

**CARBÓN ACTIVADO A PARTIR DE RESIDUOS DE RECOLECCIÓN DE LA  
PALMA AFRICANA: PLANTEAMIENTO DEL PROCESO Y ESTIMACIÓN DEL  
COSTO DE PRODUCCIÓN**

**LORAINNE NATHALIE ARIAS AREVALO  
ENRIQUE FRANCO ARIZA**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS  
ESCUELA DE INGENIERIA QUÍMICA  
BUCARAMANGA**

**2016**

**CARBÓN ACTIVADO A PARTIR DE RESIDUOS DE RECOLECCIÓN DE LA  
PALMA AFRICANA: PLANTEAMIENTO DEL PROCESO Y ESTIMACIÓN DEL  
COSTO DE PRODUCCIÓN**

**LORAINNE NATHALIE ARIAS AREVALO  
ENRIQUE FRANCO ARIZA**

**Trabajo de grado para optar al título de Ingeniero Químico**

**Director:**

**DEBORA ALCIDA NABARLATZ, PhD**

**Codirector**

**ROLANDO ACOSTA FERNÁNDEZ, M.Sc**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS  
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA  
BUCARAMANGA**

**2016**

## DEDICATORIA

A Dios, el autor de mi vida y mi razón de verdadera felicidad, quien me ayudó en todo momento para culminar esta etapa tan importante.

A mis padres Eduardo Arias e Ismelda Arévalo por sus incalculables esfuerzos para darme siempre lo mejor y ayudarme a hacer mis sueños realidad, Por enseñarme que todo lo que se quiere se consigue con trabajo y disciplina, a mi hermana Cami por su amor y cariño en el día a día de nuestras vidas. . Este proyecto es para ustedes. ¡Los quiero!

A Orlando José Sanabria por su apoyo incondicional en este proyecto y dejar en mis manos esta investigación que fue un reto para mí.

A mi Familia y Amigos por ser un apoyo y motivación durante la realización de esta tesis.

Con todo mi amor y Cariño este trabajo es dedicado y en honor a todos ustedes.

*Lorraine Nathalie Arias Arévalo*

## DEDICATORIA

*A Dios por permitirme finalizar esta etapa de la mejor forma posible.*

*A mi mamá Carolina Ariza Torreglosa, por nunca rendirse y apoyarme en los  
tiempos difíciles en todo momento.*

*A mi hermana Carolina Franco Ariza, por ser mi consejera y modelo a seguir.*

*A mi Nana, que siempre fuiste mi fiel amiga y compañera durante toda esta etapa.*

*A mi padre, Enrique Franco Morales por hacer un último esfuerzo para que yo  
pudiera finalizar esta carrera.*

*Enrique Franco Ariza.*

## **AGRADECIMIENTOS**

*Al grupo INTERFASE, por facilitarnos el espacio y los equipos necesarios para el desarrollo de este proyecto.*

*A la doctora Débora Nabarlatz, por brindarnos su paciencia, tiempo y dedicación para que este proyecto saliera de la mejor forma posible.*

*Al ingeniero Rolando Acosta, por ayudarnos a realizar la parte experimental del proyecto.*

## CONTENIDO

	Pág
INTRODUCCIÓN .....	16
1. OBJETIVOS.....	19
1.1 OBJETIVO GENERAL .....	19
1.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS .....	19
2. MARCO TEÓRICO .....	20
2.1 RESIDUOS LIGNOCELULÓSICOS DE LA PALMA DE ACEITE .....	20
2.2 CARBÓN ACTIVADO.....	21
2.3 ACTIVACIÓN .....	22
2.3.1 Activación física. ....	22
2.3.2 Activación química .....	22
2.4 PARÁMETROS MÁS RELEVANTES EN LA ACTIVACIÓN Y PRODUCCIÓN DEL CARBÓN.....	23
2.5 MERCADO DEL CARBÓN ACTIVADO .....	24
2.6 PRECIO DEL CARBON ACTIVADO .....	25
3. METODOLOGÍA .....	27
3.1 MATERIA PRIMA .....	27
3.2 CARACTERIZACIÓN DE LA MATERIA PRIMA. ....	28
3.3 PRODUCCIÓN DE CARBÓN ACTIVADO.....	28
3.3.1 Procedimiento para producir carbón activado en el laboratorio .....	29
3.3.2 Rendimiento de los carbones.....	30

3.4 CARACTERIZACIÓN DEL CARBÓN ACTIVADO .....	30
3.5 ESTIMACIÓN DEL COSTO DE PRODUCCIÓN.....	31
4. ANÁLISIS DE RESULTADOS .....	32
4.1 CARACTERIZACIÓN DE LA MATERIA PRIMA .....	32
4.1.1 <i>Densidad aparente y densidad real.</i> .....	32
4.1.2 <i>Análisis próximo.</i> .....	32
4.2 PRODUCCIÓN DE LOS CARBONES ACTIVADOS.....	33
4.3 PRUEBAS DE ADSORCIÓN DE AZUL DE METILENO EN UN SOLO PUNTO	35
4.4 PRUEBAS DE ÁREA BET .....	37
5. DISEÑO DEL PROCESO .....	39
5.1 PROCESOS PROPUESTOS PARA PRODUCIR CARBÓN ACTIVADO.....	39
5.1.1 <i>Descripción del proceso de activación química:</i> .....	39
5.1.2 <i>Descripción del proceso de activación física:</i> .....	41
6. CONCLUSIONES .....	44
7. RECOMENDACIONES.....	45
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	46
ANEXOS.....	59

## LISTA DE TABLAS

	Pág
Tabla 1. Biomasa residual proveniente de la industria de la palma aceitera .....	20
Tabla 2. Aplicaciones para el carbón activado en polvo y granular [15] .....	22
Tabla 3. Aplicaciones del carbón activado en Colombia [22] .....	25
Tabla 4. Condiciones de operación.....	29
Tabla 5. Análisis próximo .....	32
Tabla 6. Resultados de análisis BET .....	37
Tabla 7. Costos de producción de carbón activado químicamente.....	41
Tabla 8. Resumen de costos para la activación física. ....	42

## LISTA DE GRÁFICAS

	Pág
Gráfica 1. Metodología.....	27
Gráfica 2. Rendimiento de carbón activado obtenido mediante el método de activación química con N <sub>2</sub> a 150 cm <sup>3</sup> /min, rampa de calentamiento de 25°C/min, impregnación con H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> al 82% p/p.....	33
Gráfica 3. Rendimiento de carbón activado obtenido por el método de activación fisicoquímica con CO <sub>2</sub> a 150 cm <sup>3</sup> /min, rampa de calentamiento de 25°C/min, impregnación con H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> al 82% p/p.....	34
Gráfica 4. Rendimientos de los carbones activados obtenidos mediante los diferentes métodos de activación a 700°C.....	35
Gráfica 5. Adsorción de AM (concentración inicial de 1000 ppm) para los carbones activados obtenidos a diferentes temperaturas y métodos de activación. ....	36
Gráfica 6. Proceso de producción de carbón activado químicamente. ....	40
Gráfica 7. Producción de carbón activado mediante activación física .....	42

## ANEXOS

	Pág
ANEXO A. Mercado del carbón activado .....	59
ANEXO B. Cálculo de la proporción de mezcla para la estimación de la disponibilidad de la materia prima.....	67
ANEXO C. Caracterización de la materia prima .....	70
ANEXO D: Análisis próximo.....	72
ANEXO E. Rendimiento de los carbones obtenidos a escala laboratorio .....	77
ANEXO F. Caracterización del carbón activado .....	79
ANEXO G. Balances para el proceso de activación con $H_3PO_4$ en atmósfera de $N_2$ para la muestra 1Q450 .....	85
ANEXO H. Balances para el proceso de activación físico con atmósfera de $CO_2$ .....	105
ANEXO I. Costos de producción de carbón activado.....	122
ANEXO J. Estimación de costos de producción .....	127

## NOMENCLAURA

I.	CA	Carbón activado
II.	CN	Cenizas
III.	VT	Volátiles
IV.	HM	Humedad
V.	CAP	Carbón activado en polvo
VI.	CAG	Carbón activado granular
VII.	AM	Azul de metileno
VIII.	MP	Materia prima
IX.	RI	Relación de impregnación
X.	F	Físico
XI.	Q	Químico
XII.	FQ	Fisicoquímico
XIII.	AF	Activación física
XIV.	AQ	Activación química
XV.	AFQ	Activación fisicoquímica
XVI.	COP	Pesos colombianos

## RESUMEN

**TÍTULO:** CARBÓN ACTIVADO A PARTIR DE RESIDUOS DE RECOLECCIÓN DE LA PALMA AFRICANA: PLANTEAMIENTO DEL PROCESO Y ESTIMACIÓN DEL COSTO DE PRODUCCIÓN

**AUTOR:** LORAINNE NATHALIE ARIAS ARÉVALO, ENRIQUE FRANCO ARIZA.

**PALABRAS CLAVES:** Carbón activado, activación química, activación física, activación fisicoquímica, adsorción, área BET.

**CONTENIDO:** El presente trabajo muestra los resultados del planteamiento de diseño y estimación de costo de producción del carbón activado mediante las activaciones química, física y fisicoquímica obtenida a partir de residuos del proceso de recolección de la palma africana (pedúnculo y ramas) de la finca Villa Orlando ubicada en Rio Viejo-Bolívar. Para la primera etapa de este proyecto se determinó la proporción de la mezcla la cual fue de 35% pedúnculo y 65% ramas. Para la segunda etapa, se escogieron las condiciones de activación utilizando como agente activante  $H_3PO_4$  (método químico) y  $CO_2$  (método físico) y una combinación de ambos (método fisicoquímico), evaluando así la influencia de la temperatura (450, 550 y 700°C) y la relación de impregnación (1-2%p/p) en la capacidad de adsorción de azul de metileno, el rendimiento y el área superficial del carbón activado. Los porcentajes de adsorción de azul de metileno para todos carbones fueron superiores al 90% (siendo 1FQ450 el menor con un 93.4%p/p). Los mejores carbones según la prueba de área BET fueron 2Q450, 1FQ450 con 999,64 y 982,84  $m^2/g$  respectivamente. Sin embargo para minimizar costos de producción se eligieron las muestras F700 (507,09  $m^2/g$  y rendimiento 26,7%p/p) y 1Q450 (788,21  $m^2/g$  y rendimiento 41.7%p/p) para el diseño del proceso y estimación de costo de producción. Para la tercera etapa se cotizaron los equipos, servicios e insumos de acuerdo a los procesos propuestos. El costo de producción de cada carbón fue de 5'865.000 \$COP/Ton para 1Q450 y 5'904.000 \$COP/Ton para F700, estando por encima de los costos comerciales (5.220 \$COP/kg para carbón activado en polvo (CAP) que es el tipo de carbón que se produce en los procesos propuestos y 7.000 \$COP/kg para carbón activado granular.

\* Trabajo de grado

\*\* Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Director: Dra. Debora A. Nabarlatz.

## SUMMARY

**TITLE:** ACTIVATED CARBON FROM OIL PALM HARVEST RESIDUES: PROCESS DESIGN AND ESTIMATED COST OF PRODUCTION

**AUTHOR:** LORAINNE NATHALIE ARIAS ARÉVALO, ARIZA ENRIQUE FRANCO.

**KEYWORDS:** Activated carbon, chemical activation, activation physical, physico-chemical activation, adsorption, BET area.

**CONTENTS:** This paper shows the results of approach to design and cost estimate production of activated carbon by chemical, physical and physicochemical activations, obtained from process waste collection African palm (peduncle and fronds) of the Villa Orlando farm in Rio Viejo-Bolivar. For the first phase of this project, the mixture ratio was determined, which was: 65% fronds, 35% peduncle. For the second phase, activation conditions were chosen using as activating agent H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> (chemical method) and CO<sub>2</sub> (physical method) and a combination of both (physicochemical method), evaluating the influence of temperature (450, 550 and 700 ° C) and the ratio of impregnation (1-2% w/w) in the adsorption capacity of methylene blue, yield and surface area of activated carbons. The percentages of adsorption of methylene blue for all coals were above 90% (the lowest was 1FQ450 with 93,4% w/w). The best test coals according to BET area were 2Q450, 1FQ450 with 999,64 and 982,84 m<sup>2</sup>/g respectively. However to minimizing the production costs, F700 (507,09 m<sup>2</sup>/g and yield 26,7% w/w) and 1Q450 were chosen (788,21 m<sup>2</sup>/g and yield 41,7% w/w) for the process design and estimation of cost of production. For the third phase, equipment, services and supplies were quoted according to the proposed process. The cost of production of each coal was 5'865.000 \$ COP /Ton for 1Q450 and 5'904.000 \$ COP/Ton for F700, who were above the market price( \$ 5.220 COP/kg for powdered activated carbon (PAC) which is the type of coal produced in the proposed process and \$ 7.000 COP / kg, for granular activated carbon).

\* Degree Work. Research Mode.

\*\* Physical-Chemical Engineering Faculty. Chemical Engineering School. Director: Dra. Debora A. Nabarlatz.

## INTRODUCCIÓN

El manejo de residuos sólidos se ha convertido en una preocupación para la sociedad, ya que el continuo desarrollo industrial impulsado por el consumo, ha sido el principal causante del aumento de éstos [1,2]. El esquema de recolección, reciclaje y disposición final de desechos no es suficiente para abordar este problema [3], por lo que en diferentes industrias, como el caso de la palma de aceite, se visualiza un creciente interés por dar valor agregado a sus residuos, con el fin de ser sostenibles y a su vez obtener una fuente adicional de ingresos. Un producto de gran utilidad obtenido a partir de residuos agrícolas provenientes de este tipo de industria es el carbón activado.

El carbón activado (CA) es un adsorbente preparado a partir de materiales con un alto contenido en carbono. Entre las materias primas más utilizadas se tienen diferentes tipos de residuos tales como maderas, cáscaras, huesos de algunos frutos y residuos agrícolas, los cuales confieren al carbón una alta superficie interna, variedad de grupos funcionales y una buena distribución de poros que permiten adsorber una gran variedad de moléculas [4]. El CA es el material purificante más utilizado en aplicaciones industriales como: adsorción de contaminantes en gases, disoluciones y vapores orgánicos e inorgánicos, etc. Existen carbones activados que tienen distintas características de adsorción y aplicabilidad debido a sus diferentes porosidades, lo cual depende de la materia prima de partida, las variables de operación y la técnica de activación, que puede ser tanto física y/o química [5].

En Colombia con los años se han incrementado las importaciones de CA, supliendo más del 50% de CA requerido por sus industrias [6], debido a su utilización en el tratamiento de aguas residuales, procesamiento de alimentos, purificación de cosméticos, fármacos y azúcar, eliminación de contaminantes como mercurio, azul

de metileno, óxido de azufre, etc [7]. En este sentido, los residuos lignocelulósicos de la industria del aceite de palma han sido objeto de investigación, ya que representan una alternativa más económica para la producción de CA debido a su alto contenido de material celulósico (celulosa 40-50%, hemicelulosa 20-30%, lignina 20-25% y cenizas 1-5%p/p), siendo una fuente apta para la producción de dicho carbón [7]. A su vez, las grandes cantidades de desechos producto de la extracción, hacen de este sector un generador de biomasa más que de aceite crudo, pues del peso de racimo de fruta que ingresa al proceso en promedio un 26% corresponde al aceite y la almendra, frente al 44% de material celulósico de la biomasa [8]. Sin embargo, la mayor cantidad de biomasa no ingresa a las extractoras, ya que el 96% de la biomasa de la palma está representada entre hojas, troncos y pedúnculos de los racimos, los cuales constituyen aproximadamente unas 20 a 30 Ton por hectárea anualmente; en ellas el 56% del total son ramas que representan de 11 a 16 Ton/hectárea usadas como abono para el suelo [8].

Actualmente la mayoría de las empresas del sector palmero hacen un uso ineficiente de sus desechos, limitándose a destinarlos de acuerdo a las normas ambientales. En la fase de recolección del fruto, el pedúnculo del raquis se desecha regularmente debido a su contenido fibroso, ya que adsorbe aceite en la etapa de esterilización del proceso de extracción de aceite crudo, y también las ramas provenientes de las actividades de poda utilizadas únicamente para incorporar nutrientes al suelo [9].

Por lo anterior, en este trabajo se realizó una estimación técnica y económica para la producción de CA a partir del pedúnculo y las ramas de la palma africana, residuos proporcionados por la finca Villa Orlando ubicada en Rio Viejo, Bolívar. En ese sentido, se evaluaron a escala laboratorio tres métodos de activación referenciados en la literatura, teniendo como variables la temperatura, la relación de impregnación, la capacidad de adsorción y el área superficial del producto obtenido.

Posteriormente, se elaboraron dos propuestas de diseño de proceso para los mejores carbones activados obtenidos en el laboratorio, evaluando los respectivos costos de producción para su implementación a escala industrial.

## **1. OBJETIVOS**

### **1.1 OBJETIVO GENERAL**

Realizar una estimación técnico-económica para la producción de carbón activado a partir de los residuos generados en la recolección del racimo de fruta de palma africana (ramas y pedúnculo) en el municipio de Rio Viejo (Bolívar, Colombia).

### **1.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS**

- Determinar el potencial uso del pedúnculo y las ramas derivados del cultivo de palma como materia prima para la producción de carbón activado a nivel comercial.
- Evaluar la obtención de carbón activado mediante activación física y/o química a escala laboratorio.
- Realizar una estimación del costo de producción de carbón activado obtenido a partir de residuos de la palma para su posible implementación a escala industrial.

## 2. MARCO TEÓRICO

### 2.1 RESIDUOS LIGNOCELULÓSICOS DE LA PALMA DE ACEITE

La industria del aceite de palma es una de las mayores generadoras de residuos sólidos, debido a que se estima que su cultivo supera en siete veces la demanda de madera natural en el mundo [7]. La Tabla 1 muestra las cantidades de biomasa residual que se genera en las etapas de recolección, siembra y producción de aceite crudo en Colombia.

**Tabla 1.** Biomasa residual proveniente de la industria de la palma aceitera

Biomasa		Cantidad		Análisis Próximo %p/p			Ref.
				CN <sup>2</sup>	VT <sup>3</sup>	HM <sup>4</sup>	
Recolección y siembra	Troncos	75	Ton/Ha	5,9	76,8	5,9	[8,10]
	Ramas	11 a 16	Ton/Ha	1,3	83,5	---	[8,11]
	Pedúnculo (racimo).	(NTI) <sup>1</sup>	-----	-----	-----	-----	-----
Producción de aceite crudo	Racimo de fruta vacío	924,6	Ton/año	20,2	23,7	18,5	[7]
	Cuesco	189,1	Ton/año	1,1	72,5	8,0	[7]
	Fibra	546,4	Ton/año	5,3	76	6,6	[7]

(1) No tiene información, (2) Ceniza, (3) Volátiles, (4) Humedad.

La palma africana como materia prima es utilizada en áreas tales como producción de alimentos, fármacos y la industria textil. Dentro de los residuos generados, el palmiste es un subproducto del prensado de la almendra, el cual es usado como lubricante para la laminación en frío en la fabricación del acero inoxidable [10]. Por otro lado, la fibra y el cuesco son utilizados como combustible en las calderas para

producir vapor de agua [11]. A su vez, estos residuos se pueden emplear para la conversión en energía, transformándola en combustibles líquidos o gaseosos, los cuales son más convenientes y eficientes [12].

