistic effect of water-ethanol-formic acid for the depolymerization of industrial waste (black liquor) lignin to phenolic monomers,” *Biomass and Bioenergy*, p. 14, 2021, doi: 10.1016/j.biombioe.2021.106204.
- [50] Z. Jian *et al.*, “Black liquor increases methane production from excess pulp and paper industry sludge,” *Chemosphere*, p. 8, 2021, doi: 10.1016/j.chemosphere.2021.130665.
- [51] X. Liu *et al.*, “Pulping black liquor-based polymer hydrogel as water retention material and slow-release fertilizer,” *Ind. Crops Prod.*, p. 7, 2021, doi: 10.1016/j.indcrop.2021.113445.
- [52] H. Xu *et al.*, “Enhancing the anaerobic digestion of corn stover by chemical pretreatment with the black liquor from the paper industry,” *Bioresour. Technol.*, p. 7, 2020, doi:

- 10.1016/j.biortech.2020.123090.
- [53] Y. Suzuki *et al.*, “Lignin valorization through efficient microbial production of  $\beta$ -keto adipate from industrial black liquor,” *Bioresour. Technol.*, p. 6, doi: 10.1016/j.biortech.2021.125489.
- [54] D. M. Brown, A. M. Grunden, and J. J. Pawlak, “Statistical optimization of black liquor-containing media for growth and lactic acid production by *Paenibacillus gluconolyticus* SLM1,” *Bioresour. Technol. Reports*, p. 7, 2021, doi: 10.1016/j.biteb.2021.100629.
- [55] M. Guerrero Valenzuela, B. Hernandis Ortuño, and B. Agudo Vicente, “Estudio comparativo de las acciones a considerar en el proceso de diseño conceptual desde la ingeniería y el diseño de productos,” *Ingeniare*, vol. 22, no. 3, p. 10, 2014, doi: 10.4067/S0718-330520140003000010.
- [56] R. Seider, Warren; Lewin, Daniel; Seader, J; Widagdo, Soemantri; Gani, *Product and process design principles*, Fourth. New York, 2017.
- [57] J. Douglas, “Conceptual Design of Chemical Processes.” p. 309, 1988, [Online]. Available: <https://idoc.pub/documents/conceptual-design-of-chemical-processes-by-james-m-douglas-gen5m3zw254o>.
- [58] T. A. Escorcía, “El análisis bibliométrico como herramienta para el seguimiento de publicaciones científicas, tesis y trabajos de grado,” *Pontif. Univ. Javeriana*, p. 61, 2008, [Online]. Available: <https://repository.javeriana.edu.co/bitstream/handle/10554/8212/tesis209.pdf?sequence=1&isAllowed=y>.
- [59] M. A. C. Cuccurullo, “A brief introduction to bibliometrix,” *Elsevier*, 2017. .
- [60] G. Semaan, S. Shobana, S. Arvindnarayan, N. Bhatt, J. Dharmaraja, and G. Kumar, *CHAPTER 17. Food waste biorefinery. A case study for spent coffee grounds (SCGs) into bioactive compounds across the European Union*. Elsevier Inc., 2021.
- [61] J. McNutt and Q. (Sophia) He, “Spent coffee grounds: A review on current utilization,” *J. Ind. Eng. Chem.*, vol. 71, p. 11, 2019, doi: 10.1016/j.jiec.2018.11.054.
- [62] A. Kovalcik, S. Obruca, and I. Marova, “Valorization of spent coffee grounds: A review,” *Food Bioprod. Process.*, vol. 110, p. 16, 2018, doi: 10.1016/j.fbp.2018.05.002.
- [63] A. Burniol-Figols, K. Cenian, I. V. Skiadas, and H. N. Gavala, “Integration of chlorogenic acid recovery and bioethanol production from spent coffee grounds,” *Biochem. Eng. J.*, vol.

- 116, p. 11, 2016, doi: 10.1016/j.bej.2016.04.025.
- [64] A. F. Rojas, C. Flórez, and D. F. López, “Use prospects of some agroindustrial waste,” *Rev. Cuba. Química*, vol. 31, no. 1, pp. 31–51, 2018, [Online]. Available: <http://scielo.sld.cu/pdf/ind/v31n1/2224-5421-ind-31-01-31.pdf>.
- [65] Análisis Estadísticos and Servicio Rápido y Sencillo de Análisis de Datos, “Diagrama de Cajas y Bigotes (Box-plot),” p. 4, 2020, [Online]. Available: [https://80d1bc17-660e-4027-9ef2-694fccf021db.filesusr.com/ugd/238f3c\\_16ca8fb0a7394db395ad1bd30f3ccb8b.pdf](https://80d1bc17-660e-4027-9ef2-694fccf021db.filesusr.com/ugd/238f3c_16ca8fb0a7394db395ad1bd30f3ccb8b.pdf).
- [66] M. C. Musalan, “Evaluacion de la actividad coagulante de los polifenoles extraidos de residuos de Café( COFFEA ARABICA),” p. 100, 2019, [Online]. Available: <https://repository.uamerica.edu.co/bitstream/20.500.11839/7397/1/6141231-2019-1-IQ.pdf>.
- [67] A. Gutiérrez Villanueva, C. Guirola Céspedes, A. C. de Armas Martínez, Y. Albornos Carvajal, and G. Villanueva Ramos, “Valorización De La Lignina En El Concepto De Biorrefinería (I),” *Cent. Azúcar*, vol. 47, no. 4, p. 11, 2020, [Online]. Available: [http://scielo.sld.cu/scielo.php?pid=S2223-48612020000300095&script=sci\\_arttext&tlng=pt](http://scielo.sld.cu/scielo.php?pid=S2223-48612020000300095&script=sci_arttext&tlng=pt).
- [68] S. O. Vera and M. T. Quiroz, “DISEÑO DE PLANTA PILOTO PARA LA EXTRACCIÓN DE COMPUESTOS FENÓLICOS A PARTIR DE RESIDUOS DE CAFÉ USANDO CO<sub>2</sub> COMO FLUIDO SUPERCRÍTICO,” *Univerdad Nac. del Callao*, p. 101, 2021, [Online]. Available: <http://hdl.handle.net/20.500.12952/5053>.
- [69] S. Tanpichai, A. Boonmahitthisud, N. Soykeabkaew, and L. Ongthip, “Review of the recent developments in all-cellulose nanocomposites: Properties and applications,” *Carbohydr. Polym.*, p. 22, 2022, doi: 10.1016/j.carbpol.2022.119192.
- [70] H. Goldinger, D. Schieder, H. Kübler, S. Saad, J. Kube, and V. Sieber, “A novel approach to study cellulose digestion kinetics in biogas fermentation applying feed-stop method and artificial medium to investigate effects of saccharides,” *Bioresour. Technol. Reports*, p. 10, 2021, doi: 10.1016/j.biteb.2021.100757.
- [71] W. Deng, Q. Zhang, and Y. Wang, “Catalytic transformations of cellulose and cellulose-derived carbohydrates into organic acids,” *Catal. Today*, p. 11, 2014, doi: 10.1016/j.cattod.2013.12.041.
- [72] J. A. García, M. B. Roncero, and T. Vidal, “Capítulo III: Blanqueo de pastas.,” *Panor. la*

- Ind. Celul. y Pap. en Iberoamérica*, p. 48, 2008, [Online]. Available: [www.riadicyp.org.ar](http://www.riadicyp.org.ar).
- [73] CYTsoft, “Cuadro psicrométrico 2.2 de CYTSoft,” 2021. <http://www.cytsoft.com/> (accessed Oct. 28, 2021).
- [74] V. Quilca, “Secador de bandejas para hierbas aromáticas dedicado a la microindustria,” p. 174, 2016, [Online]. Available: [http://repositorio.utn.edu.ec/bitstream/123456789/1051/1/04 IT 101 tesis 4.pdf](http://repositorio.utn.edu.ec/bitstream/123456789/1051/1/04%20IT%20101%20tesis%204.pdf).
- [75] L. R. Ruiz, “Diseño de un secador de bandejas para la deshidratación de plátano en la Parroquia Veracruz del Cantón Pastaza,” *Esc. Super. Politec. Chimborazo*, p. 113, 2016, [Online]. Available: <http://dspace.esPOCH.edu.ec/handle/123456789/5677>.
- [76] M. del S. García, “Diseño de un secador de bandejas para el secado de maíz, quinua y amaranto en la Hacienda San Jorge,” *Fac. Ciencias*, p. 144, 2013, [Online]. Available: <http://dspace.esPOCH.edu.ec/bitstream/123456789/4850/3/96T00332.PDF>.
- [77] D. Encalada, *DISEÑO DE UN EQUIPO PARA EXTRAER LOS ACEITES GRASOS DE SACHA INCHI (PLUKENETIA VOLÚBILIS) DEL ECOTIPO DE NAPO, A NIVEL DE LABORATORIO TRABAJO*. 2015.
- [78] U. de Granada, “Extracción Sólido-Líquido Y Recuperación Del Disolvente: Obtención De Aceite De Girasol,” *Prácticas docentes en la Fac. Ciencias*, pp. 1–8, 2005, [Online]. Available: <http://fciencias.ugr.es/practicasdcentes/wp-content/uploads/guiones/ExtraccionSolidoLiquido.pdf>.
- [79] M. C. N. D. M. AMBIENTE–REGION, “GUIA PARA EL CONTROL Y PREVENCION DE LA CONTAMINACION INDUSTRIAL-RECUPERACIÓN DE SOLVENTES,” pp. 1–79, 1999, [Online]. Available: <http://fciencias.ugr.es/practicasdcentes/wp-content/uploads/guiones/ExtraccionSolidoLiquido.pdf>.
- [80] Z. Al-Hamamre, S. Foerster, F. Hartmann, M. Kröger, and M. Kaltschmitt, “Oil extracted from spent coffee grounds as a renewable source for fatty acid methyl ester manufacturing,” p. 7, 2012, doi: 10.1016/j.fuel.2012.01.023.
- [81] I. Efthymiopoulos *et al.*, “Influence of solvent selection and extraction temperature on yield and composition of lipids extracted from spent coffee grounds,” *Ind. Crops Prod.*, vol. 119, p. 8, 2018, doi: 10.1016/j.indcrop.2018.04.008.
- [82] M. J. Usaquén and M. A. Zafra, “Evaluación del proceso de obtención de aceite esencial de semilla de mango a nivel laboratorio,” p. 117, 2018, [Online]. Available:

- <https://doi.org/10.1016/j.gecco.2019.e00539><https://doi.org/10.1016/j.foreco.2018.06.029>[http://www.cpsg.org/sites/cbsg.org/files/documents/Sunda Pangolin National Conservation Strategy and Action Plan %28LoRes%29.pdf](http://www.cpsg.org/sites/cbsg.org/files/documents/Sunda_Pangolin_National_Conservation_Strategy_and_Action_Plan%28LoRes%29.pdf)<https://doi.org/10.1016/j.forec>.
- [83] D. Chacua and M. A. Rodríguez, “Evaluación de los polifenoles extraídos a partir de residuos de *Coffea arabica*, para la producción de un coagulante natural,” p. 91, 2018, [Online]. Available: <https://doi.org/10.1016/j.gecco.2019.e00539><https://doi.org/10.1016/j.foreco.2018.06.029>[http://www.cpsg.org/sites/cbsg.org/files/documents/Sunda Pangolin National Conservation Strategy and Action Plan %28LoRes%29.pdf](http://www.cpsg.org/sites/cbsg.org/files/documents/Sunda_Pangolin_National_Conservation_Strategy_and_Action_Plan%28LoRes%29.pdf)<https://doi.org/10.1016/j.forec>.
- [84] A. Zuorro and R. Lavecchia, “Spent coffee grounds as a valuable source of phenolic compounds and bioenergy,” *J. Clean. Prod.*, p. 8, 2012, doi: 10.1016/j.jclepro.2011.12.003.
- [85] P. Garbbelotto, “Solventes industriales: Selección, formulación y aplicación,” *Blucher*, p. 359, 2010, [Online]. Available: [https://issuu.com/editorablucher/docs/solventes\\_industriales\\_9788521204787](https://issuu.com/editorablucher/docs/solventes_industriales_9788521204787).
- [86] J. Recasens, “Procesos de separación de biotecnología industrial,” 2018, [Online]. Available: <https://cutt.ly/jL35Tkp>.
- [87] C. A. Solís, C. A. Vélez, and J. S. Ramírez-Navas, “Tecnología de membrana: Ultrafiltración,” *Entre Cienc. e Ing.*, p. 11, 2017, [Online]. Available: <http://fciencias.ugr.es/practicadocentes/wp-content/uploads/guiones/ExtraccionSolidoLiquido.pdf>.
- [88] Universidad Nacional José Faustino Sánchez Carrión, “Hornos metalurgicos (Ingeniería de la metalurgia),” *StuDocu.com*, 2018. <https://www.studocu.com/pe/document/universidad-nacional-jose-faustino-sanchez-carrion/hornos-metalurgicos/hornos-rotativos-nota-65/5531609> (accessed Jun. 05, 2022).
- [89] NanoPDF.com, “Hornos Industriales,” 2018. [https://nanopdf.com/download/hornos-industriales\\_pdf](https://nanopdf.com/download/hornos-industriales_pdf) (accessed Jun. 05, 2022).
- [90] C. Vega, “Extracción de fibra corta de alfa-celulosa a partir de la borra de café,” p. 55, 2004, [Online]. Available: <https://repositorio.uniandes.edu.co/bitstream/handle/1992/20927/u246058.pdf?sequence=>

- 1.
- [91] A. Ortiz, “Tratamiento Por Acidificación Controlada Del Licor Negro Derivado Del Bagazo De Caña Para La Recuperación De Lignina Y La,” p. 87, 2009, [Online]. Available: <http://fciencias.ugr.es/practicasdcentes/wp-content/uploads/guiones/ExtraccionSolidoLiquido.pdf>.
- [92] N. El Mansouri, *Despolimerización de lignina para su aprovechamiento en adhesivos para producir tableros de partículas*. 2006.
- [93] M. Barberi, “Aplicaciones y derivados de celulosa,” *Blogspot.com*, 2010. [http://derivadoscelulosa.blogspot.com/search/label/Mateo Barberi](http://derivadoscelulosa.blogspot.com/search/label/Mateo%20Barberi) (accessed Oct. 17, 2021).
- [94] D. Lachenal, G. Mortha, R. M. Sevillano, and M. Zaroubine, “Isolation of residual lignin from softwood kraft pulp. Advantages of the acetic acid acidolysis method,” *Comptes Rendus - Biol.*, p. 6, 2004, doi: 10.1016/j.crv.2004.09.002.
- [95] B. Metzner and J. Heriberto, “Ensayos de filtraciones con filtro rotativo y filtro prensa,” p. 180, 1961, [Online]. Available: <https://www.aguamarket.com/productos/productos.asp?producto=26017>.
- [96] LINK INDUSTRIAL MIXING TECHNOLOGY, “Filtros Nucha Especializados en filtros nucha agitados.” <https://linkindustrial.es/equipos/filtros-nucha/>.
- [97] C. L. Yaws, “Chemical Properties Handbook - C.L. Yaws, 1996.” pp. 1–772, 1999.
- [98] K. L. Sandoval and E. Wuiza, “Diseño teórico de un biodigestor para la producción de biogás partiendo de la gallinaza producida en la finca ‘La Victoria’ ubicada en la vereda los ejidos en Vélez Santander,” p. 81, 2021, [Online]. Available: <http://repository.uamerica.edu.co/bitstream/20.500.11839/8663/1/6162012-2021-2-IQ.pdf>.
- [99] M. A. Heras, “Diseño de Tanque de Agitación,” *Fund. Univ. Las Américas Puebla*, p. 6, 2004.
- [100] J. S. Ibarra, “Un Tanque Agitador Vertical Para La Mezcla De Biofertilizante,” p. 82, 2020, [Online]. Available: [http://repositorio.uan.edu.co/bitstream/123456789/2534/1/2020\\_JuanSebastianRozolIbarra](http://repositorio.uan.edu.co/bitstream/123456789/2534/1/2020_JuanSebastianRozolIbarra).
- [101] M. E. Durán García and R. A. Ruiz Navas, “Diseño de equipos de contacto sólido-líquido a elevadas presiones en el procesamiento de la biomasa.,” *Cienc. y Tecnol.*, p. 16, 2015, doi: 10.18682/cyt.v1i15.310.



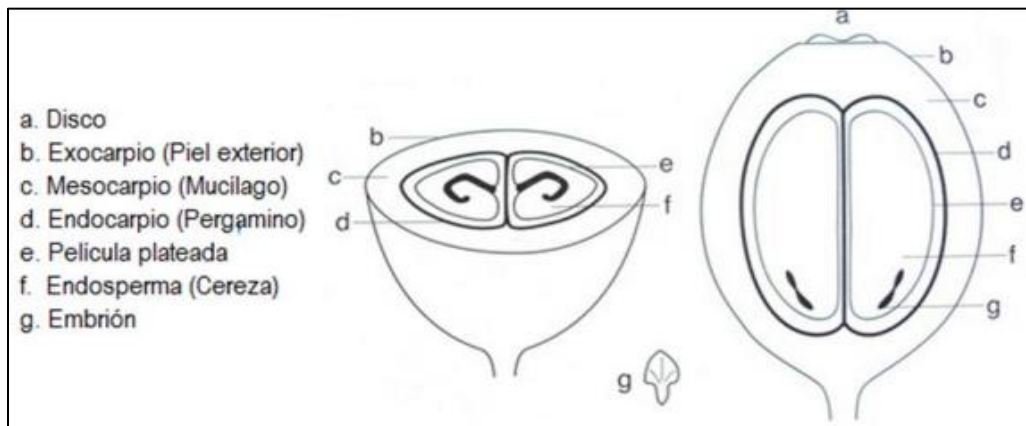
- [102] J. S. Page, *Conceptual cost estimating manual*. Elsevier, 1996.
- [103] “CHEMICAL ENGINEERING-Essential for the CPI professional.” <https://www.chemengonline.com> (accessed Jun. 05, 2022).
- [104] W. M. Vataavuk, “Updating the CE Plant Cost Index,” *Chem. Eng.*, no. January, p. 9, 2002, [Online]. Available: [https://www.chemengonline.com/Assets/File/CEPCI\\_2002.pdf](https://www.chemengonline.com/Assets/File/CEPCI_2002.pdf).
- [105] C. Maxwell, “Are you faced with estimating capital and operating costs?,” *Towering skills*, 2020. <https://www.toweringskills.com/financial-analysis/cost-indices/#chemical-engineering-plant-cost-index-cepci> (accessed Jun. 05, 2022).
- [106] J. Márquez and E. López, “Estimado del costo de inversión,” p. 44, 1999, doi: 10.26439/ing.ind1999.n023.520.
- [107] “Merck-Industrial and Lab Chemicals.” <https://cutt.ly/2JJkiap> (accessed Jun. 05, 2022).
- [108] Empocaldas S.A E.S.P, “Presentación concejo municipal de chinchiná,” p. 40, 2020, [Online]. Available: <https://www.empocaldas.com.co/doctransparencia/7/1/CONCEJO MUNICIPAL CHINCHINÁ. MES AGOSTO.pdf>.
- [109] CHEC - Grupo epm, “Tarifas y Precios - Informe de sostenibilidad 2021,” p. 22, 2021, [Online]. Available: <https://www.empocaldas.com.co/doctransparencia/7/1/CONCEJO MUNICIPAL CHINCHINÁ. MES AGOSTO.pdf>.
- [110] L. F. Ballesteros, M. A. Cerqueira, J. A. Teixeira, and S. I. Mussatto, “Production and physicochemical properties of carboxymethyl cellulose films enriched with spent coffee grounds polysaccharides,” *Int. J. Biol. Macromol.*, vol. 106, pp. 647–655, 2018, doi: 10.1016/j.ijbiomac.2017.08.060.
- [111] S. Zhang, J. Yang, S. Wang, H. P. V. Rupasinghe, and Q. (Sophia) He, “Experimental exploration of processes for deriving multiple products from spent coffee grounds,” *Food Bioprod. Process.*, vol. 128, p. 9, 2021, doi: 10.1016/j.fbp.2021.04.012.
- [112] S. Deb Dutta, D. K. Patel, K. Ganguly, and K. T. Lim, “Isolation and characterization of cellulose nanocrystals from coffee grounds for tissue engineering,” *Mater. Lett.*, vol. 287, p. 4, 2021, doi: 10.1016/j.matlet.2021.129311.
- [113] M. J. P. A. Batista, A. F. Ávila, A. S. Franca, and L. S. Oliveira, “Polysaccharide-rich fraction of spent coffee grounds as promising biomaterial for films fabrication,” *Carbohydr. Polym.*, vol. 233, no. November 2019, p. 10, 2020, doi: 10.1016/j.carbpol.2020.115851.
- [114] C. P. Passos, A. Rudnitskaya, J. M. M. G. C. Neves, G. R. Lopes, D. V. Evtugin, and M.