## **2.2 CARBÓN ACTIVADO**

Es un carbón microcristalino que se utiliza como adsorbente universal debido a su alta superficie interna y porosidad. Está compuesto de un 87 a un 97% de carbono, aunque también se pueden encontrar elementos como el nitrógeno, oxígeno, azufre e hidrógeno. Su carácter microcristalino y superficie química permite la retención de moléculas en fase líquida o gaseosa y a su vez tener una variada distribución de tamaño de poros, los cuales están dados (según IUPAC) de la siguiente forma[13]:

- Microporos: Menores a 2 nm.
- Mesoporos: Entre 2 y 50 nm.
- Macroporos: Mayores de 50 nm.

Según el tamaño de los granos se pueden encontrar 2 tipos de carbón activado: carbón en polvo (CAP) con diámetro  $\leq 0,177$  mm y carbón granular (CAG) entre 0,2 y 5 mm. El CAP tiene propiedades de filtrabilidad y adsorción gracias a su gran cantidad de microporos que lo hacen ideal para procesos de clarificación. El CAG se caracteriza por su dureza y tamaño de partícula, usándose principalmente en adsorción de gases por poseer más mesoporos [14]. Tales características convierten al CA en una opción ideal para las siguientes aplicaciones descritas en la Tabla 2:

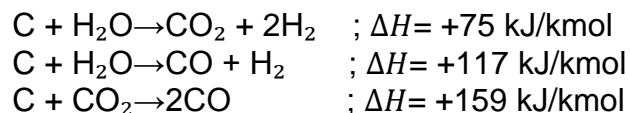
**Tabla 2.** Aplicaciones para el carbón activado en polvo y granular [15]

Carbón activado en polvo	Carbón activado granular
<ul style="list-style-type: none"><li>• Purificación del aire</li><li>• Purificación de químicos y como soportes a catalizadores</li><li>• Alimentos y bebidas</li><li>• Productos farmacéuticos</li><li>• Purificación del agua</li></ul>	<ul style="list-style-type: none"><li>• Purificación del aire</li><li>• Control de emisiones en automotrices</li><li>• Purificación de químicos y como soportes a catalizadores</li><li>• Minería</li><li>• Productos farmacéuticos</li></ul>

## 2.3 ACTIVACIÓN

Consiste en remover los residuos orgánicos de la biomasa con el fin de formar poros y ampliar los microporos. En general, hay dos tipos de activación: física y química.

**2.3.1 Activación física.** Se produce con la gasificación del carbón mediante vapor de agua y/o CO<sub>2</sub> a temperaturas muy elevadas, (generalmente entre los 700 y los 1.000°C) con el fin de incrementar la aparición de poros. La activación del carbón puede ocurrir mediante las siguientes reacciones de carácter endotérmico [7].



Existen diferencias entre activar con vapor de agua y CO<sub>2</sub>, debido a que el primero contribuye a la formación de macro y mesoporos (amplía poros existentes) mientras que el segundo genera microporos [16].

**2.3.2 Activación química.** Consiste en impregnar previamente el precursor con un agente químico, cuya función es hidrolizar el material y ocupar volumen para evitar el encogimiento del carbón resultante, causando la degradación del material e

induciendo a la formación de los primeros poros, los cuales van a depender del grado de impregnación (proporción de la cantidad de agente con respecto a la del precursor) [7]. Estos compuestos pueden ser ácido fosfórico, cloruro de zinc e hidróxido de potasio, entre otros. Una vez impregnado el material se trata térmicamente a temperaturas más bajas (400°C a 800°C) que en la activación física, bajo una atmósfera inerte como el N<sub>2</sub> y el Ar para aumentar la porosidad del producto.

## **2.4 PARÁMETROS MÁS RELEVANTES EN LA ACTIVACIÓN Y PRODUCCIÓN DEL CARBÓN**

Se realiza una revisión bibliográfica de los parámetros importantes para producir carbón activado a partir de materias primas de naturaleza lignocelulósica (palma africana, y otros residuos como huesos, fibras y cáscaras de frutas).

-Agente activante: En la activación física, se trabaja en atmósferas de CO<sub>2</sub> y/o de vapor de agua, siendo el CO<sub>2</sub> más limpio y fácil de controlar a temperaturas alrededor de los 800°C debido a su baja tasa de reacción; obteniendo un carbón con mayor uniformidad [16]. Para la activación química, usualmente se usan como agentes activantes ZnCl<sub>2</sub> (desarrollar más micro-porosidades) o H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> (desarrollar más mesoporosidad) [17]. Sin embargo, se prefiere usar H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> que causa menos impacto ambiental, y se puede recuperar con agua [16].

-Temperatura: Es inversamente proporcional al rendimiento del carbón. No obstante, el área superficial no está ligada a un aumento o disminución del mismo [16]. Para el proceso físico se han reportado áreas hasta 2.247 m<sup>2</sup> /g para un rango de 700 a 850°C [18, 7]. Por otra parte, en la activación química se obtuvieron buenos resultados para el H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> y el ZnCl<sub>2</sub>, cuyos valores obtenidos de la literatura (hasta 1884 m<sup>2</sup>/g, para el tronco de la palma africana) van de 400 a los 800 °C [16, 19, 20, 21].

-Relación de impregnación (RI): Es el parámetro más significativo en el desarrollo de porosidad. Generalmente un rango de impregnación de 1 a 3 %p/p puede generar buenos resultados (1.720 m<sup>2</sup> /g para los tallos de algodón) [16, 7]. Cuanto mayor es el grado de impregnación se tiene un mayor rendimiento y un menor desarrollo de la microporosidad [16], por lo que a partir del punto óptimo sólo se generaría una disminución en el área superficial y su rendimiento.

-Tiempo de activación: Es de gran influencia junto con la temperatura, ya que puede causar efectos positivos o negativos en el rendimiento y el área superficial. Es decir, a temperaturas altas y una exposición prolongada se puede crear un efecto sinterético (cerramiento de poros) [7]. Con respecto a la activación física, comúnmente se necesitan rangos de 1 a 4 horas para alcanzar altas áreas superficiales, con rendimientos mucho menores que las activaciones químicas. Para el proceso químico, habitualmente ese rango disminuye, logrando en su mayoría tiempos de activación de 1 hora [16, 7].

-Flujo de CO<sub>2</sub>: Para la activación física y química con atmósfera oxidante (CO<sub>2</sub>) la relación es directa con el área superficial [7]. En la literatura hay estudios con flujos entre 100 y 450 cm<sup>3</sup>/min obteniendo áreas de hasta 1366 m<sup>2</sup>/g con un flujo de 100 cm<sup>3</sup>/min activando cáscara de palma [7].

## **2.5 MERCADO DEL CARBÓN ACTIVADO**

El Carbón activado es un producto de gran importancia en diferentes industrias. En Colombia solo se produce el 10% de la demanda de éste producto [6] La siguiente tabla muestra las cantidades de CA que se utilizan en algunos de los sectores industriales para una ciudad como Medellín en Colombia.

**Tabla 3.** Aplicaciones del carbón activado en Colombia [22]

Aplicación	Cantidad [Ton/año]
Potabilización del agua	350
Producción de bebidas	200
Grasas	150
Producción de azúcares	250
Otros sectores	300

Las importaciones de CA en Colombia se han mantenido relativamente constantes gracias a diversas normas tales como el Decreto 948 de 1995 (junio 5) Diario Oficial 41876 de Protección y Control de Calidad del Aire [23]. En el ANEXO A la gráfica A12 se observa que la mayor cantidad de CA importado proviene de: México con 218.310 Ton, China con 211.431 Ton y Estados Unidos con 20.838 Ton. Asimismo, en la gráfica A13 se muestran los principales países a los que se exporta CA: Chile con 144.000 Ton y Costa Rica con 73.253 Ton.

En Colombia existen compañías internacionales que distribuyen el carbón activado, como Norit (reconocida mundialmente), Cabot y empresas nacionales como Sulfoquímica, ubicada en el departamento de Antioquia y con plantas en otras ciudades del país, quienes son la principal competencia a nivel nacional en este mercado [24].

## 2.6 PRECIO DEL CARBON ACTIVADO

No existe un precio exacto del carbón activado en el mercado mundial, debido a que generalmente se producen para satisfacer necesidades específicas de un cliente haciendo que el precio sea difícil de estimar[25]. El CA en general tiene aplicación comercial cuando presenta un área BET por encima de 500 m<sup>2</sup>/g [7]. Su precio promedio fue de \$ 1.936 USD (dólares americanos) por tonelada métrica en 2014 y

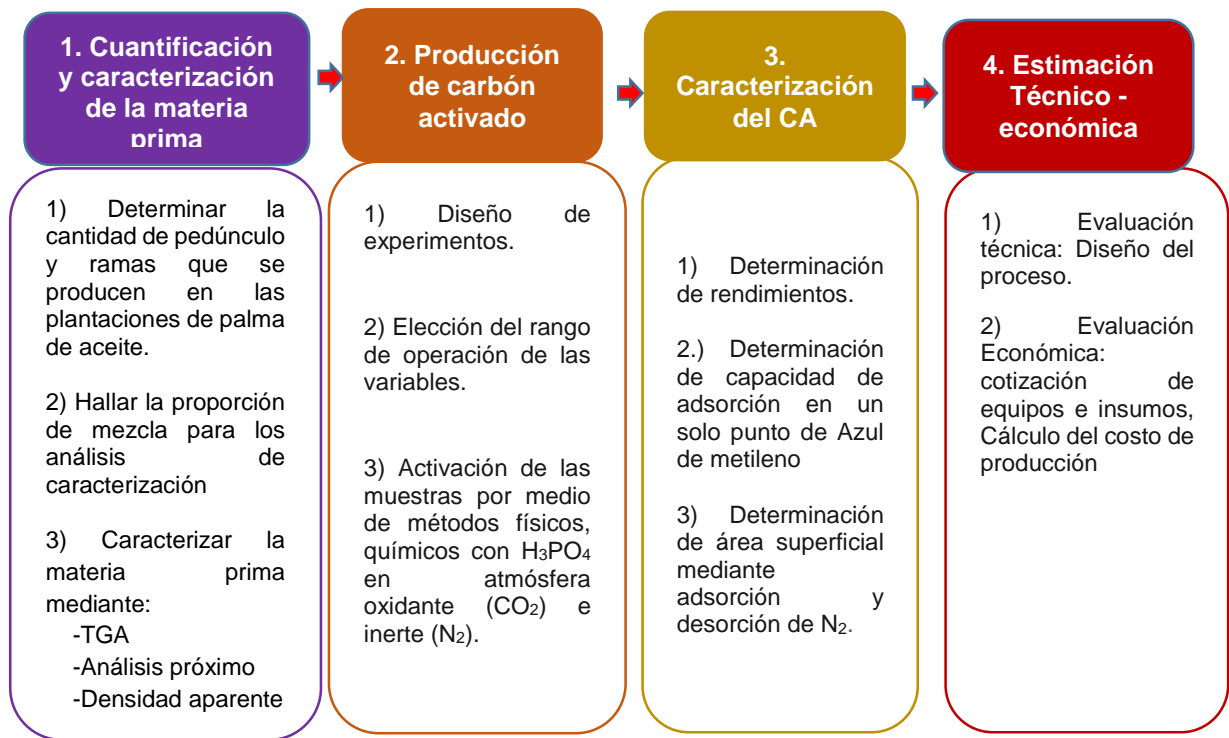
se prevé que crezca en un 2,5% por año hasta el 2019. En cuanto a costos, generalmente el CAG es más caro que el CAP [24].

En Colombia, el precio del CA en la empresa SULFOQUÍMICA SA para el 2016 es de \$COP 5.220 por kilogramo para CAP y \$COP 7.000 por kilogramo para CAG.

### 3. METODOLOGÍA

A continuación se describen cada una de las etapas que comprenden el desarrollo del proyecto, partiendo del esquema general representado en la gráfica 1.

Gráfica 1. Metodología



#### 3.1 MATERIA PRIMA

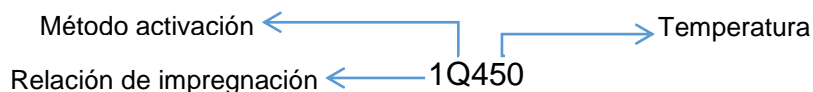
La materia prima constituida por residuos provenientes del proceso de recolección y poda (pedúnculo del raquis y ramas) de la palma de aceite fue proporcionada por la finca Villa Orlando ubicada en Rio Viejo Bolívar. Para estimar el cálculo de la proporción entre cantidad de pedúnculo y ramas producidos en los cultivos, se obtuvieron datos de la literatura [8,26,27] debido a que no se tiene información de las cantidades que se producen anualmente en la finca. Ver ANEXO B

### 3.2 CARACTERIZACIÓN DE LA MATERIA PRIMA.

Para la caracterización de la materia prima (mezcla pedúnculo-ramas), se realizó un análisis próximo de acuerdo a las normas ASTM D3173, ASTM D1102-84 y ASTM D3174 para determinar el contenido de humedad, cenizas y carbono fijo respectivamente. Para hallar el contenido de material volátil según la norma ASTM D7582 se utilizó una balanza termo gravimétrica ATG 2050 marca TA Instruments. La densidad aparente se determinó mediante la norma ASTM D2854 y la densidad real se halló utilizando un picnómetro de 5 mL. Ver ANEXO C.

### 3.3 PRODUCCIÓN DE CARBÓN ACTIVADO

Para la producción del carbón activado se escogieron tres métodos de activación: física en atmósfera de CO<sub>2</sub> (AF), química en atmósfera de N<sub>2</sub> (AQ) y una mezcla de los dos (impregnación química en atmósfera de CO<sub>2</sub>) (AFQ). Para estos dos últimos métodos se utilizó como agente activante ácido ortofosfórico al 82% de pureza en relaciones de impregnación de 1 y 2 en peso (%p/p). La temperatura de activación fue evaluada a 450, 550 y 700°C para AQ y AFQ y en un solo punto de 700°C para AF. Para el diseño del experimento, se seleccionó el método tradicional, el cual consiste en variar un factor cada vez partiendo de unas condiciones iniciales y dejando las demás como constantes, con el fin de observar la influencia que tiene el método de activación, la temperatura y la relación de ácido en la capacidad de adsorción, el rendimiento y el área superficial del CA. La Tabla 3 define las variables a observar y sus puntos, los cuales se realizan por duplicado para AQ y FQ, y por triplicado para AF. A continuación se presenta una descripción de la nomenclatura de las muestras:



**Tabla 4.** Condiciones de operación

Activación	Relación de impregnación de H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> [%W]			
	Temperatura [°C]			
AQ <sup>1</sup>	1Q450	1Q450	2Q450	2Q450
	1Q550	1Q550	2Q550	2Q550
	1Q700	1Q700	2Q700	2Q700
AFQ <sup>2</sup>	1FQ450	1FQ450	2FQ450	2FQ450
	1FQ550	1FQ550	2FQ550	2FQ550
	1FQ700	1FQ700	2FQ700	2FQ700
AF <sup>3</sup>	F700	F700	F700	

(1) Método químico con atmósfera de N<sub>2</sub>, (2) Método químico con atmósfera de CO<sub>2</sub>, (3) Método físico con atmósfera de CO<sub>2</sub>

Se mantuvieron constantes las siguientes variables: tiempo de activación (1 hora), caudal de gas (150 cm<sup>3</sup>/min) para CO<sub>2</sub> y N<sub>2</sub>, tasa de calentamiento (25°C/min), y el tiempo de impregnación (30 min) a temperatura ambiente.

### 3.3.1 Procedimiento para producir carbón activado en el laboratorio

**3.3.1.2 Tratamiento de materia prima:** El precursor es sometido a un proceso de molienda en un molino de cuchillas, para obtener un tamaño de partícula entre 1-2 mm, posteriormente la muestra se seca en un horno a 105°C durante 24 h.

**3.3.1.3 Activación química con atmósfera de N<sub>2</sub> o CO<sub>2</sub>:** Se impregna el precursor (entre 3 - 4 g de pedúnculo y ramas) con H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> (82% p/p) a relaciones de 1 y 2 %p/p, dejando en reposo durante 30 min a temperatura ambiente. La activación se realiza en un horno tubular de marca Thermolyne Type 21100, con una rampa de calentamiento de 25°C/min, y una atmósfera de N<sub>2</sub> o CO<sub>2</sub>, según sea el caso, manteniendo un caudal de 150 cm<sup>3</sup>/min durante 1 hora; la temperatura se varía en cada ejecución de acuerdo a lo establecido en la sección 3.3. Finalizado el proceso

se descarga la muestra del equipo y se lava con agua destilada hasta pH neutro. Finalmente, se seca en un horno a 105°C por un período de 24 horas.

**3.3.1.4 Activación Física:** El precursor (entre 3 - 4 g) se carga directamente en el horno tubular para realizar la activación a una temperatura de 700°C a una tasa de calentamiento de 25°C/min y un caudal de CO<sub>2</sub> de 150 cm<sup>3</sup>/min, durante 1 hora. Finalmente, se descarga la muestra para almacenarla.

**3.3.2 Rendimiento de los carbones:** El rendimiento del CA se determina por la diferencia del carbón obtenido luego del lavado, y la masa inicial de materia prima a diferentes condiciones de temperatura y relaciones de impregnación:

$$\text{Rendimiento}(\%) = \frac{\text{Peso del carbón en base seca}}{\text{Peso del precursor en base seca}} * 100 \quad (1)$$

### 3.4 CARACTERIZACIÓN DEL CARBÓN ACTIVADO

Se realizaron pruebas de azul de metileno (AM) con el fin de evaluar la adsorción del colorante de acuerdo al método de adsorción en un punto [28]. Se utilizó 0,025 g de CA para 30 ml de solución a 1000 ppm agitando a 300 rpm durante 24 horas. Después se mide su absorbancia en un espectrofotómetro UV-VIS con una cubeta de cuarzo de 10 mm de espesor a 620 nm, realizando previamente una curva de calibración a 10, 20, 40, 60, 80 y 100 ppm de Am con el fin de hallar la concentración final de cada muestra. Posteriormente, se escogieron las mejores muestras y se determinó el área superficial BET de cada una, mediante isothermas de adsorción-desorción de N<sub>2</sub> a 77,4 K en un equipo 3Flex Micromeritics. Este último con el objetivo de determinar la porosidad de los carbones obtenidos.

### **3.5 ESTIMACIÓN DEL COSTO DE PRODUCCIÓN**

Teniendo en cuenta los resultados anteriores y factores económicos se escogieron dos métodos de producción de C.A. Se realizó el diseño técnico del proceso de cada método mediante balances de masa con el fin de obtener las dimensiones necesarias para los equipos de acuerdo a la capacidad de la planta (previamente hallada). Después se cotizaron equipos, servicios, mano de obra y otros costos (Instalación de equipos, tuberías, redes eléctricas) necesarios para estimar el costo de producción del CA.

## 4. ANÁLISIS DE RESULTADOS

### 4.1 CARACTERIZACIÓN DE LA MATERIA PRIMA

Conociendo la cantidad promedio total de racimos y ramas que se producen por hectárea, y estimando el peso del pedúnculo como un 10% del peso total del racimo [26], las cantidades que se requieren para alimentar al proceso se aproximan a un 35% p/p de pedúnculo y un 65% de ramas. Esta relación se determinó para un mejor aprovechamiento de los residuos provenientes del cultivo. En el ANEXO B se presenta el procedimiento y los resultados para hallar la proporción de la mezcla.

**4.1.1 Densidad aparente y densidad real.** Los cálculos de las densidades se evidencian en el ANEXO C, presentando una densidad aparente de  $0,28 \pm 0,01$  g/mL y una densidad real de  $0,37 \pm 0,02$  g/mL. En la literatura se evidencia densidad aparente para troncos de  $0,34$  g/cm<sup>3</sup> [29].