- A. Coimbra, “Structural features of spent coffee grounds water-soluble polysaccharides: Towards tailor-made microwave assisted extractions,” *Carbohydr. Polym.*, vol. 214, p. 9, 2019, doi: 10.1016/j.carbpol.2019.02.094.
- [115] C. P. Passos and M. A. Coimbra, “Microwave superheated water extraction of polysaccharides from spent coffee grounds,” *Carbohydr. Polym.*, vol. 94, p. 8, 2013, doi: 10.1016/j.carbpol.2013.01.088.
- [116] A. Tilahun, Y. J. Cho, and B. S. Chun, “Effect of pretreatments on isolation of bioactive polysaccharides from spent coffee grounds using subcritical water,” *Int. J. Biol. Macromol.*, vol. 109, pp. 711–719, 2018, doi: 10.1016/j.ijbiomac.2017.12.120.
- [117] ROTH, “Ficha de datos de seguridad Acetona,” *Roth*, p. 21, 2021, [Online]. Available: [https://www.carlroth.com/downloads/sdb/es/0/SDB\\_0183\\_ES\\_ES.pdf](https://www.carlroth.com/downloads/sdb/es/0/SDB_0183_ES_ES.pdf).
- [118] ROTH, “Ficha de datos de seguridad N-Pentano,” *Roth*, p. 18, 2020, [Online]. Available: [https://www.carlroth.com/downloads/sdb/es/0/SDB\\_0183\\_ES\\_ES.pdf](https://www.carlroth.com/downloads/sdb/es/0/SDB_0183_ES_ES.pdf).
- [119] ROTH, “Ficha de datos de seguridad Hexano,” *Roth*, p. 18, 2020, [Online]. Available: [https://www.carlroth.com/downloads/sdb/es/0/SDB\\_0183\\_ES\\_ES.pdf](https://www.carlroth.com/downloads/sdb/es/0/SDB_0183_ES_ES.pdf).
- [120] ROTH, “Ficha de datos de seguridad Triclorometano-Cloroformo,” *Roth*, p. 15, 2017, [Online]. Available: [https://www.carlroth.com/downloads/sdb/es/0/SDB\\_0183\\_ES\\_ES.pdf](https://www.carlroth.com/downloads/sdb/es/0/SDB_0183_ES_ES.pdf).
- [121] ROTH, “Ficha de datos de seguridad Tolueno,” *Roth*, p. 22, 2021, [Online]. Available: [https://www.carlroth.com/downloads/sdb/es/0/SDB\\_0183\\_ES\\_ES.pdf](https://www.carlroth.com/downloads/sdb/es/0/SDB_0183_ES_ES.pdf).
- [122] ROTH, “Ficha de datos de seguridad Octano,” *Roth*, p. 13, 2015, [Online]. Available: [https://www.carlroth.com/downloads/sdb/es/0/SDB\\_0183\\_ES\\_ES.pdf](https://www.carlroth.com/downloads/sdb/es/0/SDB_0183_ES_ES.pdf).
- [123] ROTH, “Ficha de datos de seguridad Isopropanol,” *Roth*, p. 21, 2021, [Online]. Available: [https://www.carlroth.com/downloads/sdb/es/0/SDB\\_0183\\_ES\\_ES.pdf](https://www.carlroth.com/downloads/sdb/es/0/SDB_0183_ES_ES.pdf).
- [124] ROTH, “Ficha de datos de seguridad Etanol,” *Roth*, p. 18, 2021, [Online]. Available: [https://www.carlroth.com/downloads/sdb/es/0/SDB\\_0183\\_ES\\_ES.pdf](https://www.carlroth.com/downloads/sdb/es/0/SDB_0183_ES_ES.pdf).
- [125] Y. Arroyo, M. Carrasco, A. Bueno, R. Cardeña, and C. Luízar, “OBTENCIÓN Y CARACTERIZACIÓN FÍSICOQUÍMICA Y FUNCIONAL DE LAS FIBRAS DIETÉTICAS DEL NÍSPERO COMÚN (*Mespilus germanica*),” p. 13, 2008, [Online]. Available: <http://www.scielo.org.pe/pdf/rsqp/v74n4/a07v74n4>.
- [126] A. Lira and A. B. Guevara, “Medición De La Capacidad Calorífica De Los Cuerpos Y Su

- Relación Con La Inercia Térmica,” *Fac. Archit. Univ. Nac. Autónoma México*, p. 10, 2017, [Online]. Available: [http://leias.fa.unam.mx/wp-content/uploads/2018/07/180515\\_Practica12\\_LES.pdf](http://leias.fa.unam.mx/wp-content/uploads/2018/07/180515_Practica12_LES.pdf).
- [127] N. S. Caetano, V. F. M. Silvaa, and T. M. Mata, “Valorization of coffee grounds for biodiesel production,” *Chem. Eng. Trans.*, p. 6, 2012, doi: 10.3303/CET1226045.
- [128] H. Sosa, “Determinación de contenido energético de algunos antioxidantes encontrados en el grano de café,” *J. Geotech. Geoenvironmental Eng. ASCE*, p. 66, 2015, [Online]. Available: <https://repositorioinstitucional.buap.mx/handle/20.500.12371/12515>.
- [129] D. Tapia, “Propiedades del licor negro bajo la influencia de la carga y formulación de antraquinona en pulpaje kraft,” p. 40, 2005, [Online]. Available: <http://cybertesis.uach.cl/tesis/uach/2005/fift172p/doc/fift172p.pdf>.

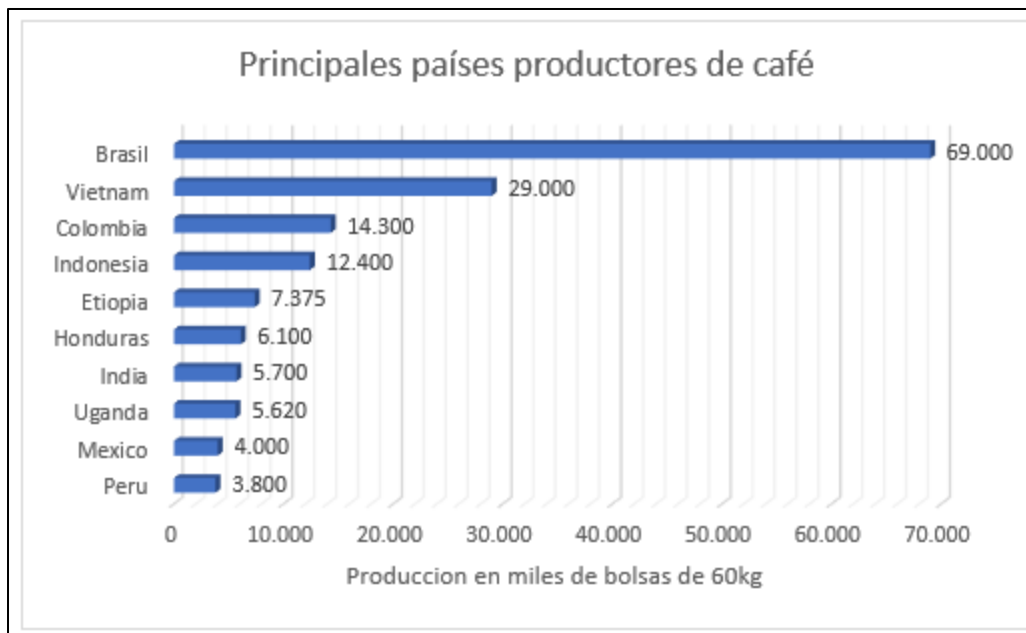
## ANEXOS

### ANEXO 1: Partes del grano de café (cereza)



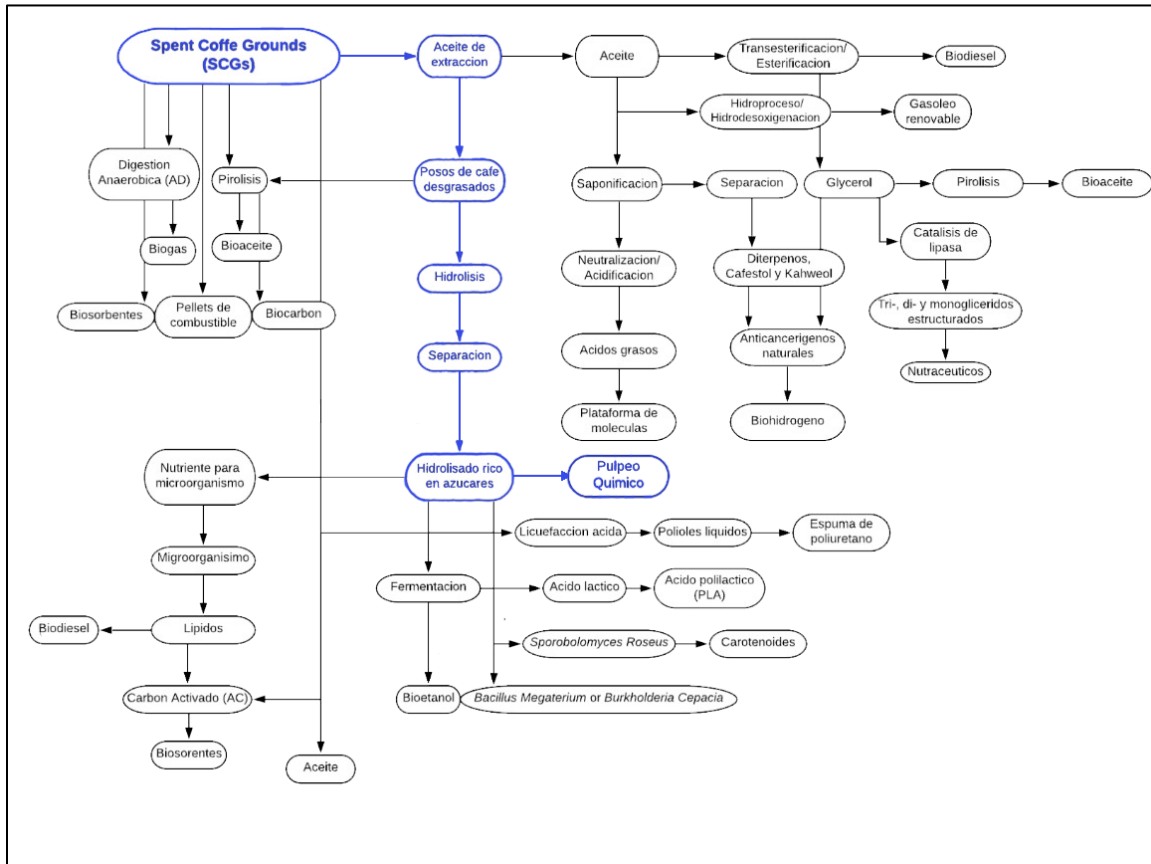
**Nota:** La figura anterior muestra la sección transversal y longitudinal de un grano de café, permitiendo reconocer las partes que componen la cereza. Tomado de: M. A. Vargas Lazo, “Estudio de la producción de pellets a partir de borra de café. Disponible en: <https://repositorio.unal.edu.co/bitstream/handle/unal/68833/Tesis%20de%20maestr%C3%ada.pdf?sequence=1&isAllowed=y>

**ANEXO 2:** Principales países productores de café



**Nota:** El diagrama de barras enuncia los países líderes en la producción de café, ya sea del tipo Robusta o del tipo Arábica. Tomado de: A. Orus, “Ranking de los 10 principales países productores de café en 2020,” 2021 [En línea]. Disponible en: <https://n9.cl/6dwqb>

**ANEXO 3: Superestructura de biorrefinería para residuos SCG**



**Nota:** Este esquema muestra los diferentes procesos a los cuales se pueden someter los residuos SCG con el fin de lograr darles un valor agregado. Tomado de: G. Dattatraya, R. Bhosale, S. Shobana et al, “A review on valorization of spent coffee grounds (SCG) toward biopolymers and biocatalyst production”, 2020, disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2020.123800>

**ANEXO 4: Métodos de extracción de celulosa de residuos SCG a nivel laboratorio**

<b>Título</b>	<b>Descripción</b>	<b>Referencia</b>
<b>Production and physico chemical properties of carboxymethyl cellulose films enriched with spent coffee grounds polysaccharides</b>	En este documento se busca desarrollar películas a base de CMC (carboximetilcelulosa) enriquecidas con un extracto de SCG rico en polisacáridos, utilizando dos métodos de extracción. El primero fue un pretratamiento con álcali (PA) en el cual se utiliza NaOH y NaBH <sub>4</sub> a 25 °C durante una noche. El otro método usado fue la auto hidrólisis (PB), en donde se usó 15 mL agua durante 10 min a una temperatura de 160 °C. la composición de azúcares y compuestos fenólicos se determinó por HPLC y el método de Folin-Ciocalteu, respectivamente. El contenido total de polisacáridos por PA (39% p/p) fue mayor que por PB (29% p/p); pero ambos extractos contenían galactosa, manosa, arabinosa y glucosa, en estructuras de galactomanosa, arabinogalactano y celulosa.	[110]
<b>Experimental exploration of processes for deriving multiple products from spent coffee grounds</b>	En este documento se realizó la extracción de polifenoles y polisacáridos de alto valor mediante el uso de agua destilada con ayuda de ultrasonidos, en donde se realizaron 3 corridas variando 4 variables específicas, las cuales son la relación solida: agua (1:10, 1:20 y 1:30), la potencia, en watts, del ultrasonido aplicado (156 W, 195W y 234W), el tiempo de	[111]

	<p>extracción en minutos (15, 22.5 y 30) y por último la temperatura de extracción en Celsius (55, 65 y 75). Se estableció que las condiciones óptimas de extracción son una relación solida: agua de 1:23, con una potencia de ultrasonido de 213W, un tiempo de extracción de 30 min a una temperatura de 68 °C para lograr un rendimiento de polifenoles del 1,0 % en peso (10 mg de ácido gálico equivalente/g SCG) y el de polisacáridos fue del 1,1 % en peso (11 mg de glucosa equivalente/g SCG).</p>	
<p><b>Isolation and characterization of cellulose nanocrystals from coffee grounds for tissue engineering</b></p>	<p>En este estudio se pulverizo el SCG utilizando una trituradora eléctrica para luego ser secado en un horno a 60 °C, posteriormente se trataron con KOH al 3% (p/v) a una temperatura de 90 °C por 2 horas con agitación continua para eliminar componentes no celulósicos. Después la muestra fue lavada con agua destilada y luego se neutralizo con HCl al 10% (v/v). Esta muestra se secó a 50 °C durante 48 h. Posteriormente la hemicelulosa se eliminó tratando el material con una solución de NaOH al 17% (p/v) y CH<sub>3</sub>COOH al 10% (v/v) durante 50 min con agitación continua. Después, el material se filtró y se lavó con agua destilada para obtener celulosa pura.</p>	<p>[112]</p>



<p><b>Polysaccharide-rich fraction of spent coffee grounds as promising biomaterial for films fabrication</b></p>	<p>En este documento se busca extraer una fracción rica en polisacáridos de SCG para la fabricación de películas. Inicialmente se añadió a gotas una solución de NaOH al 40 % (m/v) en una suspensión de SCG en <math>H_2O_2</math> (1:5 p/v) hasta que el pH de la solución alcanzó un valor aproximado de 11,5. Dicha suspensión se agitó por 18 h a 120 rpm para después ser neutralizada con <math>CH_3COOH</math> al 10 % (v/v) y la porción insoluble se separó por filtración. Posteriormente se secaron a 55 °C durante 16 h y finalmente los polvos fueron tratados con una solución de <math>H_2O_2</math> con el fin de eliminar lignina y proteínas.</p>	<p>[113]</p>
<p><b>Structural features of spent coffee grounds water-soluble polysaccharides : Towards tailor-made microwave assisted extractions</b></p>	<p>En este estudio se seca el SCG en el horno a 105 °C durante 8 horas, posteriormente se utiliza un microondas el cual aplica una potencia máxima de salida de 1 000W en dos reactores de alta presión, los cuales tienen una capacidad de 100 mL; Las muestras de SCG secas se suspendieron en agua en una proporción 1:10 g/mL para un volumen total de 70 mL por reactor. Después se sometió a la mezcla a una centrifugación a 150 00 rpm durante 20 min a 4 °C y luego el sobrenadante se filtró, se congeló y se liofilizó.</p>	<p>[114]</p>
	<p>En este documento se realizó la extracción de polisacáridos de residuos SCG mediante agua sobrecalentada por</p>	<p>[115]</p>

<p><b>Microwave superheated water extraction of polysaccharides from spent coffee grounds</b></p>	<p>microondas. La irradiación se realizó con una potencia máxima de 1 kW, utilizando un reactor de alta presión de 100 mL con agitación constante. Luego se recuperaron los polisacáridos mediante una precipitación con etanol. En donde cada extracto obtenido del microondas se disolvió en una baja cantidad de agua, se agito por 10 min a temperatura ambiente y luego se le adiciono etanol absoluto hasta alcanzar una solución del 75% etanol (v/v). Luego la mezcla se centrifugo a 150 rpm por 10 min a 4 °C</p>	
<p><b>Effect of pretreatments on isolation of bioactive polysaccharides from spent coffee grounds using subcritical water</b></p>	<p>En este documento se realiza una comparación para extraer polisacáridos mediante agua subcrítica, pero realizando 3 pretratamientos diferentes. Inicialmente el SCG se secó en el horno a 104,5°C durante 4 horas, y a continuación se desgrasó utilizando dióxido de carbono supercrítico (Sc-CO<sub>2</sub>) a 250 bares y 45°C. Posteriormente se mezcló el SCG con agua desionizada y se realizaron 3 diferentes pretratamientos, el primero con ultrasonido, sometiendo la mezcla a diferentes amplitudes sónicas en diferentes tiempos. El segundo con microondas en un horno durante 5 minutos a 800W y el tercero con Sc-CO<sub>2</sub> (dióxido de carbono super critico supercrítico) en donde se coloca la mezcla en un recipiente de alta presión y se bombea ScCO<sub>2</sub> hasta alcanzar</p>	<p>[116]</p>

---

200 bares manteniendo la temperatura a 40 °C por 1 h y agitación constante. Luego se realizó la extracción con agua subcrítica y se recuperó los polisacáridos mezclándolos con etanol durante una noche, luego se centrifugo la mezcla, se hidrato con agua destilada y se agito, luego centrifugar y liofilizar el sobrenadante.

---

**ANEXO 5: Métodos de extracción de celulosa a nivel industrial**

<b>Proceso</b>	<b>Tipo de pasta</b>	<b>Procedimiento</b>	<b>Rendimiento (%)</b>
<b>Mecánico</b>	Mecánica	Esfuerzos mecánicos de compresión y cizalla directamente al material	93-98
	Termo mecánica	Esfuerzos mecánicos calor adicional (Vapor), para debilitar la unión entre fibras	91-95
	Termo química	Esfuerzos mecánicos calor adicional (Vapor) y agentes químicos, para debilitar la unión entre fibras	65-90
<b>Semiquímico</b>	Sulfito neutro (NSSC)	Pretratamiento con sulfito y bicarbonato sódico, posteriormente se somete a esfuerzos mecánicos	65-90
<b>Químico</b>	Kraft o al sulfato	Mezcla de sulfuro e hidróxidos sódicos para degradar la lignina	40-55
	Sulfito	Mezcla de diferentes bases con sulfito sódico para degradar la lignina	45-60
	Alcalina (A la sosa)	Degradación de la lignina por medio de hidróxido sódico	45-55

**Nota:** Esta tabla expone los métodos utilizados a escala industrial, con sus respectivos porcentajes, para la extracción de celulosa y disposición de una pasta de celulosa para la producción de papel. Tomado de: Pasta y papel. Disponible en: [http://www.clustermadeira.com/pdf/5\\_pasta\\_papel.pdf](http://www.clustermadeira.com/pdf/5_pasta_papel.pdf)

**ANEXO 6: Materias Primas del proceso Kraft (base húmeda)**

Materia prima	Porcentaje de composición (%)			Referencia	
	Celulosa	Hemicelulosa	Lignina		
<b>Maderas blandas</b>	38-46	23-31	22-34	[37]	
<b>Maderas duras</b>	38-49	20-40	16-30		
<b>Paja</b>	28-42	23-38	12-21		
<b>Bambú</b>	26-43	15-26	20-23		
<b>Algodón</b>	40-85	-	-		
<i>Eucalyptus globulus</i>	43-50	25	25-31	[40]	
<i>Pinus radiata</i>	42-46	35	17-26		
<b>Hierba elefante</b>	22	23.9	24	[41]	
<b>Fibras de tallo</b>	44.75	22.8	20		
<b>Fibras de pajas</b>	Arroz	28-36	12-16		23-28
	Trigo	29-35	16-21		16-23
	Avena	31-37	16-19		27-38
	Centeno	33-35	16-19		27-30
<b>Fibras de caña</b>	Azúcar	32-44	19-24		27-32
	Bambú	26-43	21-31		15-26
<b>Fibras de hierbas</b>	Esparto	33-38	17-19		27-32
<b>Fibras peroliberianas</b>	Lino	43-47	21-23		24-26
	Kenaf	31-39	15-19		22-23
	Yute	45-53	21-26		18-21
<b>Fibras de granos</b>	Lintes de algodón	80-85	-		1-3
<b>Fibras de madera</b>	Coníferas	40-45	26-34		7-14
	Fronosas	38-49	23-30		19-26

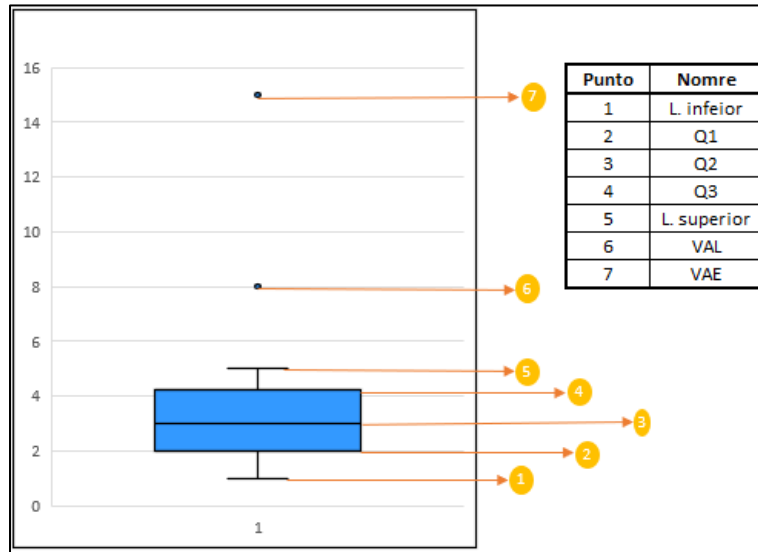
**Nota:** Esta tabla expone las diferentes materias primas que se utilizan en la industria del papel para la extracción de celulosa.