**4.1.2 Análisis próximo.** Se observa que las muestras poseen una gran cantidad de compuestos volátiles (entre el 74,5% y 80%) lo que significa que al aumentar hasta cierta temperatura se puede generar bastante porosidad ya que el material volátil queda retenido en los poros del carbón [29,30]. En el ANEXO D se encuentran las tablas con más detalle del análisis próximo para cada muestra.

**Tabla 5.** Análisis próximo

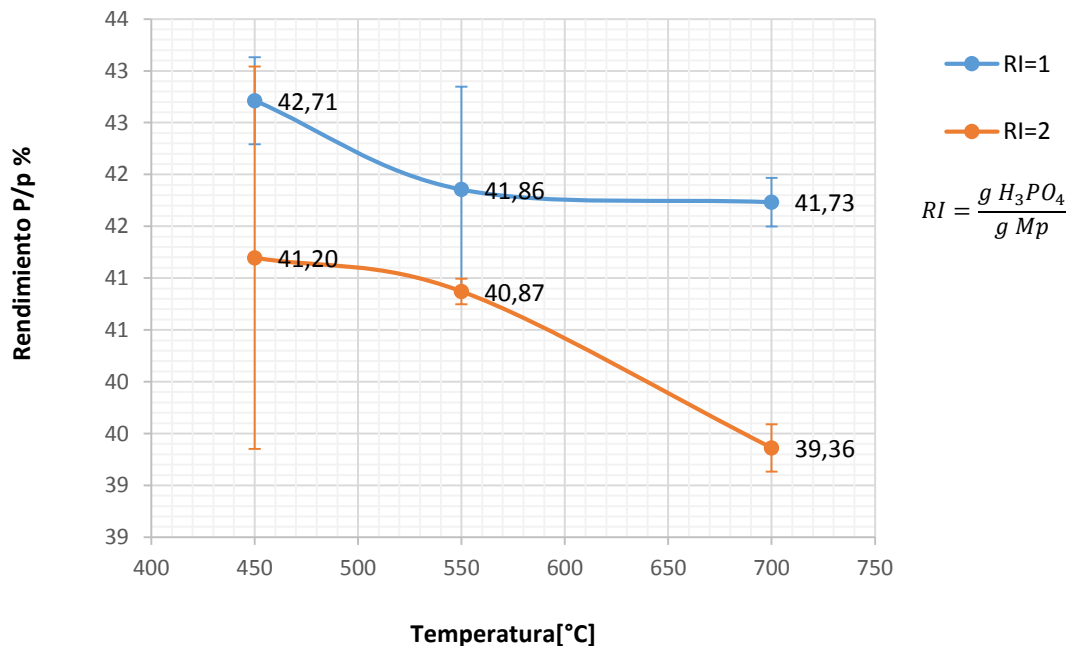
Muestra	Humedad % p/p	Volátiles % p/p	Cenizas % p/p	Carbono fijo % p/p
100% Pedúnculo	8,6% ± 0,06	80,0%	4,9% ± 0,81	6,5% ± 0,87
100% Ramas	7,6% ± 0,10	79,0%	7,6% ± 0,30	5,8% ± 0,4
Mezcla 65% -35%	6,4% ± 0,08	74,6%	6,1% ± 0,04	12,9% ± 0,12

Los resultados del análisis de termogravimetría se encuentran en el ANEXO D. En las gráficas D14, D15 y D16 se observa un comportamiento similar para las tres muestras, reflejado en la cercanía entre los altos porcentajes de compuestos volátiles (80% pedúnculo, 79% ramas, 74,6% mezcla) %p/p. Por otra parte, aproximadamente el 60% de la masa se pierde en el intervalo de temperaturas de 100 a 400°C, lo que indica que la materia prima no necesita temperaturas muy elevadas para desarrollar un CA con buena porosidad [7].

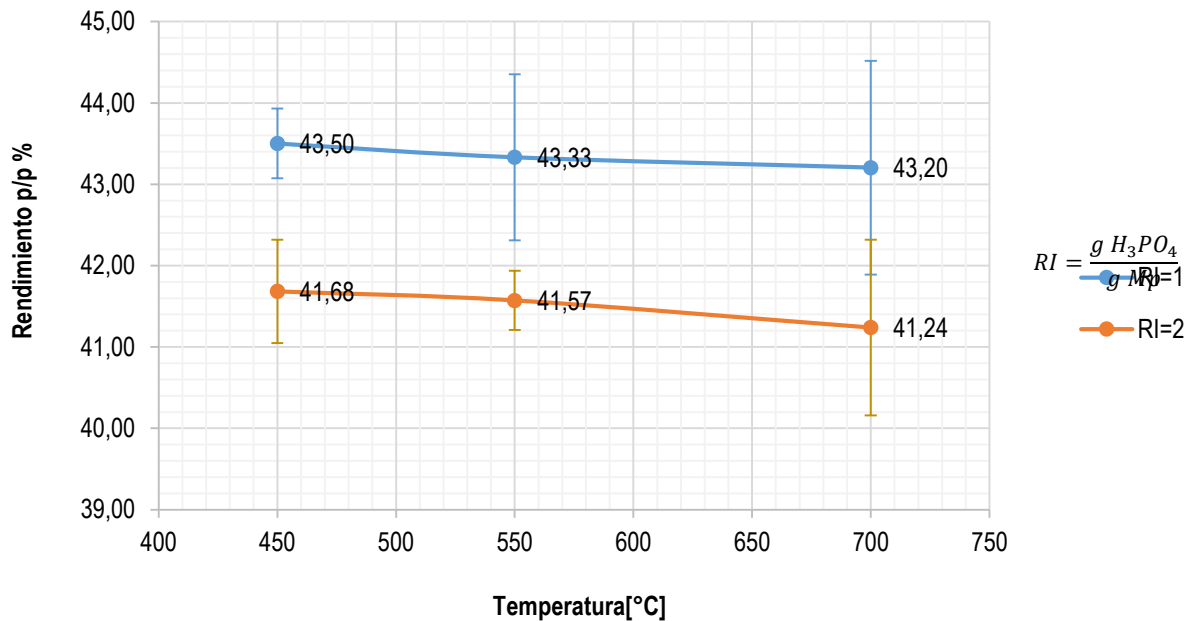
#### 4.2 PRODUCCIÓN DE LOS CARBONES ACTIVADOS.

Los resultados de los rendimientos para los carbones activados obtenidos por cada método de activación se encuentran en el Anexo D. En las gráficas 1 y 2 se reporta el rendimiento obtenido en función de la temperatura para una relación de impregnación de 1 y 2 [g H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>/ g precursor].

**Grafica 2.** Rendimiento de carbón activado obtenido mediante el método de activación química con N<sub>2</sub> a 150 cm<sup>3</sup>/min, rampa de calentamiento de 25°C/min, impregnación con H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> al 82% p/p.

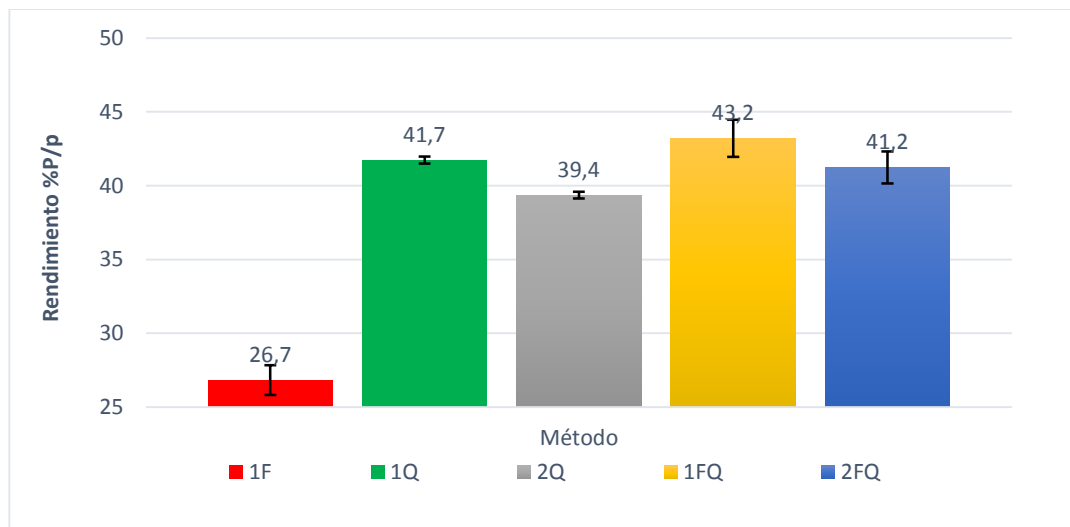


**Gráfica 3.** Rendimiento de carbón activado obtenido por el método de activación fisicoquímica con CO<sub>2</sub> a 150 cm<sup>3</sup>/min, rampa de calentamiento de 25°C/min, impregnación con H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> al 82% p/p



Para los dos métodos de activación utilizados se observa que a medida que aumenta la relación de impregnación el rendimiento del carbón activado disminuye, por lo que se evidencia la acción deshidratante del H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> de acuerdo a lo reportado en la literatura [7]. A su vez para cada relación de impregnación, a medida que aumenta la temperatura se alcanzan menores rendimientos (siendo 39,36%p/p el de menor valor) [7]. Con respecto a la influencia que tiene el CO<sub>2</sub> en la activación ver gráfica 2, se concluye que éste presentó una baja tasa de reacción para las temperaturas utilizadas ya que al compararlos con la activación en atmósfera inerte, no se obtuvo un rendimiento diferenciable. Sin embargo el flujo de alimentación pudo haber sido bajo para la activación del precursor, pues se reporta en la literatura que a mayores flujos de CO<sub>2</sub> (150 a 450 cm<sup>3</sup> /min) disminuyen los rendimientos (40% a 33%p/p) y aumenta la microporosidad (0,2187 a 0,2663 cm<sup>3</sup>/g) [18].

**Gráfica 4.** Rendimientos de los carbones activados obtenidos mediante los diferentes métodos de activación a 700°C.



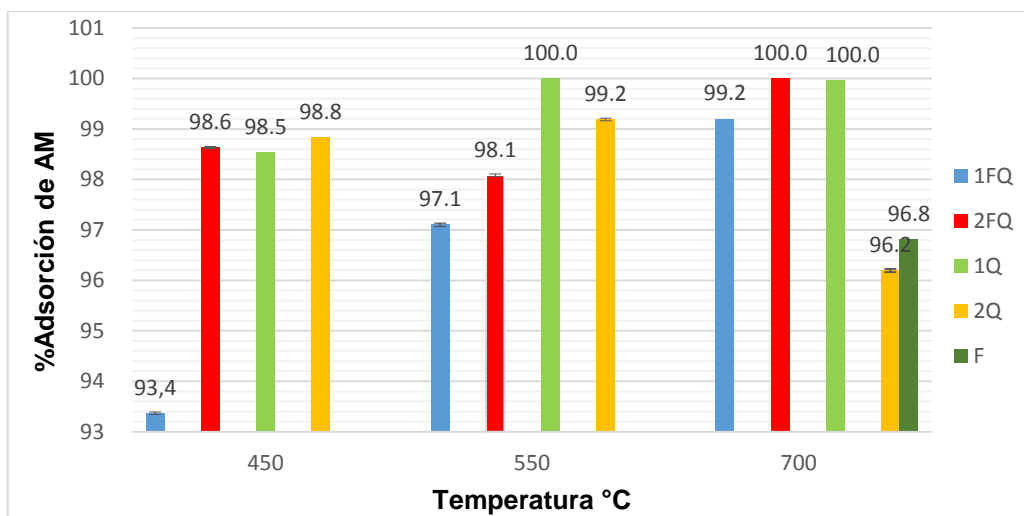
(F) a 700°C con CO<sub>2</sub> a 150 cm<sup>3</sup>/min, (1Q) a 700°C con N<sub>2</sub> a 150 cm<sup>3</sup>/min y RI=1, (2Q) a 700°C con N<sub>2</sub> a 150 cm<sup>3</sup>/min y RI=2, (1FQ) a 700°C con CO<sub>2</sub> a 150 cm<sup>3</sup>/min y RI=1, (2FQ) a 700°C con CO<sub>2</sub> a 150 cm<sup>3</sup>/min y RI=2

En la gráfica 4 se muestra la influencia del uso de agente activante en los métodos de activación a la misma temperatura (700°C). En ella se observa que el rendimiento en el método físico (26,8%p/p) (donde se activa solamente con CO<sub>2</sub>) fue mucho menor que en las muestras activadas con ácido H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> (mayores al 39%) lo cual coincide con lo reportado en la literatura (41% utilizando H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> frente a un 9,5%p/p activando semillas de palma con CO<sub>2</sub> [32]).

### 4.3 PRUEBAS DE ADSORCIÓN DE AZUL DE METILENO EN UN SOLO PUNTO

Los resultados detallados de las pruebas de adsorción de azul de metileno se encuentran en el ANEXO F. La gráfica 5 presenta el consolidado de las pruebas de adsorción con azul de metileno, en el cual se relaciona la capacidad de adsorción en función de la temperatura y el método de activación.

**Gráfica 5.** Adsorción de AM (concentración inicial de 1000 ppm) para los carbones activados obtenidos a diferentes temperaturas y métodos de activación.



1FQ (Relación de impregnación RI=1, activación química con atmosfera de CO<sub>2</sub>), 2Q (RI=2, activación química, N<sub>2</sub>), F (Activación física, CO<sub>2</sub>)

De la gráfica 5 para las FQ se infiere que al aumentar la temperatura y la RI, la capacidad de adsorción aumenta tal como se reporta en la literatura para el níspero de palo con RI (0,58 y 0,7 %p/p) para dos temperaturas 400°C (32% y 39% de adsorción) y 500°C (35% y 58% de adsorción) respectivamente [33]. Sin embargo, para el método Q existen dos excepciones en 550 y 700°C donde la RI tiene un efecto inversamente proporcional a la remoción de AM. Esto se debe posiblemente a que la alta relación de impregnación utilizada colapsa las paredes internas de los poros conduce a una reducción en el área superficial disponible para la adsorción [33].

Para todos los métodos de activación se evidencia que la remoción de AM fue superior al 90%, por lo cual podemos afirmar que los carbones obtenidos poseen grupos funcionales en la superficie química afines a la molécula de azul de metileno, así como una buena área superficial del tipo mesoporosa [7].

#### 4.4 PRUEBAS DE ÁREA BET

Para la evaluación del área BET se escogieron los carbones activados obtenidos a menores temperaturas para minimizar el gasto energético y el uso de ácido durante su producción, dado que los porcentajes de adsorción de AM fueron superiores al 90% en todos los casos. Los resultados de la prueba de análisis de área superficial se presentan en la siguiente tabla:

**Tabla 6.** Resultados de análisis BET

MUESTR A	TEMPERATUR A °C	ÁREA SUPERFICIAL m <sup>2</sup> /g	ÁREA MICROPOROS m <sup>2</sup> /g	VOLUMEN DE POROS cm <sup>3</sup> /g	
				Micro	Meso
F700	700	507,090	436,98	0,167	0,028
1Q450	450	788,210	302,50	0,128	0,3126
2Q450	450	999,640	206,21	0,089	0,510
1FQ450	450	982,840	423,55	0,177	0,376
2FQ450	450	963,190	161,22	0,072	0,501
MATERIA PRIMA SIN ACTIVAR		0,530	-	-	

De acuerdo a la tabla 6, todas las muestras cumplen con los requerimientos comerciales según la literatura (superiores a 500 m<sup>2</sup>/g) [7]. Los CA cuentan con un área superficial específica entre 507 a 999 m<sup>2</sup>/g, comparando con la materia prima sin porosidad (0,5296 m<sup>2</sup>/g). A su vez, al comparar los carbones 1Q450, 2Q450 y 1FQ450, 2FQ450 se evidencia la disminución del volumen de microporos con el aumento en la RI, por lo que se puede deducir que al aumentar la cantidad de ácido colapsaron los microporos contribuyendo al desarrollo de mesoporosidades [21] [17]. Por otra parte, el carbón activado F700 tuvo un mayor volumen de microporo (0,167 cm<sup>3</sup>/g) demostrando la acción del CO<sub>2</sub> (150 cm<sup>3</sup> /min) reportada en la literatura tal como se expuso en la sección 4.2 [18][7].

Los carbones 1FQ450 y 2FQ450 difieren en que la muestra activada con relación de impregnación 1 %p/p generó más microporosidad (0,177 cm<sup>3</sup> /g frente 0,072 cm<sup>3</sup>

/g para 2FQ450), mientras que para la muestra con impregnación 2%p/p se observa un mayor desarrollo en la mesoporosidad ( $0,501 \text{ cm}^3/\text{g}$  frente  $0,376 \text{ cm}^3/\text{g}$  para 1FQ450). Por último, el CA F700 presentó poca meso y macroporosidad tal como se ve en la tabla 6.

Teniendo en cuenta los resultados de las pruebas de área BET, se escogieron los mejores CA obtenidos mediante los tres métodos de activación para realizar el diseño técnico económico del proceso de producción. Basados en estos resultados, se escogieron dos posibles procesos basados en los carbones activados obtenidos en el laboratorio: activación física y activación química. Para la activación química se escogió la muestra 1Q450 debido a que permite obtener una buena área superficial utilizando la menor relación de impregnación, dado que para este proceso de activación la diferencia entre las áreas superficiales obtenidas ( $788,210 \text{ m}^2/\text{g}$  para 1Q450 y  $999,640 \text{ m}^2/\text{g}$  para 2Q450) no representa un valor agregado significativo. Por otro lado, a pesar de su menor rendimiento y área superficial se escogió la activación física con  $\text{CO}_2$ , debido a que el proceso es más sencillo de implementar a escala industrial porque suprime la necesidad de utilizar ácidos y elimina el lavado y neutralización de los carbones activados obtenidos.

## 5. DISEÑO DEL PROCESO

Para evaluar la capacidad de producción de biomasa a partir de actividades de poda y recolección, se verificó que en la finca Villa Orlando se tienen 100 hectáreas sembradas, de las cuales mensualmente se recolectan 80 de ellas. Con base en los rendimientos y las relaciones de producción se eligió una capacidad de la planta de 10 Ton/mes de biomasa ver ANEXO B. Esta capacidad base se obtuvo a partir de los datos de recolección de 0,48 Ton/Ha-mes de materia prima para un total de 38,4 Ton/mes recolectadas, la cual es una cantidad suficiente para suplir la demanda aproximada de una planta de 10 Ton/mes considerando que estará trabajando 22 días al mes.