## ANEXO 7: Pretratamientos del SCG



**Nota:** En el anexo 7 se muestran los diferentes pretratamientos que se le realiza al SCG para facilitar la extracción de compuestos para brindar un valor agregado al residuo.

### ANEXO 8: Diagrama de caja y bigotes (Box-plot) ejemplo



**Nota:** Este anexo muestra las partes que componen un diagrama de caja y bigotes, cada una de las flechas señala un punto en específico que es esencial para entender y armar un diagrama de este estilo, su significado se describirá en el cuerpo del documento. Modificado de: “Diagrama de caja y bigotes (Box-plot)”. Disponible en: <https://cutt.ly/NELqQOX>

En la figura 6 podemos observar las partes que componen un diagrama de caja y bigotes, en donde el punto 1 y 4 representan los bigotes y son el valor mínimo y máximo que toma la variable respectivamente. El punto 2 y 4 representan los cuartiles 1 y 3, los cuales delimitan los límites inferiores (Q1) y superior (Q3) de la caja, siendo el punto 2 el límite inferior y el punto 4 el límite superior. Por otro lado, el punto 3 representa el cuartil 2 (Q2) o la mediana de los datos. El cuartil 1 representa un valor hasta el primer 25% de la muestra, el cuartil 2 representa un valor hasta el 50% de la muestra y el cuartil 3 representa un valor hasta el 75% de la muestra. Por lo que la caja, de color azul, representa desde el primer 25% de la muestra hasta el 75% de la muestra, por lo que la caja representa el 50% central de los valores de la variable de estudio, sin el 25% más pequeño ni el 25% más alto [65]. Y finalmente encontramos los valores atípicos leves y extremos, representados por los puntos 6 y 7 respectivamente. Estos valores son aquellos que muestran una

gran distancia a la media en comparación con el resto de puntos, los cuales se encuentran representados por la caja y los bigotes.



**ANEXO 9: Ecuaciones de balance de materia del secador 1**

<b>Secador 1</b>		
<b>Ecuación 1: Balance global</b>	$M_1 + M_3 = M_2 + M_4$	se relacionan los flujos másicos globales de entrada y salida del secador
<b>Ecuación 2: Balance componentes solidos</b>	$M_1 * X_s^1 = M_2 * X_s^2$	se relacionan los flujos másicos de los sólidos en las corrientes de entrada y salida del secador
<b>Ecuación 3: Balance de aire</b>	$M_3 * X_a^3 = M_4 * X_a^4$	se relacionan los flujos másicos del aire en las corrientes de entrada y salida del secador
<b>Ecuación 4: Balance de agua</b>	$M_1 * X_{agua}^1 + M_3 * X_{agua}^3 = M_2 * X_{agua}^2 + M_4 * X_{agua}^4$	se relacionan los flujos másicos del agua en las corrientes de entrada y salida del secador
<b>Ecuación 5: Conversión de relación de agua</b>	$X_{agua}^i = \frac{Y_i}{Y_i + 1}$	es crucial para realizar el balance de materia ya que permite convertir la relación de humedad de la corriente de aire (kg agua/kg aire seco), en el contenido de agua específico de la corriente (kg agua/ kg total)
<b>Ecuación 6: Despeje de flujo másico M4</b>	$M_4 = \frac{M_3 * X_a^3}{X_a^4} = \frac{M_3 * (1 - X_{agua}^3)}{(1 - X_{agua}^4)}$	corresponde al despeje de M4 en término de M3 del balance de agua (Ecuación 4), con el fin de reemplazar la expresión en el balance global (Ecuación 1)
<b>Ecuación 7: Cálculo del flujo másico M3</b>	$M_3 = \frac{M^1 + M^2}{\left(\frac{(1 - X_{agua}^3)}{(1 - X_{agua}^4)} - 1\right)}$	corresponde al despeje de la ecuación 6 en la ecuación 1 con el fin de calcular el flujo másico M3 y así solucionar todas las variables del proceso de secado

**Nota:** Ecuaciones para realizar el balance de materia del secador 1.

**ANEXO 10: Características de solventes**

<b>Solvente</b>	<b>Estado físico</b>	<b>Color</b>	<b>Olor</b>	<b>Punto de ebullición (°C)</b>	<b>Punto de inflamación (°C)</b>	<b>Costo (COP/litro)</b>	<b>Seguridad y salud en el trabajo</b>
Acetona (C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O)	Líquido	Incoloro	Levemente dulce- afrutado	56,05	-17	\$ 86.000	Líquido y vapores muy inflamables, mantener alejado de fuente de calor, chispas, llama o superficies calientes. La exposición constante puede provocar sequedad y formación de grietas en la piel, así como irritaciones oculares graves, somnolencia y vértigo. Tomar medidas contra descargas electrostáticas y evitar pérdidas de vapores. Almacenar en un recipiente cerrado herméticamente y en un lugar ventilado [117].
Pentano (C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> )	Líquido	Incoloro	Ligero olor a gasolina	36	-40	\$ 182.000	Líquido y vapores muy inflamables, mantener alejados de fuentes de calor, chispas o superficies calientes. Puede ser mortal en caso de ingestión y penetración de vías respiratorias, adicionalmente, puede generar

---

somnolencia y vértigo. Por exposición continua puede provocar sequedad y grietas en la piel. Tomar medidas contra descargas electrostáticas y evitar pérdidas de vapores. Almacenar en un lugar bien ventilado y en un recipiente cerrado herméticamente, evitar pérdidas de vapores [118].

---

Hexano  
(C<sub>6</sub>H<sub>14</sub>)

Líquido

Incoloro

Similar a  
gasolina

69

-22

\$

62.000

Líquido y vapores muy inflamables, puede ser mortal en caso de ingestión y penetración de vías respiratorias, provoca irritación cutánea, vértigo y somnolencia. Tras exposiciones prolongadas puede provocar daños en órganos (sistema nervioso). Conservar alejado de llamas o fuentes de chispas, tomar precauciones contra descargas electrostáticas, evitar pérdida de vapores. Almacenar en un lugar bien ventilado y en un recipiente cerrado herméticamente [119].

---

Cloroformo (CHCl <sub>3</sub> )	Líquido	Incoloro	Agradable no irritante	60	-	\$ 129.000	Nocivo en caso de ingestión, provoca irritación ocular grave e irritación cutánea, es tóxico en caso de inhalación, se sospecha que es un producto cancerígeno y provoca daño en órganos tras exposiciones prolongadas. Tomar medidas contra descargas electrostáticas y evitar pérdidas de vapores. Almacenar en un lugar bien ventilado, mantener en un recipiente cerrado herméticamente [120].
Tolueno (C <sub>7</sub> H <sub>8</sub> )	Líquido	Incoloro	Característico	110,6	4,4	\$ 293.000	Líquido y vapores muy inflamables, puede ser mortal en caso de ingestión y penetración de vías respiratorias. Provoca irritación cutánea, somnolencia, vértigo y puede provocar daños en los órganos tras exposición prolongada. Conservar alejado de toda llama y fuente de chispas, precaución contra cargas electrostáticas y evitar pérdidas de vapores. Almacenar en un

---

recipiente cerrado herméticamente [121].

---

Octano  
(C<sub>8</sub>H<sub>18</sub>)

Líquido

Incoloro

Característico

124-126,6

13

\$ 1.619.000

Líquido y vapores muy inflamables, mortal en caso de ingestión y penetración de vías respiratorias. Provoca irritación cutánea, somnolencia y vértigo. Mantener alejado del calor, superficies calientes, chispas o llamas abierta. Almacenar en un lugar bien ventilado y mantener en un recipiente cerrado herméticamente [122].

---

Isopropanol  
(C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>O)

Líquido

Incoloro

Como alcohol

81-83

12

\$ 71.000

Líquido y vapores muy inflamables, provoca irritación ocular grave, somnolencia y vértigo. Mantener alejado del calor, superficies calientes, chispas o llamas abiertas. Tomar medidas de precaución contra descargas electrostáticas y pérdidas de vapores. Almacenar en un recipiente

---

---

herméticamente cerrado y en un lugar ventilado [123].

---

Líquido y vapores muy inflamables, provoca irritación ocular grave. Mantener alejado del calor, superficies calientes, chispas o llamas abiertas. Tomar medidas contra descargas electrostáticas y evitar pérdidas de vapores. Almacenar en un recipiente herméticamente cerrado y en un lugar ventilado [124].

Etanol (C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O)	Líquido	Incoloro	Como alcohol	78	12	\$	86.000
---	---------	----------	--------------	----	----	----	--------

---

**Nota:** Características de ellos solventes estudiados por diferentes autores para la extracción de aceites.

**ANEXO 11:** *Matriz de seguridad y salud en el trabajo.*

<b>Criterio</b>	<b>Descripción</b>
<b>1</b>	provoca sequedad, irritaciones oculares graves, somnolencia y vértigo.
<b>2</b>	Puede ser mortal en caso de ingestión y penetración de vías respiratorias
<b>3</b>	Daños en los órganos tras exposición continua
<b>4</b>	Se considera producto cancerígeno

<b>Seguridad y salud en el trabajo</b>					
<b>Solvente</b>	<b>Criterio</b>				<b>Total</b>
	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>	<b>4</b>	
Acetona	1	0	0	0	1
Pentano	1	1	0	0	2
Hexano	1	1	1	0	3
Cloroformo	1	1	1	1	4
Tolueno	1	1	1	0	3
Octano	1	1	1	0	3
Isopropanol	1	1	0	0	2
Etanol	1	0	0	0	1

**Nota:** Matriz de salud de los trabajadores aplicada para la matriz de selección de solvente.

**ANEXO 12: Ecuaciones de balance de materia de la extracción de aceites**

**Extracción de aceites**

$$M_5 = \frac{M_{Cel}^5 + M_{Hem}^5 + M_{Lig}^5 + M_{Pro}^5 + M_{Pol}^5 + M_{Ace}^5 + M_{Agua}^5}{1 - X_5^{Hex}}$$

**Ecuación 8:  
Cálculo de la corriente M5**

$$M_{Cel}^5 = X_{Cel}^2 M_2 \quad M_{Pro}^5 = X_{Prot}^2 M_2$$

$$M_{Hem}^5 = X_{Hem}^2 M_2 \quad M_{Pol}^5 = X_{Pol}^2 M_2$$

$$M_{Lig}^5 = X_{Lig}^2 M_2 \quad M_{Agua}^5 = X_{Agua}^2 M_2$$

$$M_{Ace}^5 = X_{Ace}^2 M_2 - X_{Ace}^7 M_7$$

Se conocen los flujos masicos de la mayoría de los componentes de dicha corriente, por lo que se calcula mediante su suma y se relaciona con la cantidad de hexano residual en dicha corriente.