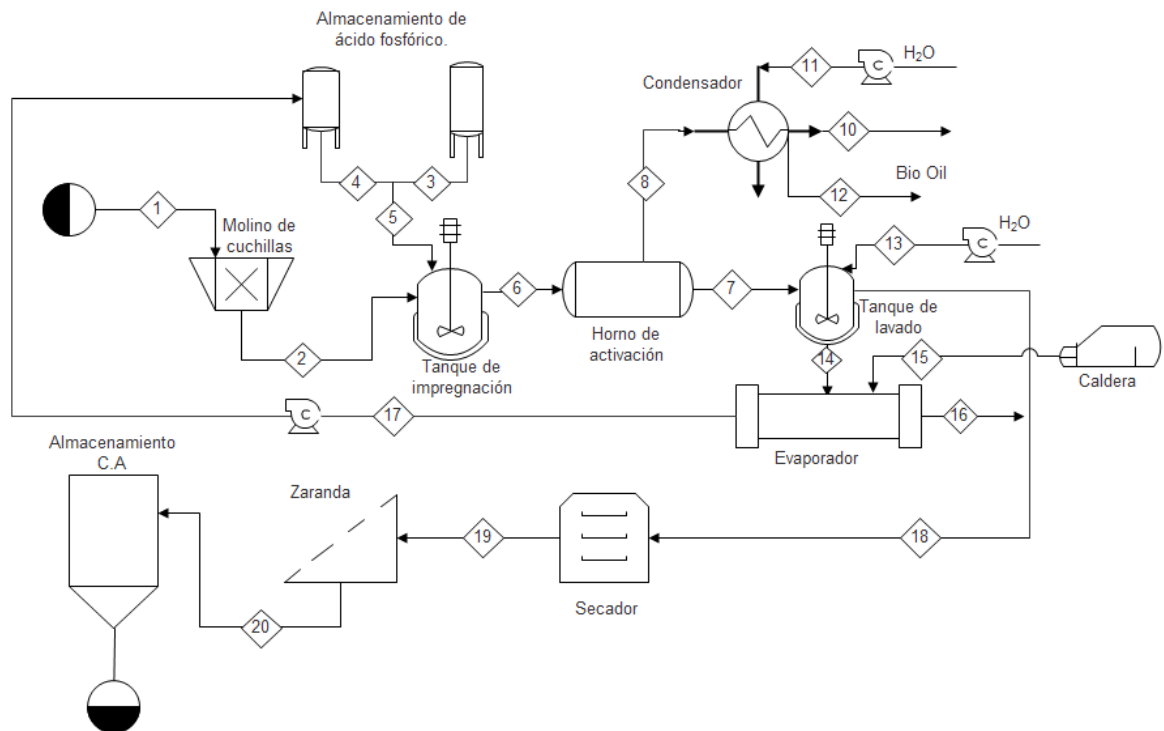
### 5.1 PROCESOS PROPUESTOS PARA PRODUCIR CARBÓN ACTIVADO

Por las razones anteriormente expuestas, se proponen dos procesos de activación: activación química con  $H_3PO_4$  a  $450^\circ C$  en atmósfera de  $N_2$ , y activación física con atmósfera de  $CO_2$  a  $700^\circ C$ . La descripción de cada proceso de activación se presenta a continuación:

**5.1.1 Descripción del proceso de activación química:** Para el proceso de producción de carbón activado (1Q450), primero se debe realizar el triturado de 1,1 Ton-día de MP en un molino de cuchillas con el fin de llevarla a un tamaño de partícula deseado (14 mm). La MP se mezcla a temperatura ambiente con el agente activante ( $H_3PO_4$ ) en un tanque de agitación a RI (1:1 MP:  $H_3PO_4$ ) y se deja actuar por 3 horas. La pasta formada se carga por medio de una banda transportadora en un horno rotatorio de varias secciones donde se seca, activa y enfría. La etapa de activación se efectúa a  $450^\circ C$  en atmósfera inerte, la cual se produce por un flujo tapón en un tornillo sin fin.

Durante la activación se desprende una corriente gaseosa formada por gases no condensables como CH<sub>4</sub>, CO, C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>, C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>, CO<sub>2</sub>, y otra corriente denominada Bio aceite con un alto poder calorífico. Formado el CA se deja enfriar, y debido a que el carbón resultante sale con fracciones de H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>, debe lavarse con agua en una relación de 10 litros por kilogramo de carbón. Debido a esto se lleva en una banda transportadora a un tanque de agitación donde se lava con agua a 80-90°C, hasta un pH mayor o igual a 5. Luego el agua que sale del lavado se concentra con un evaporador para recircularlo a los tanques de alimentación de H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>. El CA lavado se lleva en una banda transportadora a un horno rotatorio para secarlo a 105°C, y posteriormente se tamiza en una zaranda para finalmente ser almacenado y vendido como CAP (carbón activado en polvo). Basados en los rendimientos en el laboratorio para este proceso (41,7% p/p), y considerando una producción anual estimada de 120 Ton de CA, se deberán procesar aproximadamente 1,1 Ton /día de MP ver ANEXO G

**Grafica 6.** Proceso de producción de carbón activado químicamente.



Los costos necesarios de inversión y operación para la implementación de los equipos se describen en la Tabla 7, y el detalle se presenta en el ANEXO I y el ANEXO J.

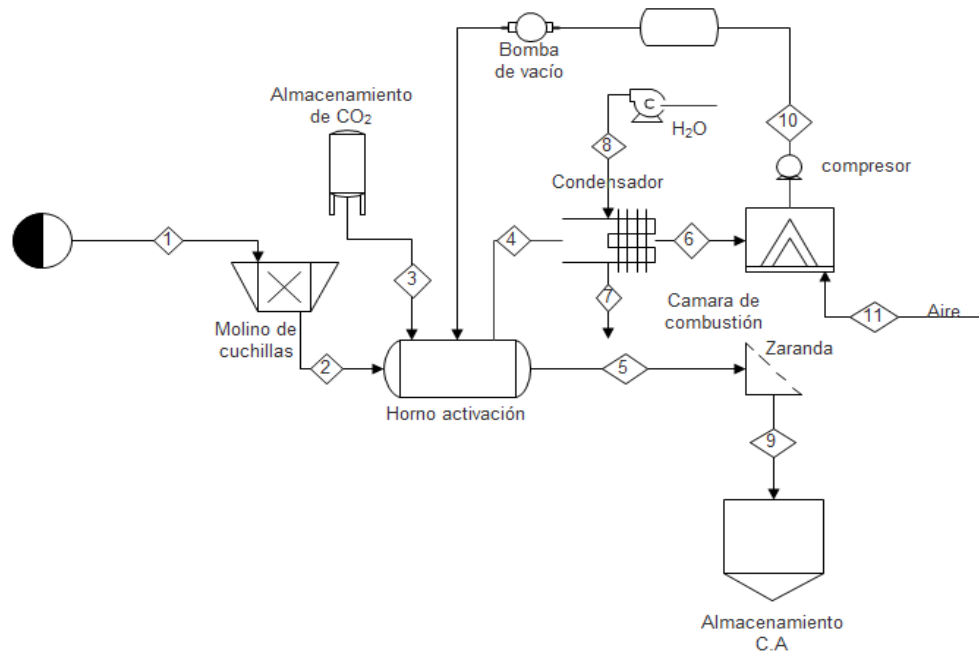
**Tabla 7.** Costos de producción de carbón activado químicamente.

<b>COSTOS DE PRODUCCIÓN</b>	
<b>Compra de equipos</b>	\$ 187'890.126
<b>Total costos directos</b>	\$ 555'966.882
<b>Total costos indirectos</b>	\$ 264'549.297
<b>Total inversión al capital</b>	\$ 820'516.180
<b>Costo anual de operación</b>	\$ 703'841.228
<b>Costo de producción por Ton de carbón</b>	\$ 5.865

**5.1.2 Descripción del proceso de activación física:** Para producir carbón activado mediante activación física con CO<sub>2</sub> a 700°C, la MP ingresa a un molino de cuchillas con el fin de llevarla al tamaño de partícula requerido (14 mm). Después se lleva por medio de una banda transportadora a un horno donde se seca a 105°C, para posteriormente iniciar la activación a 700°C con CO<sub>2</sub> proveniente del tanque de almacenamiento. Una vez transcurrido el tiempo de reacción (60min), el CA se deja enfriar a la intemperie y se lleva (banda transportadora) para ser cribado en una zaranda y almacenado de acuerdo a las especificaciones del producto. Durante la activación se desprende una corriente gaseosa formada por gases no condensables como CH<sub>4</sub>, CO, CO<sub>2</sub>, C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>, C<sub>2</sub>H<sub>6</sub> y otra serie de compuestos condensables comúnmente denominada bio-aceite. La corriente gaseosa pasa por una cámara de combustión donde se forma CO<sub>2</sub> y vapor de agua, los cuales se recirculan durante dos activaciones más, con el fin de garantizar que las especificaciones del CA sean similares, por lo que sólo se alimenta CO<sub>2</sub> cada 3 días para un total de 8 cargas en los 22 días de cada mes Finalmente se tamiza (zaranda) si es necesario para su posterior almacenamiento. Basados en los rendimientos en el laboratorio para este

proceso (26,7 %p/p), y considerando una producción anual estimada de 120 Ton de CA, se deberán procesar aproximadamente 1,780 Ton /día de MP ver ANEXO H.

**Grafica 7.** Producción de carbón activado mediante activación física



Los costos de inversión y operación para la implementación de los equipos se describen en la Tabla 8, y los detalles se presentan en los ANEXOS I Y J.

**Tabla 8.** Resumen de costos para la activación física.

<b>COSTOS DE PRODUCCIÓN</b>	
<b>Compra de equipos</b>	\$ 185'324.100
<b>Total costos directos</b>	\$ 548'374.011
<b>Total costos indirectos</b>	\$ 260'936.332
<b>Total inversión al capital</b>	\$ 809'310.344
<b>Costo anual de operación</b>	\$708'564.061
<b>Costo de producción por Ton de carbón</b>	\$ 5.904

De acuerdo a los resultados de las tablas 7 y 8, se presentaron muchas similitudes en el costo de inversión al capital y los costos operacionales, lo que finalmente repercutió en sólo \$COP 138 de diferencia en el costo de producción de ambos carbones para una capacidad de planta de 120 Tonal año.

Al comparar los costos de producción de los carbones activados en polvo CAP obtenidos (COP\$ 5.904 para físico y COP\$ 5.865 para el químico) con el precio del CAP comercial para aplicaciones de clarificación de aguas y remoción de colorantes (\$5.220 IVA incluido), cotizado en la empresa SULFOQUIMICA S.A, se puede inferir que ninguno de los dos son competitivos a nivel comercial. Para solventar este problema se propone aumentar los kilogramos de carbón activado que se producen anualmente de modo de bajar los costos de producción. Sin embargo la finca Villa Orlando no tiene la disponibilidad de materia prima (38,400 Ton/mes) que se requiere para el método físico (39,220 Ton/mes) a diferencia del químico que requiere de menos cantidad (24,400 Ton/mes) para tal fin, aunque se podría recibir materia prima de otras fincas aledañas para alimentar la planta.

Para finalizar, se escoge producir el carbón 1Q450 ya que teniendo en cuenta lo expuesto anteriormente y los resultados de la prueba de área BET, ésta muestra presentó un área superficial mejor (788,21 m<sup>2</sup>/g) que la F700 (507,09 m<sup>2</sup>/g). A su vez, posee una mejor distribución de volumen de micro y mesoporos (0,128 y 0,3126) respectivamente, que hacen de ésta una opción para más aplicaciones en fase líquida y posibles aplicaciones en fase gaseosa. Otra ventaja que tiene producir el carbón activado químicamente con H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>, es su fácil comercialización en la industria farmacéutica y alimenticia, ya que se puede vender C.A sin hacer un tratamiento del ácido disminuyendo el costo de producción [25].

## 6. CONCLUSIONES

Los residuos obtenidos de la finca "Villa Orlando" son buenos precursores para la producción de CA, Esto se evidenció en el aumento del área superficial de 0,53 m<sup>2</sup>/g de MP hasta 999,64 m<sup>2</sup>/g del carbón 2Q450. Por otro lado, los CA obtenidos experimentalmente cumplen con las áreas comerciales ( $\geq 500$  m<sup>2</sup>/g [7]).

Con respecto a la producción de CA en el laboratorio, la temperatura y la RI mostraron un comportamiento inversamente proporcional frente al rendimiento. Esto se observa en el caso de las muestras 1Q450 (42,71%) y 2Q450 (41,20%) a 2Q700 (39,36%p/p) y 1Q700 (41,73%). Para las pruebas de AM, la temperatura y la RI fueron directamente proporcionales a la capacidad de adsorción, donde las muestras FQ a 450 y 700°C exhibieron un aumento en el porcentaje de adsorción de 93,4 a 99,2%p/p para 1FQ y 98,6 a 100% para 2FQ. Por otra parte, F700 presentó el menor rendimiento (26,7%p/p) y una adsorción del 96,8% de AM.

De acuerdo a los resultados obtenidos, se propuso el diseño de un proceso de activación química (1Q450), y un proceso de activación física (F700). Para ambos procesos se calcularon los costos de equipos y operación. En el caso de 1Q450, el costo de equipos y operación fue de COP\$ 187'890.126 y COP\$ 703'841.228 respectivamente. Para F700 fueron de COP\$ 185'324.100 y COP\$ 708'564.061 en el mismo sentido. El costo anual del CO<sub>2</sub> (COP \$ 379'932.640) y el ácido fosfórico (COP\$ 334'831.496) fueron los factores de mayor influencia en el costo de producción de cada carbón, el cual fue de 5.865 \$COP/kg para 1Q450 y 5.904 \$COP/Ton para F700, estando por encima de los costos comerciales (5.220 \$COP/Ton). Debido a estos resultados se escoge producir el carbón 1Q450 ya que este tiene más aplicabilidad debido a su área superficial y distribución de poros que el CA F700.

## 7. RECOMENDACIONES

1. Para el montaje de la planta se hace necesario realizar un prototipo del proceso a mayor escala con el fin de tener una aproximación más exacta a los requerimientos de un proceso industrial.
2. Es necesario conocer la cantidad y composición de los efluentes líquidos (bio-oil) y gaseosos, ya que éstos representan una fuente potencial de ingresos debido a su aprovechamiento como combustible.
3. Para incrementar el área superficial en la activación física se recomienda aumentar la temperatura de activación, ya que según lo reportado en la literatura, el CO<sub>2</sub> posee baja tasa de reacción.
4. Para purificar la corriente de gas ácido se debería tratar el mismo por absorción química con monoetanolamina (MEA), ya que posee buena solubilidad con el CO<sub>2</sub> alcanzando porcentajes de remoción del 90%; dando opción a recuperar el CO<sub>2</sub> por medio de desorción química[34].
5. Se recomienda realizar una titulación de Boehm con el fin de determinar que grupos funcionales están presentes en el carbón producido por ácido fosfórico[31], con el fin de tener noción del posible uso del C.A obtenido en el laboratorio. Ya que el precio comercial del CA podría aumentar de acuerdo a la afinidad que tenga con determinados solventes.

## REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] D. Á. Hoyos, M. Hincapié, J. M. Marín, L. M. Jiménez, G. M. Valencia, and E. Sig, “Inventario de los residuos sólidos generados en las empresas Antioqueñas pertenecientes a los principales sectores económicos del departamento,” *Ing. Univ. San Buenaventura*, vol. 4, no. 1, pp. 27–36, 2013.
- [2] S. Cadavid and J. D. Velez, “Nuevo diagnóstico de impacto ambiental y residuos sólidos.” [Online]. Available: <http://laborincondelmar.org/2010/05/06/new-diagnostico-impacto-ambiental-balsillas/>. [Accessed: 17-Dec-2015].
- [3] G. Jaramillo Henao and L. M. Zapata Márquez, “Aprovechamiento De Los Residuos Sólidos Orgánicos En Colombia,” Universidad de Antioquia, 2008.
- [4] M. Bastidas, L. M. Buelvas, M. I. Márquez, and K. Rodríguez, “Producción de carbón activado a partir de precursores carbonosos del Departamento del Cesar, Colombia,” *Inf. Tecnológica*, vol. 21, no. 3, pp. 87–96, 2010.
- [5] C. A. Ramirez Guerra, “Carbon Activado para el tratamiento del agua,” Universidad de Sonora, 2009.
- [6] J. Mejía Jaramillo, J Rendon Cardona, “Estudio de Factibilidad para la creacion de una empresa productora de carbon activado a partir de residuos de pátula,” Universidad Eafit, 2006.
- [7] M. Rafatullah, T. Ahmad, A. Ghazali, O. Sulaiman, M. Danish, and R. Hashim, “Oil Palm Biomass as a Precursor of Activated Carbons: A Review,” *Crit. Rev. Environ. Sci. Technol.*, vol. 43, no. 11, pp. 1117–1161, 2013.

- [8] J. a. García N. and E. E. Yañez A., “Generación y uso de biomasa en plantas de beneficio de palma de aceite en Colombia,” *Rev. Palmas*, vol. 31, no. 2, pp. 41–48, 2010.
- [9] P. N. Franco Bautista, “Cosecha Del Fruto de la palma de aceite,” *Conv. Asoc. entre Fedepalma, UNIMINUTO, UNAD, Uninariño.*, pp. 460–468, 2012.
- [10] J. Buzón Ojeda, “Uso del Cuesco de la Palma Africana en la fabricación de Adoquines y Bloques de Mampostería,” in *Uso del cuesco de la Palma Africana en la fabricación de Adoquines y Bloques de Mampostería*, 2009, pp. 1–10.
- [11] L. Beltrán, “Aprovechamiento de los Residuos de la Palma,” Universidad Cooperativa de Colombia, 2013.
- [12] O. L. Miranda C, Ingrid Johana; Amaris, “Aprovechamiento Del Potencial Energetico De La Biomasa Residual Obtenida De La Extraccion Del Aceite De Palma En Colombia,” Universidad Industrial de Santander, 2009.
- [13] I. Martín Gullón, “Diseño, construcción y operación de una planta piloto para la obtención de carbones activados.,” Universidad de Alicante, 1995.
- [14] U. SEVILLA, “Manual Del Carbón Activo,” *Aula.Aguapedia.Org*, pp. 1–89, 2011.
- [15] “Carbon Activado.” [Online]. Available: <http://www.cabotcorp.com.co>. [Accessed: 10-Jun-2015].

- [16] M. A. Yahya, Z. Al-Qodah, and C. W. Z. Ngah, "Agricultural bio-waste materials as potential sustainable precursors used for activated carbon production: A review," *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 46, pp. 218–235, 2015.
- [17] J. Donald, Y. Ohtsuka, and C. (Charles) Xu, "Effects of activation agents and intrinsic minerals on pore development in activated carbons derived from a Canadian peat," *Mater. Lett.*, vol. 65, no. 4, pp. 744–747, Feb. 2011.
- [18] I. Karaman, E. Yagmur, A. Banford, and Z. Aktas, "The effect of process parameters on the carbon dioxide based production of activated carbon from lignite in a rotary reactor," *Fuel Process. Technol.*, vol. 118, pp. 34–41, 2014.
- [19] C. X. Chen, B. Huang, T. Li, and G. F. Wu, "Preparation of phosphoric acid activated carbon from sugarcane bagasse by mechanochemical processing," *BioResources*, vol. 7, no. 4, pp. 5109–5116, 2012.
- [20] F. W. Shaarani and B. H. Hameed, "Batch adsorption of 2,4-dichlorophenol onto activated carbon derived from agricultural waste," *Desalination*, vol. 255, no. 1–3, pp. 159–164, 2010.
- [21] M. Z. B. Hussein, M. B. B. A. Rahman, A. H. J. Yahaya, T. Y. Y. Hin, and N. Ahmad, "Oil palm trunk as a raw material for activated carbon production," *J. Porous Mater.*, vol. 8, no. 4, pp. 327–334, 2001.
- [22] J. M. Lopez Torres, "Estudio preliminar para la producción y caracterización de carbón activado a partir del cuesco de palma africana y su uso en la decoloración de aceites vegetales," Universidad de la Sabana, 2001.
- [23] Ministerio del Medio Ambiente, "Decreto 948 de 1995," 1995. [Online].

Available:

<http://www.alcaldiabogota.gov.co/sisjur/normas/Norma1.jsp?i=1479>.

- [24] M. Muzzin, "Marketing Study Identifies Significant Commercial Potential for SuperSand," Cleveland, Ohio, USA, 2015.
- [25] A. Fernández Rodríguez, C. R. Castillo Eguis, R. Aja Muñiz, I. García Fernández, and M. Huertemendía Marín, "Aspectos industriales de la producción de carbón activado y sus aplicaciones en la mitigación ambiental," *Congr. Iberoam. Metal. y Mater.*, pp. 417–423, 2006.
- [26] J. M. Barbosa Amaya, "Asesoría Técnica a pequeños productores en Palma Africana en la zona de San Carlos de Guaroa," Universidad de Ciencias Aplicadas y Ambientales (UDCA), 2010.
- [27] L. E. Saenz M, "Cultivo de la palma africana guía técnica," *IICA*, p. 27, 2006.
- [28] O. I. Ramirez Teran, "Producción de Carbones Activados por Activación Química con H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> a partir de Carbón Pirolítico de Bagazo de Caña de Azúcar," Universidad Industrial de Santander, 2013.
- [29] E. M. Garzón, "aceite : una alternativa para el aprovechamiento de la biomasa y el mejoramiento de la calidad del suelo en fase de renovación Biochar from oil palm trunks : an alternative use of biomass and improvement of soil quality during the renovation stage Introdu," vol. 31, pp. 265–277, 2010.
- [30] H. E. Gonzales Mora and R. Teruya Chinen, "ESTUDIO PRELIMINAR DE CARBÓN ACTIVADO; SITUACIÓN EN EL PERÚ," 2004.

- [31] C. M. Jerez Naranjo, "Diseño de una Planta para la Obtención de carbón Activado a partir de Cuesco de Palmiste Mediante Activación química con Cloruro de Zinc.," Escuela politécnica nacional, 2014.
- [32] K. Suresh Kumar Reddy, A. Al Shoaibi, and C. Srinivasakannan, "A comparison of microstructure and adsorption characteristics of activated carbons by CO<sub>2</sub> and H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> activation from date palm pits," *Xinxing Tan Cailiao/New Carbon Mater.*, vol. 27, no. 5, pp. 344–351, 2012.
- [33] G. A. Gamboa Delgadillo, "Obtencion de Carbones Activados Mediante Activación química con KOH y H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>, a partir de Pepas de Nispero(Mesipiluscommuni) Para Adsorción de Azul de Metileno.," Universidad Nacional del Callao, 2012.
- [34] S. Wong and R. Bioletti, "Carbon Dioxide Separation Technologies," Edmonton Alberta Canadá, 1999.
- [35] K. Schaeffer, "Actualización del Mercado de Carbón Activado para 2014 o... El Cosmos del Carbón," *Agualatinoamerica*, vol. 14, no. 6, 2014.
- [36] J. Gallego Punzano, "Empleo de adsorbentes como aditivos en cementos: Caracterización y aplicaciones en la eliminación de contaminantes ambientales," Universidad de Oviedo, 2014.
- [37] A. A. Peláez-Cid and M. M. M. Teutli-León, *Lignocellulosic precursors used in the synthesis of activated carbon: characterization techniques and applications in the wastewater treatment.* 2012.
- [38] C. Ng, W. Marshall, R. M. Rao, R. R. Bansode, J. N. Losso, and R. J. Portier, "Granular Activated Carbons from Agricultural By-products: Process

Description and Estimated Cost of Production,” no. 881, pp. 1–32, 2003.

- [39] A. J. F. Villaquiran, “Diseño Y Construcción De Una Unidad De Investigación En Pirólisis Continua De Biomasa,” *J. Chem. Inf. Model.*, vol. 53, pp. 1689–1699, 2011.
- [40] B. B. Nyakuma, A. Johari, A. Ahmad, and T. A. T. Abdullah, “Comparative analysis of the calorific fuel properties of Empty Fruit Bunch fiber and briquette,” *Energy Procedia*, vol. 52, no. May, pp. 466–473, 2014.
- [41] J. . Encinar, F. . Beltrán, A. Ramiro, and J. . González, “Pyrolysis/gasification of agricultural residues by carbon dioxide in the presence of different additives: influence of variables,” *Fuel Process. Technol.*, vol. 55, no. 3, pp. 219–233, 1998.
- [42] G. V Reklaitis and D. Schneider, *Balances de Materia y energía*. INTERAMERICANA, 1986.
- [43] R. Turton, R. C. Bailie, W. B. Whiting, J. a. Shaeiwitz, and D. Bhattacharyya, *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes*, vol. 40, no. 6. 2001.
- [44] M. Peters and K. Timmerhaus, *Plant Design And Economics For Chemical engineers*. McGraw-Hill, 1991.

## BIBLIOGRAFÍA

BARBOSA AMAYA, Juan. 'Asesoría Técnica a Pequeños Productores En Palma Africana En La Zona de San Carlos de Guaroa' (Universidad de Ciencias Aplicadas y Ambientales (UDCA), 2010)

BASTIDAS, Marlon. BUELVAS, Lina. MARQUEZ, María y RODRIGUEZ, Kelly 'Producción de Carbón Activado a Partir de Precursores Carbonosos Del Departamento Del Cesar, Colombia', *Información Tecnológica*, 21 (2010), 87–96

BELTRAN, Laura, 'Aprovechamiento de Los Residuos de La Palma' (Universidad Cooperativa de Colombia, 2013)

BUZON, Jorge, 'Uso Del Cuesco de La Palma Africana En La Fabricación de Adoquines Y Bloques de Mampostería', in *Uso Del Cuesco de La Palma Africana En La Fabricación de Adoquines Y Bloques de Mampostería* (San Cristobal, Venezuela: LACCEI, 2009), pp. 1–10

CADAVID, Susana, VELEZ, Jose 'Nuevo Diagnóstico de Impacto Ambiental Y Residuos Sólidos' [Consultado: 17 Diciembre de 2015]. Disponible en:

<http://laborincondelmar.org/2010/05/06/new-diagnostico-impacto-ambiental-balsillas>

'Carbon Activado' [Consultado 10 de junio de 2015] Disponible en: <<http://www.cabotcorp.com.co>>

CHEN, Cui Xia, BIAO Huang, TAO Li, and GENG Feng Wu, 'Preparation of Phosphoric Acid Activated Carbon from Sugarcane Bagasse by Mechanochemical Processing', *BioResources*, 7 (2012), 5109–16

JACLYN, Donald.OHTSUKA, Yasuo and XU, Charles, 'Effects of Activation Agents and Intrinsic Minerals on Pore Development in Activated Carbons Derived from a Canadian Peat', *Materials Letters*, 65 (2011), 744–47

ENCINAR, J.M,BELTRAN, F.J.and GONZALES, J.F. 'Pyrolysis/gasification of Agricultural Residues by Carbon Dioxide in the Presence of Different Additives: Influence of Variables', *Fuel Processing Technology*, 55 (1998), 219–33

FERNANDEZ, Aramis. CASTILLO, Casto. MUÑIZ, Rubén, GARCIA, Idalberto Y HUERTEMENDIA,Moisés . 'Aspectos Industriales de La Producción de Carbón Activado Y Sus Aplicaciones En La Mitigación Ambiental', *Congreso Iberoamericano de Metalurgia Y Materiales*, 2006, 417–23

FRANCO, Pedro Nel, 'Cosecha Del Fruto de La Palma de Aceite', *Convenio de Asociación Entre Fedepalma,UNIMINUTO,UNAD,Uninariño.*, 2012, 460–68

GALLEGO, Jessica, 'Empleo de Adsorbentes Como Aditivos En Cementos: Caracterización Y Aplicaciones En La Eliminación de Contaminantes Ambientales' (Universidad de Oviedo, 2014)

GAMBOA, Gloria Ana, 'Obtencion de Carbones Activados Mediante Activación Química Con KOH Y H3PO4, a Partir de Pepas de Nispero(Mesipiluscommuni) Para Adsorción de Azul de Metileno.' (Universidad Nacional del Callao, 2012)

GARCIA, Jesus. YAÑEZ, Edgar. 'Generación Y Uso de Biomasa En Plantas de Beneficio de Palma de Aceite En Colombia', *Revista Palmas*, 31 (2010), 41–48  
<<http://publicaciones.fedepalma.org/index.php/palmas/article/view/1477>>

GARZON, Edna. 'Aceite : Una Alternativa Para El Aprovechamiento de La Biomasa Y El Mejoramiento de La Calidad Del Suelo En Fase de Renovación Biochar from Oil Palm Trunks : An Alternative Use of Biomass and Improvement of Soil Quality during the Renovation Stage Introdu', 31 (2010), 265–77

GONZALES, Hector.TERUYA, Renzo 'ESTUDIO PRELIMINAR DE CARBÓN ACTIVADO; SITUACIÓN EN EL PERÚ', 2004

HOYOS, Dora Ángela, HINCAPIE, Margarita.MARIN, Juan Miguel.JIMENEZ Lina , VALENCIA, Germán. 'Inventario de Los Residuos Sólidos Generados En Las Empresas Antioqueñas Pertenecientes a Los Principales Sectores Económicos Del Departamento', *Ingeniería Universidad San Buenaventura*, 4 (2013), 27–36

HUSSEIN, M Z. RAHMAN, M.YAHAYA, A. HIN,T and AHMAD, N. 'Oil Palm Trunk as a Raw Material for Activated Carbon Production', *Journal of Porous Materials*, 8 (2001), 327–34

JARAMILLO, Gladys, ZAPATA, Liliana. 'Aprovechamiento De Los Residuos Sólidos Orgánicos En Colombia' (Universidad de Antioquia, 2008)

JEREZ, Carolina, 'Diseño de Una Planta Para La Obtención de Carbón Activado a Partir de Cuesco de Palmiste Mediante Activación Química Con Cloruro de Zinc.' (Escuela politécnica nacional, 2014)

KARAMAN, Ipek, EMINE Yagmur. BANFORD,Anthony Y AKTAS, Zeki 'The Effect of Process Parameters on the Carbon Dioxide Based Production of Activated Carbon from Lignite in a Rotary Reactor', *Fuel Processing Technology*, 118 (2014), 34–41

LOPEZ Julián, 'Estudio Preliminar Para La Producción Y Caracterización de Carbón Activado a Partir Del Cuesco de Palma Africana Y Su Uso En La Decoloración de Aceites Vegetales' (Universidad de la Sabana, 2001)

MARTIN, Ignacio, 'Diseño, Construcción Y Operación de Una Planta Piloto Para La Obtención de Carbones Activados.' (Universidad de Alicante, 1995)

MEJIA, J. REDON, J, 'Estudio de Factibilidad Para La Creacion de Una Empresa Productora de Carbon Activado a Partir de Residuos de Pátula' (Universidad Eafit, 2006)

Ministerio del Medio Ambiente, 'Decreto 948 de 1995'. [Consultado 10 de junio de 2015] Disponible en:  
<http://dx.doi.org/https://www.google.com.co/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=1&cad=rja&uact=8&sqi=2&ved=0CCIQFjAA&url=http%3A%2F%2Fwww.alcaldiabogota.gov.co%2Fsisjur%2Fnormas%2FNorma1.jsp%3Fi%3D1479&ei=sDQaU6jFBaTR0wGuzlCgBg&usg=AFQjCNHWOepGypon6e0wpeG1WiRCihO3ew&bvm>

MIRANDA, Ingrid. AMARIS, Olga, 'Aprovechamiento Del Potencial Energetico De La Biomasa Residual Obtenida De La Extraccion Del Aceite De Palma En Colombia' (Universidad Industrial de Santander, 2009)

MUZZIN, Mark, *Marketing Study Identifies Significant Commercial Potential for SuperSand* (Cleveland, Ohio, USA, 2015)

NIG, C. MARSHALL, W.RAO, R.LOSSO, J. PORTIER, R.'Granular Activated Carbons from Agricultural By-Products : Process Description and Estimated Cost of Production', 2003, 1–32

NYAKUMA, Bemgba. ANWAR, Johari. ARSHAD, Ahmad and TUAN Amran 'Comparative Analysis of the Calorific Fuel Properties of Empty Fruit Bunch Fiber and Briquette', *Energy Procedia*, 52 (2014), 466–73

PELAEZ, A. and TEUTLI, Margarita, *Lignocellulosic Precursors Used in the Synthesis of Activated Carbon: Characterization Techniques and Applications in the Wastewater Treatment*, *Lignocellulosic Precursors Used in the Synthesis of Activated Carbon*, 2012

PETERS, Max, and TIMMERHAUS, Klaus *Plant Design And Economics For Chemical Engineers* (McGraw-Hill, 1991)

RAFATULLAH, Mohd, TANWEER, Ahmad. ARNIZA, Ghazali. OTHMAN, Sulaiman, MOHAMED, Danish, and ROKIAH, Hashim, 'Oil Palm Biomass as a Precursor of Activated Carbons: A Review', *Critical Reviews in Environmental Science and Technology*, 43 (2013), 1117–61

RAMIREZ, Christian. 'Carbon Activado Para El Tratamiento Del Agua' (Universidad de Sonora, 2009) Disponible en: <http://tesis.uson.mx/digital/tesis/docs/20980/Capitulo1.pdf>

RAMIREZ, Oscar Iván, 'Producción de Carbones Activados Por Activación Química Con H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> a Partir de Carbón Pirolítico de Bagazo de Caña de Azúcar', *Journal of Chemical Information and Modeling* (Universidad Industrial de Santander, 2013)

REKLAITIS, G V y SCHNEIDER, Daniel *.Balances de Materia Y Energía* (INTERAMERICANA, 1986).

SAENZ, M .LIVIO, E, 'Cultivo de La Palma Africana Guía Técnica', *Ilca*, 2006, 27

SCHAEFFER, Kenneth, 'Actualización Del Mercado de Carbón Activado Para 2014 O... El Cosmos Del Carbón', *Aguatinoamerica*, 14 (2014) Disponible en: [www.aguatinoamerica.com](http://www.aguatinoamerica.com)

SEVILLA, U, 'Manual Del Carbón Activo', *Aula.Aguapedia.Org*, 2011, 1–89

SHARAANI, F. W. and HAMMEED, B. 'Batch Adsorption of 2,4-Dichlorophenol onto Activated Carbon Derived from Agricultural Waste', *Desalination*, 255 (2010), 159–64

SURESH, Kumar. AHMED, K. and SRINIVASAKANNAN, C. 'A Comparison of Microstructure and Adsorption Characteristics of Activated Carbons by CO<sub>2</sub> and H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> Activation from Date Palm Pits', *Xinxing Tan Cailiao/New Carbon Materials*, 27 (2012), 344–515.

TURTON, Richard et al '*Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes*, 2001, XL .

VILLAQUIRAN, Antonio, FAJARDO, Jose 'Diseño Y Construcción De Una Unidad De Investigación En Pirólisis Continua De Biomasa', *Journal of Chemical Information and Modeling*, 53 (2011), 1689–99

WONG, Sam, and BIOLETTI, Rob. *Carbon Dioxide Separation Technologies* (Edmonton Alberta Canadá, 1999) [Consultado el 3 de enero de 2016] Disponible en: [http://www.aidis.org.br/PDF/CARBON DIOXIDE SEPARATION TECHNOLOGIES.pdf](http://www.aidis.org.br/PDF/CARBON_DIOXIDE_SEPARATION_TECHNOLOGIES.pdf).

YAHYA, Mohd Adib, Z. Al-Qodah, and C.W. Zanariah Ngah, 'Agricultural Bio-Waste Materials as Potential Sustainable Precursors Used for Activated Carbon

Production: A Review', *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 46 (2015),  
218–35

## **ANEXOS**

### **ANEXO A. Mercado del carbón activado**

#### **Mercado mundial de CA según su presentación comercial**

Los principales productores de carbón activado en el mundo son Estados Unidos, China, Malasia, Indonesia y Filipinas. La Unión Europea posee la mayor demanda de este producto, por lo que importan grandes cantidades. China abastece su propia necesidad de CA, la cual va en aumento, y además exporta grandes cantidades a Europa y Japón. Países de América Latina como Colombia, Chile y México importan aproximadamente más del 50 % del CA requerido por sus industrias. [35]

El mercado mundial de CA en el 2014 demandó 1'550.000 Ton (\$3,65 mil millones USD), con un crecimiento anual global proyectado por encima del 7% hasta 2019 y por encima del 6% hasta 2024. [21] El CAP (el carbón activado en polvo) es el producto principal de elección, dado que en el 2014 la demanda fue de 785.000 Ton métricas (\$1,82 mil millones USD) y se prevé que crezca en un 9.4% anual hasta 2019, impulsado por el crecimiento en aplicaciones de eliminación de mercurio y en la purificación del aire. [21] El CAG (carbón activado granular) demanda 725.000 Ton (\$1,67 mil millones USD) en 2014, y se espera que crezca en un 4,8% anual, siendo más lento su crecimiento en comparación con el CAP. [21]

Otras formas de carbón activado que se utilizan en aplicaciones especiales, que incluyen carbones impregnados químicamente y telas de carbón activado, componen una pequeña porción de la demanda global de carbón activado (\$ 0,06 millones USD). La demanda de estos productos se incrementará a un ritmo moderado de 2,3% por año desde 2014 hasta 2019, debido a los altos precios de la mayoría de estos tipos de productos. [21]

## **Indicadores que impulsan el mercado del CA**

Una de las grandes problemáticas ambientales que enfrentan las industrias, son las emisiones de mercurio que pueden ser emitidas por calderas industriales y generadores de carbón entre otros. Para solucionar este problema, las agencias regulatorias en Estados Unidos, Canadá y otros países en el mundo presentan normas estrictas para limitar estas emisiones de mercurio reguladas por los Estándares Federales MATS de la US EPA (normas para el mercurio y contaminantes atmosféricos tóxicos). Como mecanismo de solución se implementa el uso de carbón activado en polvo (CAP) para la captura de mercurio. Hace unos 5 a 10 años, se estimaba que se necesitarían entre 0,363 y 0,454 millones de Ton/año de CAP para la remoción de este contaminante. Estas cifras llamaron la atención de los fabricantes de carbón activado y de las plantas existentes, quienes empezaron a aumentar su capacidad de producción. [24]

Otros impulsores del mercado de carbón son los trihalometanos (THMs) y los ácidos haloacéticos (HAA5s), peligrosos para la salud ya que eliminan las sustancias orgánicas del agua antes de añadirle cloro como desinfectante en las plantas municipales de agua potable. Se ha estimado que este mercado requerirá entre 0,023 y 0,032 millones de Ton de carbón activado granular (CAG) por año [35].