**Ecuación 9:  
Balance global**

$$M_2 + M_6 = M_5 + M_7 + M_8$$

Se utiliza para calcular la corriente del extracto de aceites (M7)

**Ecuación 10:  
Balance de celulosa**

$$X_{Cel}^2 M_2 = X_{Cel}^5 M_5$$

**Ecuación 11:  
Balance de hemicelulosa**

$$X_{Hem}^2 M_2 = X_{Hem}^5 M_5$$

**Ecuación 12:  
Balance de lignina**

$$X_{Lig}^2 M_2 = X_{Lig}^5 M_5$$

Estas ecuaciones se utilizaron con el fin de establecer la composición de la corriente M5 y M7.

**Ecuación 13:  
Balance de proteínas**

$$X_{Prot}^2 M_2 = X_{Prot}^5 M_5$$

**Ecuación 14:  
Balance de polifenoles**

$$X_{Pol}^2 M_2 = X_{Pol}^5 M_5$$



---

<b>Ecuación 15:</b> <b>Balance de aceites</b>	$X_{Ace}^2 M_2 = X_{Ace}^5 M_5 + X_{Ace}^7 M_7$
<b>Ecuación 16:</b> <b>Balance de agua</b>	$X_{Agua}^2 M_2 = X_{Agua}^5 M_5$
<b>Ecuación 17:</b> <b>Balance de hexano</b>	$X_{Hex}^6 M_6 = X_{Hex}^5 M_5 + X_{Hex}^7 M_7 + X_{Hex}^8 M_8$

---

**Nota:** Ecuaciones para realizar el balance de materia de la extracción de aceites.

**ANEXO 13:** Ecuaciones de balance de materia para la eliminación de hexano

<b>Eliminación del hexano</b>		
<b>Ecuación 18: Balance global</b>	$M_5 = M_9 + M_{10}$	se relacionan los flujos másicos globales de entrada y salida del equipo.
<b>Ecuación 19: Balance de celulosa</b>	$X_{Cel}^5 M_5 = X_{Cel}^9 M_9$	
<b>Ecuación 20: Balance de hemicelulosa</b>	$X_{Hem}^5 M_5 = X_{Hem}^9 M_9$	
<b>Ecuación 21: Balance de lignina</b>	$X_{Lig}^5 M_5 = X_{Lig}^9 M_9$	
<b>Ecuación 22: Balance de proteínas</b>	$X_{Prot}^5 M_5 = X_{Prot}^9 M_9$	Estas ecuaciones se utilizaron con el fin de establecer la composición de las corrientes de salida (M9 y M10).
<b>Ecuación 23: Balance de polifenoles</b>	$X_{Pol}^5 M_5 = X_{Pol}^9 M_9$	
<b>Ecuación 24: Balance de aceites</b>	$X_{Ace}^5 M_5 = X_{Ace}^9 M_9$	
<b>Ecuación 25: Balance de agua</b>	$X_{Agua}^5 M_5 = X_{Agua}^9 M_9$	
<b>Ecuación 26: Balance de hexano</b>	$X_{Hex}^5 M_5 = X_{Hex}^{10} M_{10}$	

**Nota:** Ecuaciones para realizar el balance de materia de la eliminación de hexano.

**ANEXO 14:** Ecuaciones de balance de materia para la extracción de polifenoles

---

**Extracción de aceites**

---

**Ecuación 27:  
Cálculo de la corriente M5**

$$M_5 = \frac{M_{Cel}^{11} + M_{Hem}^{11} + M_{Lig}^{11} + M_{Pro}^{11} + M_{Ace}^{11} + M_{Pol}^{11}}{1 - X_{Eta}^{11} - X_{Agua}^{11}}$$

Se conocen los flujos masicos de la mayoría de los componentes de dicha corriente, por lo que se calcula mediante su suma y se relaciona con la cantidad de hexano residual en dicha corriente.

$$\begin{aligned} M_{Cel}^{11} &= X_{Cel}^9 M_9 & M_{Pro}^{11} &= X_{Prot}^9 M_9 \\ M_{Hem}^{11} &= X_{Hem}^9 M_9 & M_{Ace}^{11} &= X_{Ace}^9 M_9 \\ M_{Lig}^{11} &= X_{Lig}^9 M_9 & M_{Pol}^{11} &= X_{Pol}^9 M_9 - X_{Ace}^{13} M_{13} \end{aligned}$$

**Ecuación 28:  
Balance global**

$$M_9 + M_{12} = M_{11} + M_{13}$$

Se utiliza para calcular la corriente del extracto de aceites (M13)

**Ecuación 29:  
Balance de celulosa**

$$X_{Cel}^9 M_9 = X_{Cel}^{11} M_{11}$$

**Ecuación 30:  
Balance de hemicelulosa**

$$X_{Hem}^9 M_9 = X_{Hem}^{11} M_{11}$$

**Ecuación 31:  
Balance de lignina**

$$X_{Lig}^9 M_9 = X_{Lig}^{11} M_{11}$$

Estas ecuaciones se utilizaron con el fin de establecer la composición de la corriente M11 y M13.

**Ecuación 32:  
Balance de proteínas**

$$X_{Prot}^9 M_9 = X_{Prot}^{11} M_{11}$$

**Ecuación 33:  
Balance de polifenoles**

$$X_{Pol}^9 M_9 = X_{Pol}^{11} M_{11} + X_{Pol}^{13} M_{13}$$

$$X_{Ace}^9 M_9 = X_{Ace}^{11} M_{11}$$

<b>Ecuación 34:</b>	
<b>Balance de aceites</b>	
<b>Ecuación 35:</b>	
<b>Balance de agua</b>	$X_{Agua}^9 M_9 + X_{Agua}^{12} M_{12} = X_{Agua}^{11} M_{11} + X_{Agua}^{13} M_{13}$
<b>Ecuación 36:</b>	
<b>Balance de etanol</b>	$X_{Eta}^{12} M_{12} = X_{Eta}^{11} M_{11} + X_{Eta}^{13} M_{13}$

**Nota:** Ecuaciones para realizar el balance de materia de la extracción de polifenoles.

**ANEXO 15:** Ecuaciones de balance de materia para la eliminación de etanol

<b>Eliminación del hexano</b>	
<b>Ecuación 37: Balance global</b>	$M_{11} = M_{14} + M_{15}$
<b>Ecuación 38: Balance de celulosa</b>	$X_{Cel}^{11} M_{11} = X_{Cel}^{14} M_{14}$
<b>Ecuación 39: Balance de hemicelulosa</b>	$X_{Hem}^{11} M_{11} = X_{Hem}^{14} M_{14}$
<b>Ecuación 40: Balance de lignina</b>	$X_{Lig}^{11} M_{11} = X_{Lig}^{14} M_{14}$
<b>Ecuación 41: Balance de proteínas</b>	$X_{Prot}^{11} M_{11} = X_{Prot}^{14} M_{14}$
<b>Ecuación 42: Balance de polifenoles</b>	$X_{Pol}^{11} M_{11} = X_{Pol}^{14} M_{14}$
<b>Ecuación 43: Balance de aceites</b>	$X_{Ace}^{11} M_{11} = X_{Ace}^{14} M_{14}$
<b>Ecuación 44: Balance de agua</b>	$X_{Agua}^{11} M_{11} = X_{Agua}^{14} M_{14}$
<b>Ecuación 45: Balance de etanol</b>	$X_{Eta}^{11} M_{11} = X_{Eta}^{15} M_{15}$

Estas ecuaciones se utilizaron con el fin de establecer la composición de las corrientes de salida (M9 y M10).

**Nota:** Ecuaciones para realizar el balance de la eliminación de etanol.

**ANEXO 16: Ecuaciones de balance de materia del secador 2**

<b>Secador 2</b>		
<b>Ecuación 46: Balance global</b>	$M_{14} + M_{17} = M_{16} + M_{18}$	Se relacionan los flujos másicos globales de entrada y salida del secador
<b>Ecuación 47: Balance de aire</b>	$M_{17} * X_a^{17} = M_{18} * X_a^{18}$	Se relacionan los flujos másicos del aire en las corrientes de entrada y salida del secador
<b>Ecuación 48: Balance de agua</b>	$M_{14} * X_{agua}^{14} + M_{17} * X_{agua}^{17} = M_{16} * X_{agua}^{16} + M_{18} * X_{agua}^{18}$	
<b>Ecuación 49: Balance de celulosa</b>	$M_{14} * X_{cel}^{14} = M_{16} * X_{cel}^{16}$	
<b>Ecuación 50: Balance de hemicelulosa</b>	$M_{14} * X_{Hem}^{14} = M_{16} * X_{Hem}^{16}$	
<b>Ecuación 51: Balance de lignina</b>	$M_{14} * X_{Lig}^{14} = M_{16} * X_{Lig}^{16}$	Estas ecuaciones se utilizaron con el fin de establecer la composición de las corrientes de salida (M16 y M18).
<b>Ecuación 52: Balance de proteínas</b>	$M_{14} * X_{Pro}^{14} = M_{16} * X_{Pro}^{16}$	
<b>Ecuación 53: Balance de polifenoles</b>	$M_{14} * X_{Pol}^{14} = M_{16} * X_{Pol}^{16}$	
<b>Ecuación 54: Balance de aceites</b>	$M_{14} * X_{Ace}^{14} = M_{16} * X_{Ace}^{16}$	
<b>Ecuación 55: Conversión de relación de agua</b>	$X_{agua}^i = \frac{Y_i}{Y_i + 1}$	es crucial para realizar el balance de materia ya que permite convertir la relación de humedad de la corriente de aire (kg agua/kg aire seco), en el contenido de agua específico de la corriente (kg agua/ kg total)

---

**Ecuación 56:**  
**Despeje de**  
**flujo másico**  
**M18**

$$M_{18} = \frac{M_{17} * X_a^{17}}{X_a^{18}} = \frac{M_{17} * (1 - X_{agua}^{17})}{(1 - X_{agua}^{18})}$$

corresponde al despeje de M18 en término de M17 del balance de agua (Ecuación 4), con el fin de reemplazar la expresión en el balance global (Ecuación 46)

---

**Ecuación 57:**  
**Cálculo del**  
**flujo másico**  
**M17**

$$M_{17} = \frac{M_{14} + M_{16}}{\left(\frac{(1 - X_{agua}^{17})}{(1 - X_{agua}^{18})} - 1\right)}$$

corresponde al despeje de la ecuación 56 en la ecuación 46 con el fin de calcular el flujo másico M17 y así solucionar todas las variables del proceso de secado

---

**Nota:** Ecuaciones para realizar el balance de materia del secador 2.

**ANEXO 17: Ecuaciones de balance de materia de la digestión kraft**

<b>Digestión kraft</b>		
<b>Ecuación 58: Balance global</b>	$M_{16} + M_{19} = M_{20}$	se relacionan los flujos máxicos globales de entrada y salida del secador
<b>Ecuación 59: Balance de celulosa</b>	$0.4 * X_{Cel}^{16} M_{16} = X_{Cel}^{19} M_{19}$	Debido a que, según lo establecido en el apartado 3.2.2, se logra extraer el 40% de toda la celulosa del SCG que entro a esta etapa.
<b>Ecuación 60: Balance de lignina</b>	$X_{Lig}^{19} M_{19} = 0.20 - 0.24$	Debido a que, según lo establecido en el apartado 3.2.2, la cantidad de lignina residual en la pasta de celulosa debe ser del 3.71% después del proceso de secado, por ende, un flujo de estos valores permite cumplir el contenido de lignina.