## **Demanda del carbón activado por continentes**

Asia / Pacífico fue la región más grande, con el 31,7% de la demanda mundial de CA en el 2014. China representó el 44% de la demanda de la región en 2014 y se prevé que crezca más rápido entre los países grandes, al 11,3% al año hasta el 2019. [35]

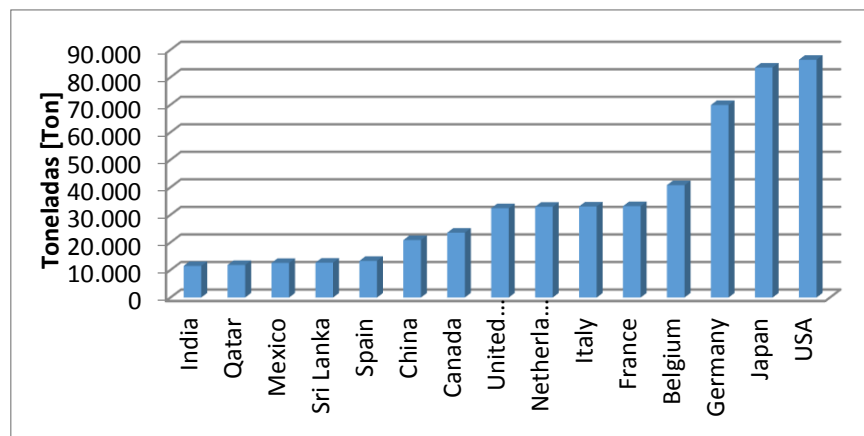
América del Norte espera sobrepasar a Asia / Pacífico en 2019 como la región más grande de la demanda de CA debido a su tasa de crecimiento superior a la media

del 8,3% anual de 2014 a 2019. La demanda norteamericana será impulsada por un fuerte crecimiento en aplicaciones de eliminación de mercurio en los EE.UU [35]

Europa Occidental es un mercado relativamente maduro para el carbón activado, ya que tiene uno de los más altos estándares de calidad del aire, tratamiento de aguas y la pureza del proceso de fabricación. Por lo tanto, se espera que la región crezca más lento que el promedio mundial entre el 2014 hasta 2019. [35]

Centroamérica y Sudamérica, Europa del Este y África y Oriente Medio representaron el 20% de la demanda de carbón activado en 2014. La demanda de carbón activado crecerá en estas regiones ya que sus economías se expanden y los estándares para los procesos de calidad del aire y de fabricación están más en línea con los países más industrializados. [35]

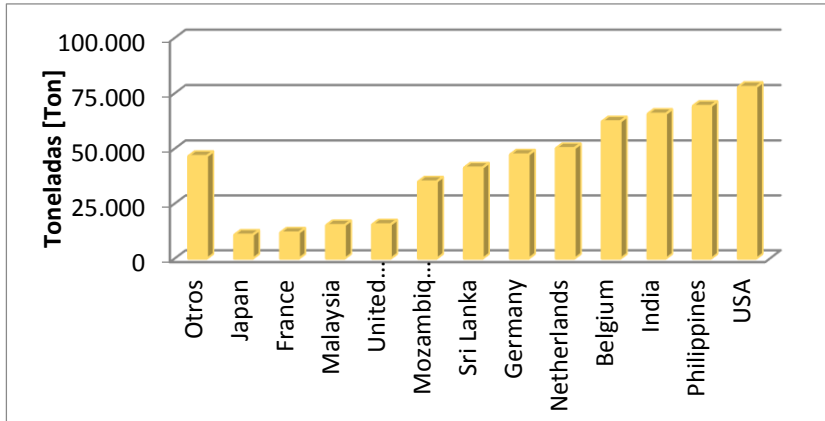
**Gráfica A8.** Países con más importaciones de CA en 2014



Fuente: DANE

Como se ve en la gráfica A8, los países con mayores importaciones son Estados Unidos con 86.373 Ton, Japón con 83.527 Ton y Alemania con 69.903 Ton y los de menor importación son India con 11.473 Ton, Qatar con 11.821 Ton y México con 12.574 Ton. Estos resultados están directamente relacionados con la industrialización de los países y las normas ambientales que implican el uso del CAP para la descontaminación de agua y aire

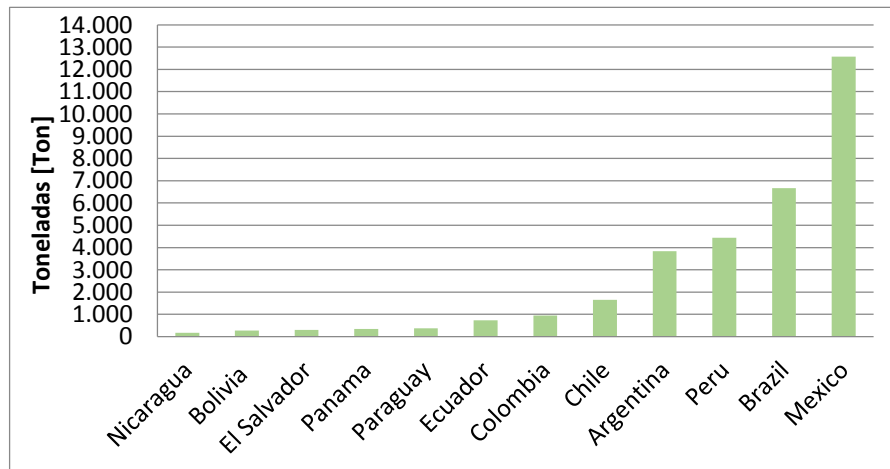
**Gráfica A9.** Países con mayores exportaciones de CA en el 2014



Fuente: DANE

Los mayores exportadores son China con 245.506,958 Ton y Estados Unidos con 77.850,303 Ton, siendo los de menor exportación Japón con 10.811,117 Ton y Francia con 11.789,204 Ton.

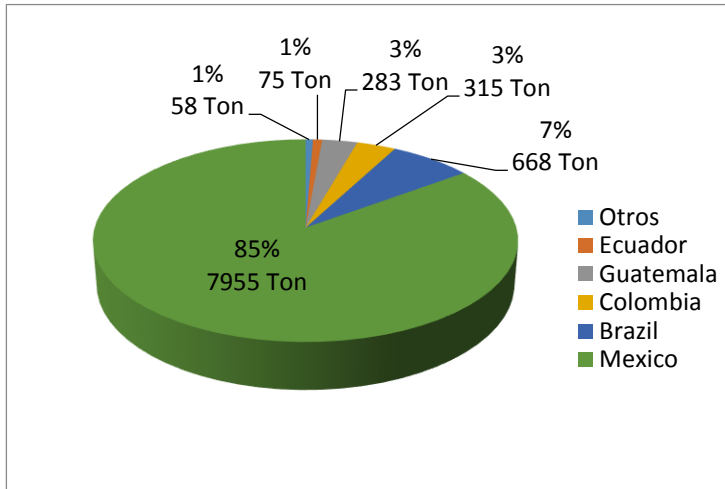
**Gráfica A10.** Importaciones en Latinoamérica de CA en 2014



Fuente :DANE

Los países que más importan CA en Latinoamérica son México con 12.574 Ton, 6.665 Brazil, 4.443 Perú y y el que menos importa es Nicaragua con 170 Ton.

**Gráfica A11.** Exportaciones en Latinoamérica de CA en 2014



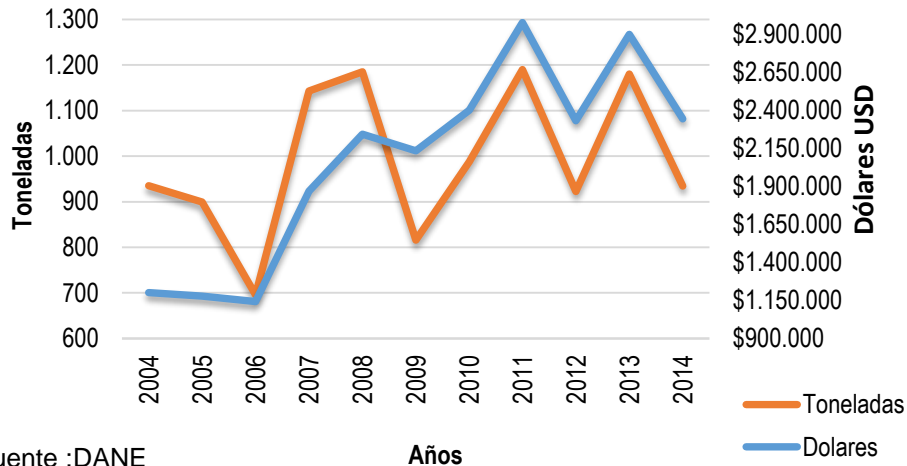
Fuente: DANE

El país que más exporta CA en Latinoamérica es México con 7.955 Ton seguido de Brasil con 668 Ton, siendo el que menos exporta El Salvador con 0,041 Ton.

## 2. Mercado Nacional

Colombia es un país apto para la generación de industria gracias a su buena ubicación geográfica, fuentes hídricas, océanos y abundantes recursos naturales. Por estas razones, muchas empresas se han posicionado en este país, escogiendo ciudades principales como Bogotá, Cali, Medellín y las ciudades costeras, donde hay buena infraestructura vial, fácil acceso a los puertos marítimos y también se toma en cuenta la disponibilidad de recursos materiales, humanos y técnicos. La nueva conciencia sobre el cuidado del medio ambiente en las industrias y las legislaciones más estrictas han ayudado a cuidar los recursos naturales para que no se agoten fomentando la instalación de plantas de tratamiento de agua y gases. El CA es el material más utilizado en el tratamiento de agua residual y de gases, haciendo que la demanda de este producto vaya en aumento año tras año, a partir del cumplimiento de estas necesidades.

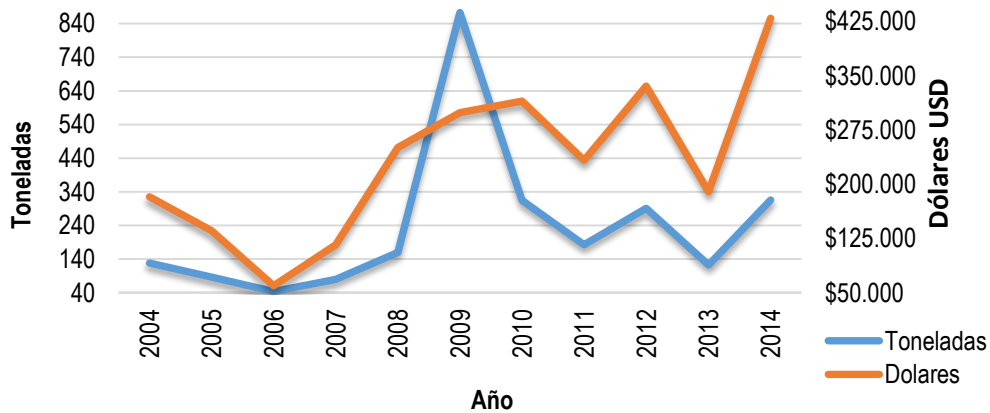
**Gráfica A12. Importaciones de carbón activado en Colombia**



Fuente :DANE

La demanda del CA en el país no ha cambiado significativamente en los últimos 5 años. En la gráfica A12 las importaciones se han mantenido alrededor de las 1.000 Ton, fluctuando entre 2 y 3 millones de dólares USD hasta el 2014.

**Gráfica A13. Exportaciones de carbón activado en Colombia**



Fuente :DANE

En la gráfica A13, las exportaciones se encuentran alrededor de 125 Ton y varían entre 90 y 200 mil dólares USD hasta el 2014.

## PROVEEDORES DE CARBON ACTIVADO EN EL MUNDO

A continuación se presenta una tabla con vendedores o comercializadores que son fabricantes (productores), exportadores, distribuidores y en general suplidores / proveedores de Carbón activado.

**Tabla A9.** Comercializadores y fabricantes de carbón activado a nivel mundial

EMPRESA	CONTACTO
	<p>Enrique Rébsamen No. 706 Col. Narvarte, C.P. México, D.F. Tels: (55) 5687-4400, 5687-4800 Fax: (55) 5523-5378</p>
	<p>Venezuela <b>Telefonos:</b>+1-305-630-8570 / +1-305-630-8574 / +1-305-335-0553 <b>E-Mail:</b> <a href="mailto:jarenap@dalbertinternacional.com">jarenap@dalbertinternacional.com</a></p>
	<p>Estados Unidos: Boston, Massachusetts phone+1 617 345 010fax+1 617 342 6103 Brasil: Sao Paulo phone+55 11 2144 6400 fax+55 11 3253-0051</p>
	<p>Viale Stelvio, 5 Milano 20159 Italy E-mail: <a href="mailto:office@brofint.it">office@brofint.it</a> Teléfono: +39 02/608526.1</p>
	<p><b>Bélgica</b> Zoning Industriel C de Feluy B - 7181 Feluy, Bélgica Tel: +32 (0) 64 51 18 11</p>

## PROVEEDORES DE CARBON ACTIVADO EN COLOMBIA

A continuación se presentan algunos de los comercializadores, fabricantes (productores), exportadores, distribuidores y en general proveedores de carbón activado en Colombia.

**Tabla A10.** Comercializadores y fabricantes de carbón activado a nivel nacional

EMPRESA	CONTACTO
	Bogotá - Colombia PBX: 315-7382 Calle 59 No 35 A-88
	Itagüí, Antioquia, Colombia Calle 55 No 46-85 Tel (574) 3701170 Fax (574) 2775676
	Bogotá D.C.-Colombia Avenida Calle 57 R Sur No. 72 F-50. Tel: (57-1) 775 5211, (57-1) 776-3632, (57-1) 775 2836 servicioalcliente@carboquimica.com.co
	Medellín-Colombia Carrera 56 No 29-136 PBX: (57) (4) 444 33 90 Email: indumol@une.net.co
	Medellín-Colombia Carrera 52 No.7 Sur - 96 Tel:(574) 4 44 66 56 3 75 50 00 <a href="http://www.gmp.com.co">www.gmp.com.co</a>
	MUELHEIM AN DER RUHR, Alemania Bogotá Carrera 15 # 93 A-84 Of 606 Edificio Business 93 Conmutador: 57(1) 6513600 Medellín (57) 4-375-5660

## ANEXO B. Cálculo de la proporción de mezcla para la estimación de la disponibilidad de la materia prima

La siguiente tabla contiene las toneladas de racimos de fruto que son recolectados anualmente por hectárea, de acuerdo a la edad de cada palma.

**Tabla B11.** Producción por unidad de área de frutos de una Ha de palma africana [27]

Edad de las plantaciones. Años							
# años	3	4	5	6	7	8	< 8
<b>Ton/Ha-año</b>	7	15	20	22	25	26	26
<b>Kg/racimo</b>	4,1	8,7	11,6	12,6	14,2	15	15
<b># Racimos/ha. Año</b>	1.707,3	1.724,1	1.724,1	1.746,0	1.766,8	1.733,3	1.733,3

Para hallar la cantidad de toneladas de pedúnculo generados por hectárea anualmente (CP), se tuvo en cuenta un estudio realizado para 7 fincas ubicadas en el municipio de San Carlos de Guaroa ubicado en el Meta a 886 km de Villavicencio, donde por medio de las fichas técnicas se pudo establecer que el peso de este residuo es aproximadamente un 10% del peso total del racimo [26]. Con este dato y obteniendo un promedio para los kg/racimos (A) y el número de racimos/Ha.año (B) (aclarando que no se tiene en cuenta la distribución por edades de Río Viejo Bolívar) se halla el peso promedio (PP) y la cantidad de pedúnculo generado anualmente (CP) mediante las siguientes expresiones:

$$PP = (A) * 10\% \quad (2)$$

$$CP = (PP) * (B) * \frac{\text{Ton}}{1.000\text{kg}} \quad (3)$$

Para hallar la cantidad de toneladas de ramas por hectárea al año (CR), se tiene que anualmente se incorporan al suelo de 11 a 16 Ton/Ha de materia orgánica proveniente de este desecho [8], de los cuales sólo un 33% se podrían destinar para la producción de carbón activado, con el fin de no comprometer las actividades de fertilización de suelos. Tomando como referencia el dato menor y por medio de la expresión se calcula:

$$CR = 11 * 33\% \quad (4)$$

De tal manera que la proporción por tipo de biomasa se da mediante las siguientes expresiones:

$$\% \text{ pedúnculo} = \frac{\text{cantidad de pedunculo}}{\text{Cantidad de pedúnculo} + \text{cantidad de ramas}} * 100 \quad (5)$$

$$\% \text{ ramas} = \frac{\text{Cantidad de ramas}}{\text{cantidad de peduncúlo} + \text{cantidad de ramas}} * 100 \quad (6)$$

**Tabla B12.** Cantidades promedio de ramas y pedúnculo

Datos Obtenidos	Cantidad	Unidad
Promedio del número de racimos [B]	1733,6	Und.
Peso Promedio del racimo [A]	11,6	Kg
Peso Promedio del pedúnculo [PP]	1,2	Kg
Cantidad de pedúnculo anual [CP]	2,0	Ton/Ha-año
Cantidad de Pedúnculo mensual	0,17	Ton/Ha-mes
Cantidad de ramas anuales [CR]	363	Ton/Ha-año
Cantidad de ramas mensual	0,31	Ton/Ha-mes

La proporción de la mezcla entonces es: 35% pedúnculo y 65% ramas.

## CAPACIDAD DE LA PLANTA

Para la finca Villa Orlando (donde aproximadamente se recolectan 80 Ha mensualmente) el cálculo de la cantidad promedio de materia prima disponible es:

$$\text{Pedúnculo mensual (0,17) + ramas mensual (0,31) = } 0,48 \frac{\text{Ton}}{\text{mes}}$$

$$\text{materia prima} = 0,48 \frac{\text{Ton}}{\text{Ha - mes}} * 80 \text{ Ha} = 38,4 \frac{\text{Ton}}{\text{mes}}$$

Para calcular la capacidad de la planta se tienen en cuenta los rendimientos experimentales de las muestras de carbón activado escogidas como las mejores a nivel laboratorio (1Q450, F700).

- Rendimiento 1Q450 : 41,7 %p/p
- Rendimiento F700 : 26,7 %p/p

Siendo 38.4 Ton /mes la materia prima disponible la capacidad de la planta para cada muestra es

- Para 1Q450  $38,4 \text{ Ton /mes} * 42,7\% = 16 \text{ Ton /mes}$
- Para F700  $38,4 \text{ Ton /mes} * 26,7 \% = 10,3 \text{ Ton /mes}$

Se asume como capacidad de la planta la menor de las 2 muestras para asegurar que en cualquier caso la materia prima sea suficiente para cubrir la capacidad de la planta. Por lo que la capacidad de la planta es de 10 Ton/mes.

## ANEXO C. Caracterización de la materia prima

**DENSIDAD APARENTE:** Para la medición se empleó el método de la probeta de acuerdo a la norma ASTM D2854.

- 1) Se pesa y registra una probeta de 5 mL previamente lavada y seca hasta un peso constante.
- 2) Después se añade la mezcla de pedúnculo y ramas molidas hasta cierto volumen. Luego se pesa y registra nuevamente.
- 3) Con el fin de hallar el peso del volumen ocupado por la mezcla, se calcula la diferencia entre los pesos registrados en los pasos 1 y 2.
- 4) Se aplica la siguiente formula teniendo el volumen y la masa del mismo hallados en los pasos anteriores.

$$\text{Densidad aparente} = \frac{\text{Peso de la muestra}}{\text{Volumen del recipiente}} \quad (7)$$

$$\text{Densidad aparente} = \frac{\text{Peso de la muestra+probeta}-\text{Peso de la probeta}}{\text{Volumen añadido ml}} \quad (8)$$

**Tabla C13.**Resultados de pruebas de densidad aparente

Muestra	Densidad [g/mL]
1	0,276
2	0,287
3	0,276
4	0,287
5	0,289

**Densidad aparente promedio:** 0,283 ±0,0064g/mL

**DENSIDAD REAL:** Para la medición se empleó un picnómetro [31].

- 1) Se empleó el picnómetro Boeco de Gay Lussac con tapón capilar, de una capacidad de 25 mL, se midió el peso del mismo en una balanza analítica.
- 2) Se pesó 1 g de muestra pulverizada, aproximadamente, la cual se agregó al picnómetro y se pesó nuevamente.
- 3) Se agrega agua destilada y se registró el peso del picnómetro.
- 4) Se colocó el tapón capilar del picnómetro limpiando el exceso de agua Se registró el peso del picnómetro con muestra y agua.
- 5) Se lavó el picnómetro con agua destilada y se secó. Después se agregó agua destilada y se puso el tapón capilar, secando por fuera el picnómetro para eliminar el exceso de agua y se registró el peso del picnómetro con agua.

La determinación de la densidad se calculó mediante la siguiente Ecuación:

$$Densidad\ real = \frac{d_w W_s - W_a}{W_s - W_a - W_{sw} - W_w} \frac{g}{ml} \quad (9)$$

Donde:

*Dr*: Densidad real (g/mL)

*d<sub>w</sub>*: Densidad del agua a 4 °C (1,00 g/mL)

*W<sub>s</sub>*: Peso del picnómetro con muestra (g)

*W<sub>a</sub>*: Peso del picnómetro vacío (g)

*W<sub>sw</sub>*: Peso del picnómetro con muestra y agua (g)

*W<sub>w</sub>*: Peso del picnómetro con agua (g)

**Tabla C14.** Resultados de densidad real

Densidad Real [g/mL]
0,3694
0,3458
0,3683
0,3821

**Densidad real promedio:**  $0,3664 \pm 0,0151$  g/mL

## ANEXO D: Análisis próximo

**CONTENIDO DE HUMEDAD:** La medición se hizo de acuerdo a la norma ASTM D3173.

- 1) Las muestras previamente pulverizadas se vierten en crisoles de pesos conocidos.
- 2) Se llevan a un horno a 105°C durante un período de 3 horas para luego ser enfriadas en un desecador
- 3) Una vez lleguen a temperatura ambiente, se procede a pesar en una balanza analítica.
- 4) Se repite el procedimiento hasta que no se registre variación significativa en el peso final.
- 5) Se registra el peso final y se aplica la siguiente expresión:

$$\%Humedad = \frac{Peso\ final - Peso\ inicial}{Peso\ inicial} * 100 \quad (10)$$

**Tabla D15.** Resultados de prueba de humedad

Crisol	% Humedad
#1	8,55
#2	8,63
#3	6,49
#4	6,34
#5	10,00
#6	9,89

**CONTENIDO DE CENIZAS:** Se empleó la norma ASTM D-1102-84

1. Se introduce el crisol vacío en una mufla a 100°C durante 1 h, luego se enfría en un desecador y se pesa en una balanza analítica.
2. Se vierten 2 g del precursor en el crisol y se registra el peso del mismo.
3. Se tapa el crisol y se lleva a una mufla para pasarlo por rampas de calentamiento de 100 hasta los 575°C durante 1 hora (la temperatura recomendada de ignición final es de 580 a 600°C, por lo que se debe evitar el calentamiento por encima de este máximo).
4. Se retira el crisol cuando la temperatura de la mufla esté por debajo de los 80°C. Después se enfría la muestra en un desecador para posteriormente registrar su peso (se debe mantener el crisol cubierto para evitar la absorción de humedad del aire).

$$\%Cenizas = \frac{Peso\ final - Peso\ inicial}{Peso\ inicial} * 100 \quad (11)$$

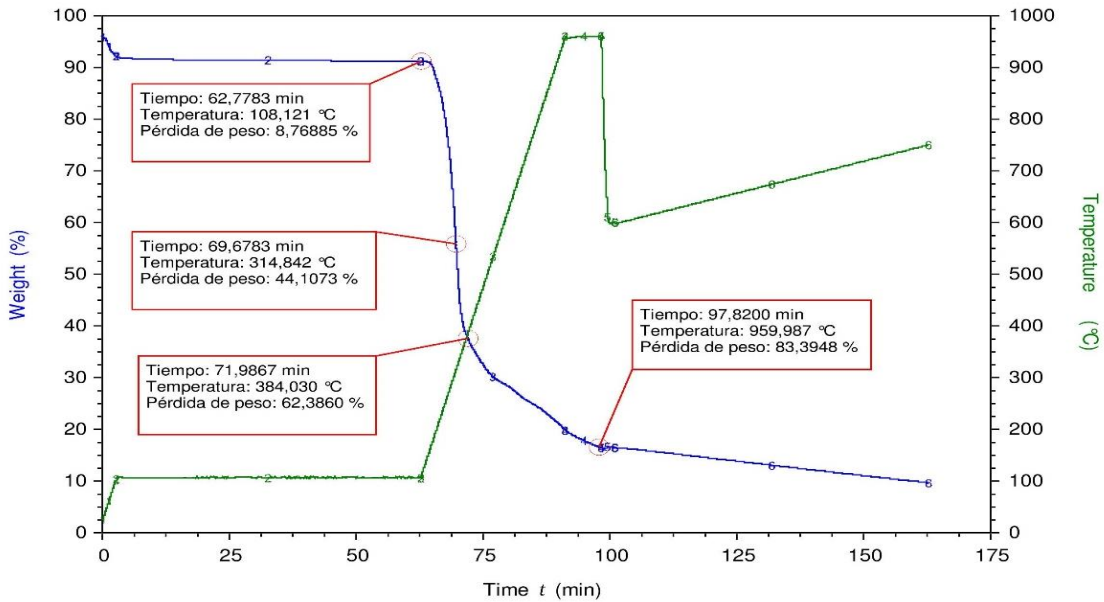
**Tabla D16.** Resultados de prueba de cenizas

Humedad [%]	% Ceniza
0,0859	11,34
0,0865	14,49
0,0652	7,85
0,0636	7,43
0,1003	6,15
0,0991	6,09

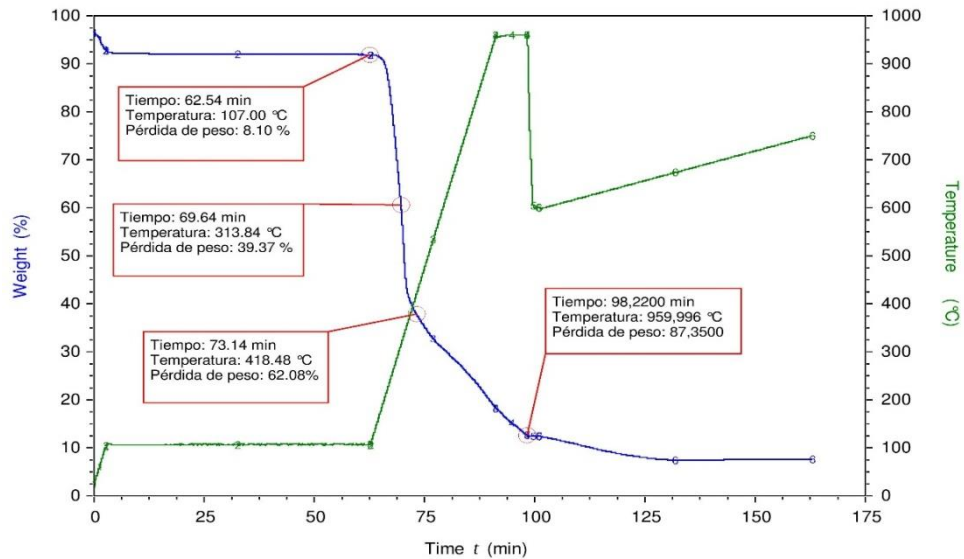
## ANÁLISIS TERMO GRAVIMÉTRICO

En las siguientes graficas se observa la pérdida de masa de cada muestra (mezcla rama-pedúnculo) respecto al tiempo y los cambios de temperatura.

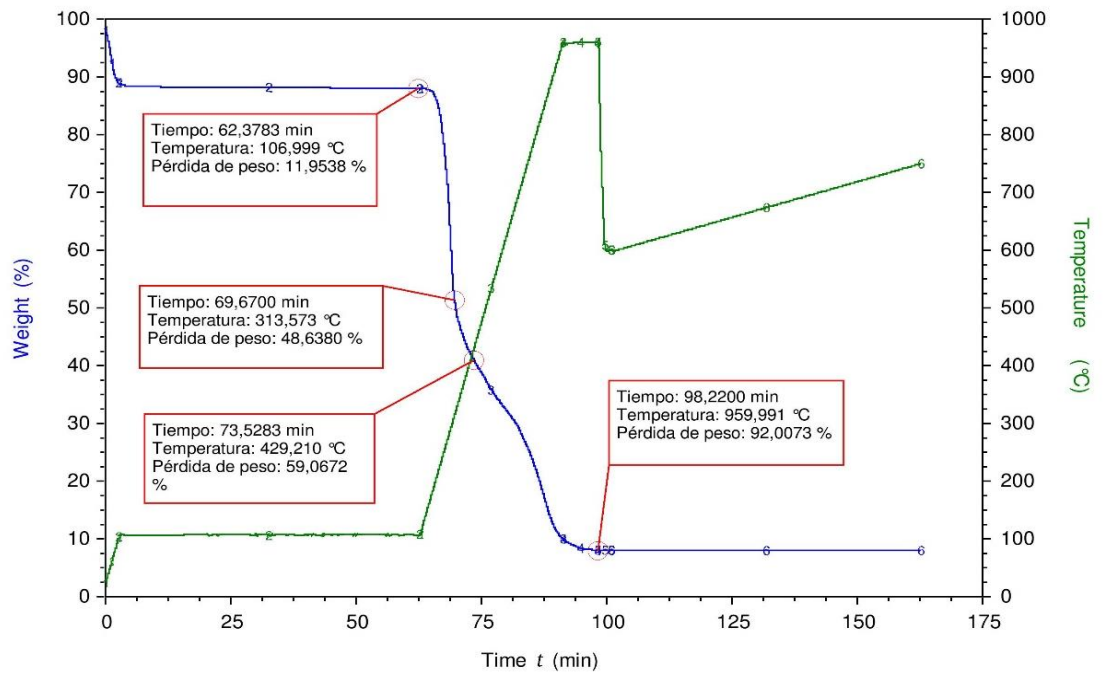
**Gráfica D14.** Variación de la masa con respecto al tiempo y la temperatura de la mezcla rama-pedúnculo con un flujo de N<sub>2</sub> de 50 mL/min



**Gráfica D15.** Variación de la masa con respecto al tiempo y la temperatura de la rama con un flujo de N<sub>2</sub> de 50 mL/min.



**Gráfica D16.** Variación de la masa con respecto al tiempo y la temperatura del pedunculo con un flujo de N<sub>2</sub> de 50 mL/min.



## ANEXO E. Rendimiento de los carbones obtenidos a escala laboratorio

**Tabla E17.** Rendimientos de la activación química en atmósfera de N<sub>2</sub>

Muestra	Temperatura [°C]	Relación de impregnación [p/p]	Rendimiento[%]	Rendimiento[%]
1CAQ450	450	1	42,42	42,71± 0,42
	450	1	43,01	
1CAQ550	550	1	41,15	41,86± 0,99
	550	1	42,56	
1CAQ700	700	1	41,90	41,73±0,23
	700	1	41,57	
2CAQ450	450	2	42,50	41,20 ±1,85
	450	2	39,89	
2CAQ550	550	2	40,78	40,87 ±0,12
	550	2	40,96	
2CAQ700	700	2	39,52	39,36± 0,23
	700	2	39,20	

**Tabla E18.** Rendimientos de la activación física en atmósfera de CO<sub>2</sub>

Muestra	Temperatura [°C]	Rendimientos [%]	Rendimiento[%]
CAF700	700	26,2	26,83±0,71
	700	27,6	
	700	26,7	

**Tabla E19.** Activación química en atmósfera de CO<sub>2</sub>

<b>Muestra</b>	<b>Temperatura [°C]</b>	<b>Relación de impregnación [p/p]</b>	<b>Rendimiento [%]</b>	<b>Rendimiento [%]</b>
<b>1CAM450</b>	450	1	43,81	43,5±0,43
	450	1	43,2	
<b>1CAM550</b>	550	1	42,61	43,33±1,02
	550	1	44,05	
<b>1CAM700</b>	700	1	42,28	43,2±1,31
	700	1	44,13	
<b>2CAM450</b>	450	2	42,13	41,68±0,64
	450	2	41,23	
<b>2CAM550</b>	550	2	41,83	41,57±0,36
	550	2	41,32	
<b>2CAM700</b>	700	2	40,48	41,24±1,08
	700	2	42	

## **ANEXO F. Caracterización del carbón activado**

### **ADSORCIÓN CON AZUL DE METILENO**

- Se preparó una solución madre patrón de azul de metileno (AM) a 1000 ppm en agua destilada para las pruebas de adsorción de los carbones activados.
- A partir de la solución madre se prepararon disoluciones conteniendo 10, 20, 40, 60, 80 y 100 ppm de AM, las cuales se utilizaron para elaborar la curva de calibración Concentración Vs Absorbancia.
- Se introdujeron 25 mg de CA (en base seca) en erlenmeyers de 100 mL, a los cuales posteriormente se añadieron 30 mL de solución de AM 1000 ppm.
- La mezcla se agitó durante 24 horas a 300 rpm en un agitador magnético a temperatura ambiente.
- Se dejó sedimentar durante un tiempo y se filtró la mezcla por gravedad utilizando papel filtro en un vaso de precipitados limpio y seco, descartando los primeros 10 mL, y del filtrado posterior se realizaron las diluciones necesarias para que la concentración estuviera en el rango de medida del espectrofotómetro usado.
- El equipo utilizado para medir la absorbancia es un espectrofotómetro UV-VIS (Spectroquant® pharo 300 Merck) con una cubeta de vidrio de 10 mm de espesor, midiendo la absorbancia a 620 nm.

Nota: Si al filtrar las muestras no se evidencia coloración (no se satura el carbón) para ninguna, se debe disminuir la dosis de carbón utilizado o en su defecto aumentar la concentración.

La capacidad de adsorción se halló de acuerdo a la siguiente ecuación: [3]

$$q_e = \frac{V(C_0 - C_e)}{M} \quad (12)$$

Dónde: [3]

$q_e$  = Cantidad de azul de metileno adsorbido por masa de CA [mg AM/ g CA]

$V$  = Volumen de la solución de AM usada en la prueba [L]

$C_0$  = Concentración inicial de AM [ppm]

$C_e$  = Concentración en el equilibrio de AM [ppm]

$M$  = masa de CA usada en la prueba [g]

**Tabla F20.** Absorbancia de AM para la activación química en atmósfera de CO<sub>2</sub>

Muestra	No, muestra	Absorbancia	Ce[ppm]	qe [mg AM/g CA]	Adsorción [%]	% Adsorción Promedio
1Q450	1	0,387	47,27	1.143	95,27	93,36± 2,70
	2	0,617	85,44	1.097	91,46	
1Q550	1	0,416	52,08	1.138	94,79	97,08± 3,24
	2	0,14	6,28	1.192	99,37	
1Q700	1	0,109	1,14	1.199	99,89	99,21 ±0,95
	2	0,19	14,58	1.183	98,54	
2Q450	1	0,174	11,92	1.186	98,81	98,63 ±0,25
	2	0,195	15,41	1.182	98,46	
2Q550	1	0,034	0	1.200	100	98,08± 2,71
	2	0,333	38,31	1.154	96,17	
2Q700	1	0,059	0	1.200	100	100
	2	0,073	0	1.200	100	

**Tabla F21.** Absorbancia de AM para la activación física con CO<sub>2</sub>

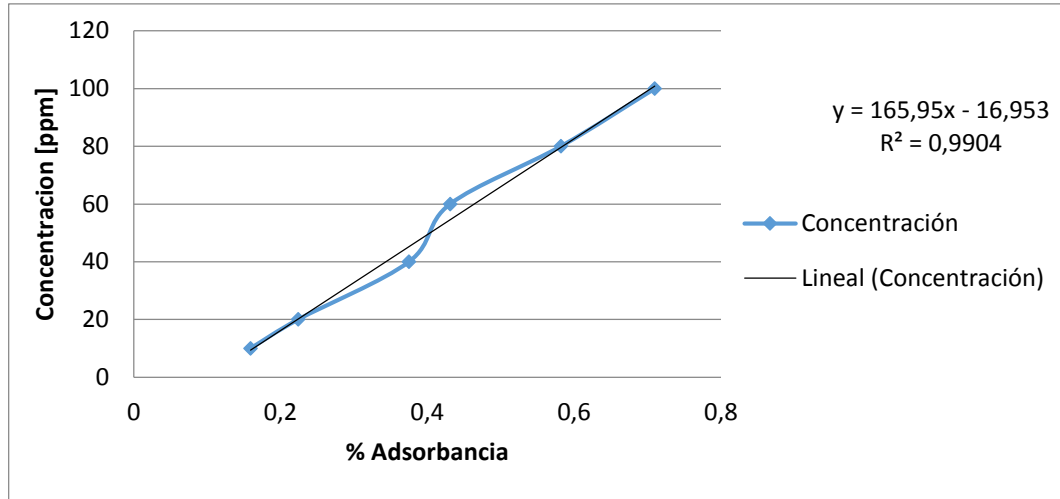
Muestra	No, muestra	Absorbancia	Ce [ ppm]	qe [mg AM/g CA]	Adsorción [%]	Promedio
F700	1	0,279	29,3	1.165	97,07	96,70± 0,32
	2	0,31	34,5	1.159	96,55	
	3	0,314	35,2	1.158	96,48	

**Tabla F22.** Absorbancia de AM para la activación fisicoquímica con atmósfera de N<sub>2</sub>

Muestra	No, muestra	Absorbancia	Ce [ppm]	qe [mg AM/g CA]	Adsorción [%]	Promedio
1FQ450	1	0,157	9,1	865	98,35	98,54± 0,58
	2	0,144	6,94	869	98,74	
1FQ550	1	0,091	0	880	100	100
	2	0,065	0	880	100	
1FQ700	1	0,105	0,47	879	99,91	99,56 ±0,06
	2	0,094	0	880	100	
2FQ450	1	0,205	17,07	1.180	98,29	98,84 ±0,77
	2	0,139	6,11	1.193	99,39	
2FQ550	1	0,194	15,24	1.182	98,48	99,19 ±1,01
	2	0,108	0,97	1.199	99,9	
2FQ700	1	0,199	16,07	1.181	98,39	96,19 ±3,11
	2	0,464	60,05	1.128	94	

## CURVA DE CALIBRACIÓN

**Gráfica F17.** Curva de calibración para el azul de metileno obtenida a 620 nm.



## AREA BET

La ecuación de Brunauer, Emmett y Teller, conocida como ecuación BET, está basada en las fuerzas de atracción de van der Waals como únicas responsables del proceso de adsorción. Estas fuerzas son de naturaleza física y hacen que la ecuación BET sólo se pueda aplicar a fenómenos de adsorción física. En ella se incluyen todos los casos en los que los átomos neutros o moléculas de adsorbato interactúan con superficies sin que se compartan electrones, es decir, manteniendo en todo momento el carácter de átomo neutro o de molécula [36].

La prueba de área BET se encarga de medir el área de superficie del polvo por unidad de masa de las partículas de polvo de la superficie externa e interna, las unidades en que se da esta área son  $m^2/g$ .