**Nota:** Para calcular la cantidad de licor negro de cocción se sumaron todos los otros componentes además de la lignina y la celulosa resultante de la resta del compuesto inicial con el resultado de las ecuaciones anteriores, debido a que el licor blanco disuelve el resto el resto de los componentes del SCG.



**ANEXO 18:** Ecuaciones de balance de materia del lavado y filtrado 1

<b>Lavado y filtrado 1</b>		
<b>Ecuación 61: Balance global</b>	$M_{19} + M_{22} = M_{21} + M_{23}$	Se relacionan los flujos máscicos globales de entrada y salida del secador
<b>Ecuación 62: Calculo corriente M21</b>	$M_{21} = \frac{M_{Cel}^{21} + X_{Lig}^{21}}{1 - X_{Agua}^{21}}$	
<b>Ecuación 63: Balance de celulosa</b>	$X_{Cel}^{19} M_{19} = X_{Cel}^{21} M_{21}$	Se toman dichos valores debido a que la digestión kraft disuelve los otros componentes, por lo tanto, las composiciones establecidas en el apartado 3.2.2 hacen referencia a la pasta de celulosa y la lignina residual que no elimino el proceso kraft.
<b>Ecuación 64: Balance de lignina</b>	$X_{Lig}^{19} M_{19} = X_{Lig}^{21} M_{21}$	

**Nota:** Como se sabe que el agua residual en la pasta después del lavado es del 80%, ver apartado 3.2.3, la diferencia entre el agua pura de lavado y el agua presente en la pasta se le suma al contenido de licor negro que entra al lavador-filtrador y que se elimina de la pasta.

**ANEXO 19: Ecuaciones de balance de materia del secador 3**

<b>Secador 3</b>		
<b>Ecuación 65: Balance global</b>	$M_{21} + M_{25} = M_{24} + M_{26}$	Se relacionan los flujos máxicos globales de entrada y salida del secador
<b>Ecuación 66: Balance de aire</b>	$M_{25} * X_a^{25} = M_{26} * X_a^{26}$	Se relacionan los flujos máxicos del aire en las corrientes de entrada y salida del secador
<b>Ecuación 67: Balance de agua</b>	$M_{21} * X_{agua}^{21} + M_{25} * X_{agua}^{25} = M_{24} * X_{agua}^{24} + M_{26} * X_{agua}^{26}$	
<b>Ecuación 68: Balance de celulosa</b>	$M_{21} * X_{cel}^{24} = M_{24} * X_{cel}^{24}$	Estas ecuaciones se utilizaron con el fin de establecer la composición de las corrientes de salida (M16 y M18).
<b>Ecuación 69: Balance de lignina</b>	$M_{21} * X_{Lig}^{21} = M_{24} * X_{Lig}^{24}$	
<b>Ecuación 70: Conversión de relación de agua</b>	$X_{agua}^i = \frac{Y_i}{Y_i + 1}$	es crucial para realizar el balance de materia ya que permite convertir la relación de humedad de la corriente de aire (kg agua/kg aire seco), en el contenido de agua específico de la corriente (kg agua/ kg total)
<b>Ecuación 71: Despeje de flujo máxico M26</b>	$M_{26} = \frac{M_{25} * X_a^{25}}{X_a^{26}} = \frac{M_{25} * (1 - X_{agua}^{25})}{(1 - X_{agua}^{26})}$	corresponde al despeje de M26 en término de M25 del balance de agua (Ecuación 4), con el fin de reemplazar la expresión en el balance global (Ecuación 65)
<b>Ecuación 72: Cálculo del flujo máxico M25</b>	$M_{25} = \frac{M_{21} + M_{24}}{\left(\frac{(1 - X_{agua}^{25})}{(1 - X_{agua}^{26})} - 1\right)}$	corresponde al despeje de la ecuación 71 en la ecuación 65 con el fin de calcular el flujo máxico M25 y así solucionar todas las variables del proceso de secado

**Nota:** Ecuaciones para realizar el balance de materia del secador 3.

**ANEXO 20:** Matriz de ventajas y desventajas de los métodos de deslignificación de pasta de celulosa

<b>Métodos de deslignificación</b>	<b>Ventajas</b>	<b>Desventajas</b>
<b>Dióxido de cloro (medio ácido)</b>	-Oxida, blanquea y solubiliza lignina. Lograr altas blancuras sin pérdida de resistencia de la pasta. -Buena eliminación de partículas.	-Reactivo costoso. -Formación de organoclorados -Sumamente corrosivo. -Causa buen blanqueo, pero mala deslignificación.
<b>Hipoclorito (medio alcalino)</b>	-Oxida, blanquea y solubiliza lignina. -Fácil de obtener y usar -Reactivo de bajo coste.	-Puede causar pérdida de resistencia de la pasta. -Formación de cloroformo.
<b>Ozono (medio ácido)</b>	-Efectivo. -Oxida, blanquea y solubiliza lignina. -Genera efluente exento de cloruros para recuperación.	-El ozono debe generarse in situ. -Proceso Costoso. -Degrada la pasta. -Mal blanqueo de partículas.
<b>Peróxido hidrogeno (Medio alcalino)</b>	-Fácil de usar -bajo coste de capital	-Reactivo costoso -Puede causar pérdida de resistencia en la pasta. -Causa buen blanqueo, pero mala deslignificación.

**Nota:** Este anexo muestra las ventajas y desventajas para los diferentes métodos que pueden comprender una secuencia de blanqueo de pasta de celulosa. Tomado de: J. García, B. Roncero, T. Vidal, “Capítulo III, Blanqueo de pastas”. Disponible en: <https://cutt.ly/iHT0PIO>

**ANEXO 21:** Ecuaciones de balance de materia de la deslignificación

<b>Deslignificación</b>		
<b>Ecuación 73: Balance global</b>	$M_{16} + M_{19} = M_{20}$	se relacionan los flujos máxicos globales de entrada y salida del secador
<b>Ecuación 74: Balance de celulosa</b>	$X_{Cel}^{16} M_{16} = X_{Cel}^{19} M_{19}$	Esto debido a que el método de deslignificación solo va a eliminar la lignina residual, no afectara la pasta.
<b>Ecuación 75: Balance de lignina</b>	$0.1 * X_{Lig}^{19} M_{19} = X_{Lig}^{19} M_{19}$	Debido a que, según lo establecido en el apartado 3.3.2, la deslignificación mediante el uso de hipoclorito de sodio permite eliminar aproximadamente el 90% de la lignina residual.

**Nota:** Para calcular la cantidad de Mezcla de deslignificación se sumaron todos los otros componentes además de la lignina resultante de la resta de la lignina inicial con el resultado de la ecuación anterior, debido a que la deslignificación disuelve el resto el resto de componentes empleados.

**ANEXO 22:** Ecuaciones de balance de materia del lavado y filtrado 2

<b>Lavado y filtrado 2</b>		
<b>Ecuación 76: Balance global</b>	$M_{19} + M_{22} = M_{21} + M_{23}$	Se relacionan los flujos másicos globales de entrada y salida del secador
<b>Ecuación 77: Calculo corriente M21</b>	$M_{21} = \frac{M_{Cel}^{21} + X_{Lig}^{21}}{1 - X_{Agua}^{21}}$	
<b>Ecuación 78: Balance de celulosa</b>	$X_{Cel}^{19} M_{19} = X_{Cel}^{21} M_{21}$	Se toman dichos valores debido a que la digestión kraft disuelve los otros componentes, por lo tanto, las composiciones establecidas en el apartado 3.2.2 hacen referencia a la pasta de celulosa y la lignina residual que no elimino el proceso kraft.
<b>Ecuación 79: Balance de lignina</b>	$X_{Lig}^{19} M_{19} = X_{Lig}^{21} M_{21}$	

**Nota:** Como se sabe que el agua residual en la pasta después del lavado es del 80%, ver apartado 3.2.3, la diferencia entre el agua pura de lavado y el agua presente en la pasta se le suma al contenido de mezcla deslignificante que entra al lavador-filtrador y que se elimina de la pasta.

**ANEXO 23: Ecuaciones de balance de materia del secador 4**

<b>Secador 4</b>		
<b>Ecuación 80: Balance global</b>	$M_{29} + M_{33} = M_{32} + M_{34}$	Se relacionan los flujos máxicos globales de entrada y salida del secador
<b>Ecuación 81: Balance de aire</b>	$M_{33} * X_a^{33} = M_{34} * X_a^{34}$	Se relacionan los flujos máxicos del aire en las corrientes de entrada y salida del secador
<b>Ecuación 82: Balance de agua</b>	$M_{29} * X_{agua}^{29} + M_{33} * X_{agua}^{33} = M_{32} * X_{agua}^{32} + M_{26} * X_{agua}^{34}$	
<b>Ecuación 83: Balance de celulosa</b>	$M_{29} * X_{cel}^{29} = M_{32} * X_{cel}^{32}$	Estas ecuaciones se utilizaron con el fin de establecer la composición de la corriente de salida (M32).
<b>Ecuación 84: Balance de lignina</b>	$M_{29} * X_{Lig}^{29} = M_{32} * X_{Lig}^{32}$	
<b>Ecuación 85: Conversión de relación de agua</b>	$X_{agua}^i = \frac{Y_i}{Y_i + 1}$	es crucial para realizar el balance de materia ya que permite convertir la relación de humedad de la corriente de aire (kg agua/kg aire seco), en el contenido de agua específico de la corriente (kg agua/ kg total)
<b>Ecuación 86: Despeje de flujo máxico M34</b>	$M_{34} = \frac{M_{33} * X_a^{33}}{X_a^{34}} = \frac{M_{33} * (1 - X_{agua}^{33})}{(1 - X_{agua}^{34})}$	corresponde al despeje de M34 en término de M33 del balance de agua (Ecuación 82), con el fin de reemplazar la expresión en el balance global (Ecuación 80)
<b>Ecuación 87: Cálculo del flujo máxico M33</b>	$M_{33} = \frac{M_{29} + M_{32}}{\left(\frac{(1 - X_{agua}^{33})}{(1 - X_{agua}^{34})} - 1\right)}$	corresponde al despeje de la ecuación 86 en la ecuación 80 con el fin de calcular el flujo máxico M33 y así solucionar todas las variables del proceso de secado

**Nota:** Ecuaciones para realizar el balance de materia del secador 4.

**ANEXO 24:** *Propiedades termodinámicas de las sustancias*

<b>Componente</b>	<b>Cp. (kJ/kg K)</b>	<b>Referencia</b>
<b>Agua</b>	4,235*	
<b>Hexano</b>	2,168*	
<b>Hexano (G)</b>	1,585*	
<b>Etanol</b>	2,271*	[97]
<b>Etanol (G)</b>	1,360*	
<b>NaOH</b>	1,414*	
<b>Na<sub>2</sub>S</b>	0,674*	
<b>NaClO</b>	3,802*	
<b>Celulosa</b>	0,691	[125]
<b>Lignina</b>	0,659	
<b>Aire</b>	1,004	[126]
<b>SCG</b>	23,544	[84]
<b>Aceites</b>	644,362	[127]
<b>Polifenoles</b>	0,656	[128]
<b>Licor negro</b>	0,653	[129]
<b>Licor D</b>	0,600	

**Nota:** Los valores de Cp los cuales tienen un asterisco (\*) fueron calculados y tomados constantes, el resto de valores fueron tomados constantes de los estudios referenciados en la tabla.

**ANEXO 25:** *Ecuaciones de dimensionamiento de secadores*

<b>Ecuaciones del proceso de secado</b>		
<b>Ecuación 88</b>	$A = An * Al$	Área del secador
<b>Ecuación 89</b>	$v = A * h$	Volumen del secador

**Nota:** las ecuaciones presentadas en la tabla anterior fueron utilizadas para realizar el dimensionamiento para todos los secadores necesarios en este estudio, así como para los hornos implementados en los procesos de eliminación de solvente. Cabe resaltar que las suposiciones expuestas para el proceso de secado generan variación en el tamaño, así como en el funcionamiento.



**ANEXO 26:** *Secadores de bandejas*



**Nota:** imagen extraída de <https://cutt.ly/fK40RuC>

**ANEXO 27:** *Hornos Eléctricos*



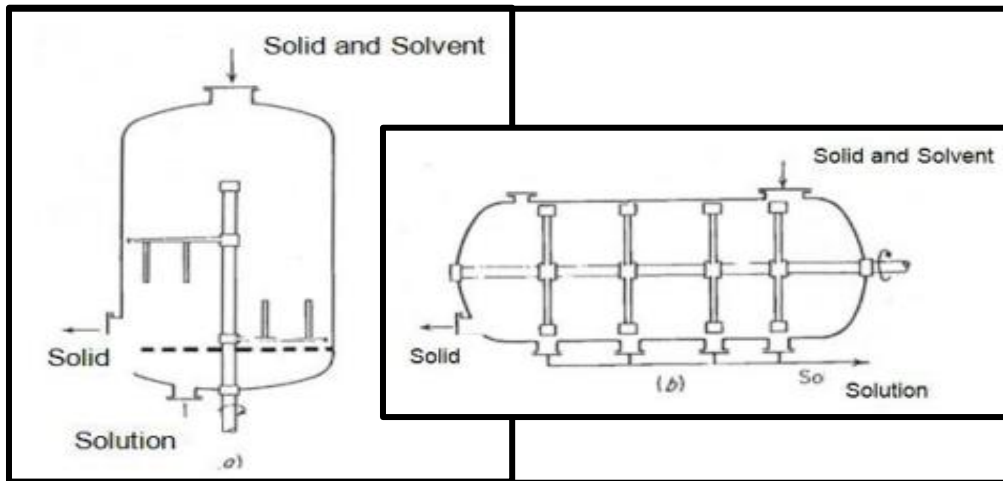
**Nota:** Imagen extraída de <https://cutt.ly/WK40gtm>

**ANEXO 28:** Ecuaciones de dimensionamiento de extractores

Ecuaciones del proceso de extracción		
<b>Ecuación 90</b>	$D = \sqrt[3]{\frac{V * 4}{\pi}}$	Diámetro del extractor
<b>Ecuación 91</b>	$d_i = \frac{D}{2}$	Diámetro del impulsor
<b>Ecuación 92</b>	$A_i = \frac{D}{5}$	Ancho del agitador
<b>Ecuación 93</b>	$L_a = \frac{D}{5}$	Largo del aspa
<b>Ecuación 94</b>	$h = \frac{v * 4}{\pi * D^2}$	Altura del extractor
<b>Ecuación 95</b>	$A = \frac{v}{h}$	Área de la extracción

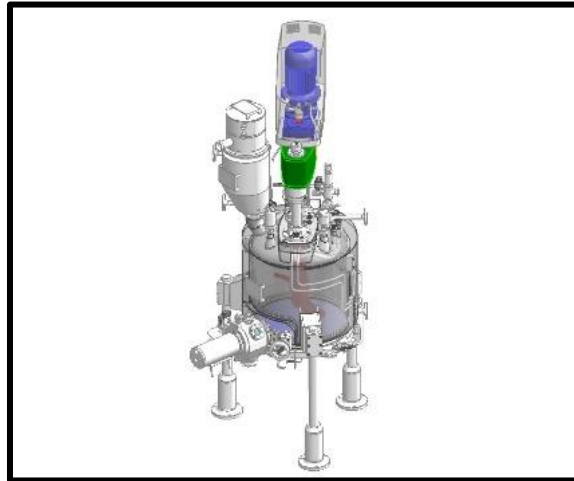
**Nota:** las ecuaciones presentadas en la tabla anterior fueron utilizadas para realizar el dimensionamiento para los procesos de extracción de aceites y polifenoles. De igual forma, se adaptaron para dimensionar los filtros tipo nutsche para las etapas de lavado y filtrado.

**ANEXO 29:** *Extractores tipo POT y rotativo*



**Nota:** Imagen extraída de M. Duran y R. Ruíz (2016). Extractores Pot y rotativo.

**ANEXO 30:** *Filtro tipo nutsche*



**Nota:** Imagen extraída de <https://cutt.ly/JK49W8q>

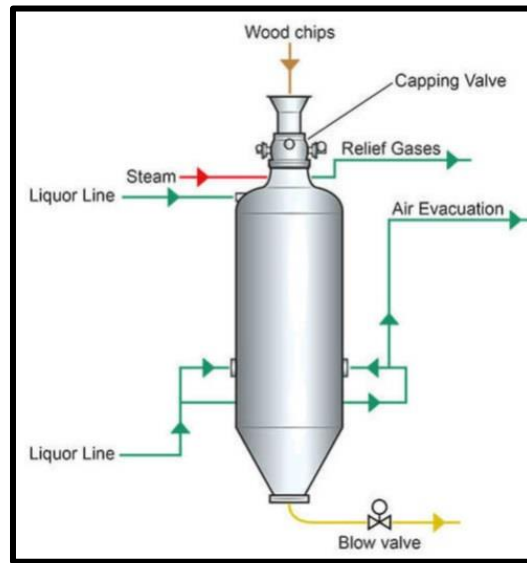
**ANEXO 31: Ecuaciones de dimensionamiento del digestor**

<b>Digestor</b>		
<b>Ecuación 96: Volumen del digestor.</b>	$V_D = V_{CD} * TRH$	En donde: Vd = Volumen del digestor. Vcd = Volumen de la carga. TRH = Tiempo de retención.
<b>Ecuación 97: Volumen del tanque.</b>	$V_T = 0,15 * V_{CD} + V_{CD}$	En donde: Vt = Volumen del tanque. Vcd = Volumen de la carga.
<b>Ecuación 98: Volumen del biodigestor.</b>	$V_B = V_D + \frac{1}{3} * V_D$	En donde: VB = Volumen del biodigestor VD = Volumen del Biodigestor
<b>Ecuación 99: Radio del Volumen Periférico.</b>	$R = \sqrt[3]{\frac{V_B}{\pi * 1,121}}$	En donde: R = Radio del volumen periférico VB= Volumen del biodigestor 1,121 constante que permite relacionar el radio básico con el volumen
<b>Ecuación 100: Unidad Proporcional.</b>	$U = \frac{r}{4}$	Esta unidad sirve para el dimensionamiento.
<b>Ecuación 101: Radio de la cúpula.</b>	$Rc = 5 * U$	En donde: U=Unidad proporcional
<b>Ecuación 102: Diámetro del cilindro de la cúpula.</b>	$D = 8 * U$	En donde: U=Unidad proporcional
<b>Ecuación 103: Altura de la cúpula.</b>	$hc = 2 * U$	En donde: U=Unidad proporcional
<b>Ecuación 104: Altura de la Pared.</b>	$ht = 0,15 * U$	En donde: U=Unidad proporcional

<b>Ecuación 105: Volumen del cilindro.</b>	$Vc = r^2 * hc * \pi$	En donde: r = Radio predefinido hc = Altura de la cúpula
<b>Ecuación 106: Volumen del cono base.</b>	$Vcb = r * \pi * \frac{ht}{3}$	En donde: r = Radio predefinido ht= Altura de la pared
<b>Ecuación 107: Volumen del segmento esférico</b>	$Ve = \frac{\pi * hc}{6} * (3 * r^2 + hc^2)$	En donde: r = Radio predefinido hc = Altura de la cúpula
<b>Ecuación 108: Altura del tanque.</b>	$htc = \frac{Vtc}{\pi * r^2} + 0,20$	En donde: r = Radio predefinido Vtc= Volumen del tanque.

**Nota:** las ecuaciones presentadas en la tabla anterior fueron utilizadas para realizar el dimensionamiento para el proceso de digestión kraft, y de igual forma se utilizaron para dimensionar el equipo de deslignificación.

**ANEXO 32: Digestor por lotes**



**Nota:** Imagen extraída de <https://escoarg.com.ar>



**ANEXO 33:** *Documento de Excel de todos los cálculos del trabajo*

---

**Documento de Excel para todos los cálculos presentados en este trabajo**

*<https://cutt.ly/RZ4jP1G>*

---

**Nota:** En este anexo se encuentra un vínculo a un documento de drive-Excel en donde se realizaron todos los cálculos de este estudio.