## CALCULO DEL VOLUMEN DE MESOPOROS

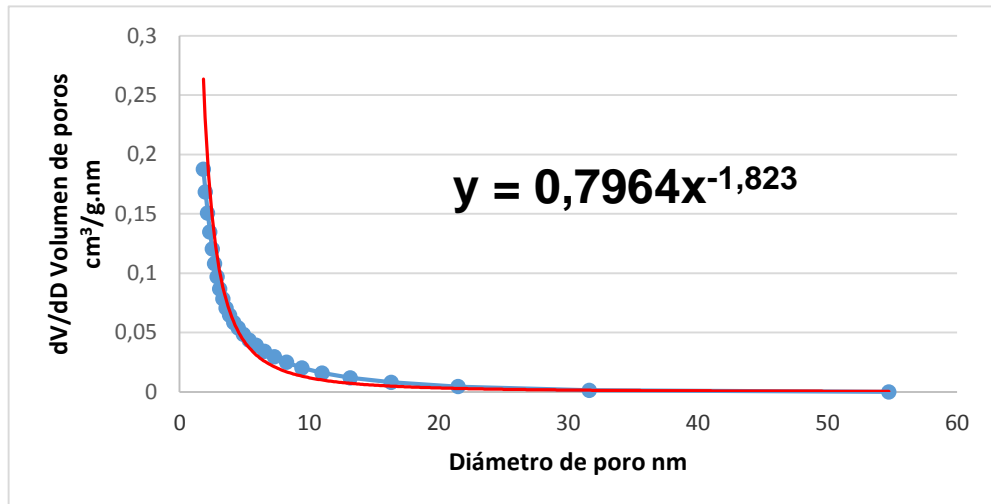
La siguiente tabla proporciona información acerca de la distribución de poros a partir del método BJH [37] para la adsorción de nitrógeno aplicada a la muestra 2Q450 para determinar el área superficial.

**Tabla F23.** Derivada del volumen de poros para cada diámetro de poro

Diámetro de poro (nm)	dV/dD Volumen de poros (cm <sup>3</sup> /g·nm)
54,753393	9,46E-01
31,628982	0,00142805
21,513315	0,00447988
16,333751	0,00806299
13,168119	0,01186688
11,005185	0,01593553
9,440434	0,02020981
8,252029	0,02490772
7,321736	0,02963846
6,557691	0,03428006
5,919000	0,03927089
5,383413	0,04360878
4,923775	0,04846386
4,526710	0,05379
4,181533	0,05852567
3,873703	0,06452124
3,593046	0,07052867
3,339156	0,07851566
3,104987	0,08675028
2,903870	0,09704938
2,713483	0,10796672
2,524241	0,12050628
2,344025	0,13464425
2,168728	0,15050774
1,999343	0,1684383
1,834889	0,18752125

Con los datos de la tabla se grafica la derivada del volumen en función del diámetro de poro con el fin de hallar una función por medio de Excel que pase por los datos tabulados.

**Grafica F18.** Derivada de volumen de poros en función del diámetro de poro



Donde y corresponde a la derivada y x al diámetro de poro. Una vez obtenida la ecuación se integra de acuerdo a los rangos de diámetro de poro obtenidos de la IUPAC (Rango de mesoporos: Entre 2 y 50 nm; rango de macroporos: mayores a 50 nm).

$$Volumen\ de\ mesoporos = \int_2^{50} 0,7964x^{-1,823} dx = 0,51 \quad (25)$$

Para el volumen de macroporos se toma hasta el diámetro de poro más grande (54,753393 nm) en la tabla:

$$Volumen\ de\ macroporos = \int_{50}^{54,7533} 0,7964x^{-1,823} dx = 2,79 * 10^{-3} \quad (26)$$

## ANEXO G. Balances para el proceso de activación con H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> en atmósfera de N<sub>2</sub> para la muestra 1Q450

De las prácticas experimentales se obtuvo un rendimiento del 42,7% p/p de carbón, sin embargo se deben estimar pérdidas del 5 % en procesos de acondicionamiento como el tamizado [38]. Por lo que 41% p/p de carbón es un valor aproximado para el cálculo del flujo a procesar. Conociendo que la capacidad de la planta es de 10 Ton /mes (ver ANEXO B) se calcula la cantidad de materia prima (MP) a procesar está dada por:

$$10 \frac{\text{Ton}}{\text{mes}} \text{ de C.A} * \frac{1}{0.41} = 24,4 \frac{\text{Ton}}{\text{mes}} \text{ de Mp} = 292,8 \frac{\text{Ton}}{\text{año}} = 292.800 \frac{\text{kg}}{\text{año}}$$

Para hallar la cantidad que se produciría por día se tiene en cuenta que en un mes se trabajarán 22 días.

$$24,4 \frac{\text{Ton}}{\text{mes}} \text{ de MP} \div 22 \frac{\text{días}}{\text{mes}} = 1,1 \frac{\text{Ton}}{\text{día}} \text{ de Mp} = 1.100 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \text{ de Mp}$$

Es decir, se necesitarían procesar aproximadamente **1.100 kg** de materia prima por día.

### BALANCES DE MASA POR EQUIPO

**1) Molino de cuchillas:** correspondiente a las corrientes 1 y 2 de la figura 3 (diagrama del proceso químico). Las características del equipo cotizado se encuentran en la siguiente tabla:

**Tabla G24.** Características molino de cuchillas

CARACTERÍSTICAS PRINCIPALES	
<b>Modelo</b>	100/80D
<b>Boca de carga</b>	1.000x800 mm
<b>Potencia instalada</b>	24 HP
<b>nº de Rev. /min. Fresas</b>	25 rpm
<b>Producción</b>	800-1.200 kg/hora
<b>Cribas</b>	14-35 mm

$$\text{Balance de masa} = F_{1,mp} = F_{2,mp} = 1.100 \frac{kg}{día}$$

**Consumo energético:** según las especificaciones del equipo y los requerimientos de la materia prima para garantizar el diámetro de partícula 14 mm, ésta se debe pasar hasta 3 veces por el equipo, por lo que esta operación se estipuló para 3 horas.

Primero se convierte la potencia del motor de HP a kWh

$$\text{Potencia del motor en kWh} = 24 \text{ HP} * \frac{1 \text{ kWh}}{1.39} = 17,9 \text{ kWh}$$

El consumo para las 3 horas de funcionamiento al día está dado por:

$$\text{Consumo diario del molino en kW} = 17,9 \text{ kWh} * \frac{3 \text{ horas}}{1 \text{ día}} = 53,7 \frac{kW}{día}$$

Para cálculos económicos se halla el consumo anual:

$$\text{Consumo anual del molino en kW} = 53,7 \frac{kW}{día} * \frac{22 \text{ días}}{1 \text{ mes}} * \frac{12 \text{ mes}}{\text{año}} = 14.176,8 \frac{kW}{año}$$

**2) Tanque de recuperado de H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>:** se emplea para almacenar el ácido que se recupera del evaporador. Se asumió un porcentaje de recuperación del 90% y se reutiliza 1 vez, conforme a lo presentado en la literatura [38].

El volumen de ácido, está dado por:

$$V_{\text{ácido}} = \frac{R * F_{mp}}{\rho_{\text{ácido}} [\text{ácido}]} \cdot 1 \quad (13)$$

Donde  $R$  es la relación de impregnación,  $F_{mp}$  es el flujo de materia prima (kg/día),  $\rho_{\text{ácido}}$  es 1.685(kg/m<sup>3</sup>),  $[\text{ácido}]$  es la pureza (0,82 %p/p).

$$V_{\text{ácido}} = \frac{1 * 1.100 \frac{kg}{día}}{1.685 \frac{kg}{m^3}} \cdot \frac{1}{0,82} = 0,8 \frac{m^3}{día}$$

Por lo que las dimensiones del tanque de recuperado deben ser de:

**Tabla G25.** Características del tanque de recuperado

CARACTERÍSTICAS PRINCIPALES	
Diámetro	0,9 m
Longitud	1,5 m
Volumen	1 m <sup>3</sup>

La cantidad de ácido que se requiere para impregnar la materia prima es:

$$F_{5,\text{ácido}} = 0,8 \frac{m^3}{día} * 1.685 \frac{kg}{m^3} = 1.348 \frac{kg}{día}$$

Esta unidad relaciona las corrientes 4, 5 y 17.

**Balances de masa:**

$$F_{4,\text{ácido}} = F_{17,\text{ácido}} = F_{5,\text{ácido}} * 0,9 = 1.213,2 \frac{kg}{\text{día}} \text{ de } H_3PO_4$$

**3) Tanques de almacenamiento de H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>:** se utilizan 2 tanques de igual capacidad cuyas dimensiones se encuentran en la tabla a continuación:

**Tabla G26.** Características de los tanques de almacenamiento

CARACTERÍSTICAS PRINCIPALES	
<b>Diámetro</b>	0,9 m
<b>Longitud</b>	2 m
<b>Volumen</b>	5 m <sup>3</sup>

Estas unidades relacionan las corrientes 3 y 5.

**Balance de masa**

$$F_{3,\text{ácido}} = F_{5,\text{ácido}} * 10\% = 134,8 \frac{kg}{\text{día}} \text{ de } H_3PO_4$$

Las dimensiones se hallan teniendo en cuenta el requerimiento mensual de ácido, el cual se calcula sabiendo que en los días que se utilice el ácido recuperado se necesita un 10% adicional para mezclarse con la corriente de recuperación.

$$\text{Requerimiento mensual de ácido} = (F_{3,\text{ácido}} + F_{5,\text{ácido}}) * 11 = 16.311 \frac{kg}{\text{mes}}$$

Con el requerimiento y la densidad del ácido se halla el volumen requerido de ácido en m<sup>3</sup>

$$\text{Requerimiento mensual} = \frac{16.311 \frac{\text{kg}}{\text{mes}}}{1.685 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 9,68 \frac{\text{m}^3}{\text{mes}}$$

Por lo que se utilizan 2 tanques para almacenar el ácido necesario mensualmente.

**4) Tanque de mezclado:** la capacidad se calculó a partir de la densidad de la materia prima 366.6 kg/m<sup>3</sup> y la cantidad a impregnar de la misma.

$$\text{Capacidad tanque} = \frac{1.100 \frac{\text{kg}}{\text{día}}}{366,6 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 3,0 \text{ m}^3$$

**Tabla G27.** Características del tanque de mezclado

CARACTERÍSTICAS PRINCIPALES	
Diámetro	1,5 m
Longitud	2m
Volumen	3,5 m <sup>3</sup>
Potencia	1HP

**Balance de masa:** comprende las corrientes 2, 5 y 6 de la figura 3.

$$F_{5,\text{ácido}} = F_{6,\text{ácido}} = 1.348 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \text{ de } H_3PO_4$$

$$F_{2,mp} = F_{6,mp} = 1.100 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \text{ de } Mp$$

$$F_6 = F_{5,\text{ácido}} + F_{2,mp} = 2.448 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

**Consumo energético:** se estipula un tiempo de mezclado de 1,5 horas al día

$$\text{Consumo agitador} = 1 \text{ Hp} * \frac{1 \text{ kWh}}{1,34 \text{ Hp}} * 1,5 \frac{\text{horas}}{\text{día}} = 1,12 \frac{\text{kWh}}{\text{día}}$$

**6) Horno rotatorio de activación:** El horno cotizado se usa para secar, activar y enfriar el carbón producido. Las características se presentan en la tabla a continuación:

**Tabla G28.** Características del Horno para el proceso de activación químico

CARACTERÍSTICAS PRINCIPALES	
Diámetro	1 m
Longitud	6 m
Angulo de inclinación	0°
Velocidad de rotación	1 rpm
Potencia del rotor	2 kWh
Potencia tornillo	3 kWh
Potencia resistencia	80kWh

**Suposiciones:**

1. La sección de enfriamiento es lo suficientemente larga para condensar el vapor de H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> que se forma durante el proceso de activación.
2. Se usa un tornillo sin fin con reducción de paso que genera un sello para desplazar el aire del horno. Por lo que no se tiene en cuenta el nitrógeno para generar la atmósfera inerte [39].

**Capacidad mínima del horno:** se calcula con la densidad real hallada experimentalmente y la cantidad de materia prima a procesar diariamente

$$\text{Capacidad Horno} = \frac{\text{Cantidad de materia prima [kg]}}{\text{densidad}} \quad (14)$$

$$\rho_{real} = 366,6 \frac{Kg}{m^3}; F_{6,mp} = 1.100 \frac{Kg}{día} \text{ de Mp}$$

$$\text{Capacidad mínima del horno: } 1.100 \frac{Kg}{día} * \frac{1}{366,6 \frac{kg}{m^3}} = 3,0 \frac{m^3}{día}$$

$$\text{Capacidad del horno cotizado} = 4,71 m^3$$

**Consumo energético:** Para la etapa de secado, se lleva la MP a 105°C durante un periodo de 2 horas. Posteriormente se lleva a 450°C durante una hora para la activación y finalmente se deja enfriar por 4 horas.

Para hallar el consumo total del horno se necesita conocer el calor específico de la MP con el fin de hallar la energía que se consume entre cada etapa. Se utilizó la capacidad calorífica (Cp) del racimo de fruta vacío ( $1482.69 \frac{J}{kg.K}$ ) obtenido de la literatura [40]:

$$Q_{requerido} = m_{materia\ prima} * \int cp \, dT \quad (15)$$

$$\text{Consumo energético del secado} = 1.100kg * \int_{25}^{105} 1482,69 \, dT = 130.476,72 \, kJ$$

$$\text{consumo energético activación} = 1.100kg * \int_{105}^{450} 1.482,69 \, dT = 562.680,85 \, kJ$$

Al convertirlos a kW y sumarlos se gastan **192,54 kW-día** en el horno sólo para obtener la temperatura deseada para cada etapa. El consumo total de la resistencia

se obtiene sumando el valor anterior más la potencia de la resistencia multiplicada por el número total de horas (3 horas al día)

$$\text{Consumo de la resistencia} = 192,54kW + (80kWh * 3h) = 432,54kW$$

El consumo del rotor y el tornillo se hallan para un tiempo de 10 horas-día.

$$\text{Consumo rotor} = 10 h * 2kW = \frac{20kW}{\text{día}}$$

$$\text{Consumo tornillo} = 10 h * 3kW = \frac{30kW}{\text{día}}$$

Entonces el consumo total del horno es de **482,54 kW-día**.

### **Balance de masa**

Para el cálculo de los efluentes de salida se tiene que el rendimiento de laboratorio es de 42,7% a la salida del horno, como no se pudo cuantificar los efluentes líquidos y gaseosos que salían del equipo, se consultaron estos datos en la literatura teniendo en cuenta las condiciones de activación.

- Los porcentajes de efluentes son 39,6%, 38,9% y 21,5% para sólidos, líquidos y gases respectivamente [41]. De manera que se asume esa relación de acuerdo al rendimiento obtenido (42,7%, 36,9%, 20,4% aproximadamente).
- El efluente gaseoso a 450°C en unidades [mol/Kg de MP] son: H<sub>2</sub>O,16, CH<sub>4</sub> 0,51, CO 0,96, C<sub>2</sub>H<sub>6</sub> 0,05, C<sub>2</sub>H<sub>4</sub> 0,04[41].

Para 1.100 Kg /día de materia prima se tiene:

$$\text{Carbón activado: } F_{7,CA} = 1.100 \left[ \frac{Kg}{\text{día}} \right] * 0,427 = 469,7 \left[ \frac{Kg}{\text{día}} \right] \text{ de CA}$$

**Gas:**  $F_{9,Gas} = 1.100 \left[ \frac{Kg}{día} \right] * 0,204 = 224,4 \left[ \frac{Kg}{día} \right]$

**Líquido:**  $F_{12,líquidos} = 1.100 \left[ \frac{Kg}{día} \right] * 0,369 = 405,9 \left[ \frac{Kg}{día} \right]$  de bio oil (metanol)

**Balance por componente**

$$F_{6,ácido} = F_{7,ácido} = 1.348 \frac{Kg}{día} \text{ de } H_3PO_4$$

**Calculo composición másica del efluente gaseoso:** Para una base de cálculo de 1000 kg de materia prima por día:

$$H_2: 1000 \frac{Kg}{día} \text{ de Mp} * 0,16 = 160 \text{ mol de } H_2$$

$$CH_4: 1000 \frac{Kg}{día} \text{ de Mp} * 0,51 = 510 \text{ mol de } H_2$$

$$CO: 1000 \frac{Kg}{día} \text{ de Mp} * 0,96 = 960 \text{ mol de } H_2$$

**Tabla G29.** Flujos parciales de la corriente 8 del horno

Comp.	Relación [mol/ Kg Mp]	F <sub>9</sub> [mol]	PM [g/mol]	F <sub>9</sub> [g]
H <sub>2</sub>	0,16	160	2	320
CH <sub>4</sub>	0,51	510	16	8.160
CO	0,96	960	28	26.880
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,05	50	30	1.500
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0,04	40	28	1.120

Para un total de 37980 g/día., por lo que la composición porcentual de la corriente gaseosa es: 0,8% H<sub>2</sub>, 21,5% CH<sub>4</sub>, 70,8% CO, 3,9% C<sub>2</sub>H<sub>6</sub> y 3% C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>,

### Balance por componentes del efluente en fase gaseosa

$$F_{9,H_2} = 224,4 \frac{Kg}{día} \text{ de Gas} * 0,008 = 1,8 \frac{Kg}{día} \text{ de } H_2$$

$$F_{9,CH_4} = 224,4 \frac{Kg}{día} \text{ de Gas} * 0,215 = 48,2 \frac{Kg}{día} \text{ de } CH_4$$

$$F_{9,CO} = 224,4 \frac{Kg}{día} \text{ de Gas} * 0,708 = 158,9 \frac{Kg}{día} \text{ de } CO$$

$$F_{9,C_2H_6} = 224,4 \frac{Kg}{día} \text{ de Gas} * 0,039 = 8,7 \frac{Kg}{día} \text{ de } C_2H_6$$

$$F_{9,C_2H_4} = 224,4 \frac{Kg}{día} \text{ de Gas} * 0,03 = 6,7 \frac{Kg}{día} \text{ de } C_2H_4$$

### Balances por corrientes

$$F_7 = F_{7,CA} + F_{7,ácido} = 469,7 \frac{Kg}{día} + 1.348 \frac{Kg}{día} = 1.817,7 \frac{Kg}{día}$$

$$F_9 = F_{9,N_2} + F_{9,H_2} + F_{9,CH_4} + F_{9,CO} + F_{9,C_2H_6} + F_{9,C_2H_4} = 347,5 \frac{kg}{día}$$

**6) Tanque de lavado:** las dimensiones de los tanques de lavado van de acuerdo a la densidad del carbón activado, la cual es 1.256 kg/m<sup>3</sup> [31]

$$\text{Capacidad tanques de lavado} = 469,7 \frac{\text{kg}}{\text{día}} * \frac{1}{1.256 \frac{\text{m}^3}{\text{kg}}} = 0,4 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}$$

**Tabla G30.** Características del tanque de lavado

CARACTERÍSTICAS PRINCIPALES	
Diámetro	0,8 m
Longitud	1 m
Volumen	0,5 m <sup>3</sup>
Ciclo	2 horas
Potencia	¾ HP

**Suposiciones[38]:**

1. El lavado se realiza con agua de 80°C a 90°C, durante un tiempo de dos horas, incluyendo dos etapas de lavado[38].
2. El 90 % del ácido fosfórico (H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>) se puede recuperar y utilizar una vez más. La relación de cantidad de agua para lavar el CA es de 10 L por 1 Kg de CA [38]
3. Se desprecia la cantidad de agua y trazas de ácido que pudieron haber quedado en el CA, esto con el fin de simplificar los cálculos.

**Balances de masa:** Para calcular la cantidad de agua requerida para lavar el CA, se utiliza la relación  $\frac{10 \text{ L de Agua}}{1 \text{ Kg de CA}}$  y se conoce la cantidad de CA  $469,7 \left[ \frac{\text{Kg}}{\text{día}} \right]$

$$F_{13, H_2O} = 469,7 \frac{\text{Kg}}{\text{día}} * \frac{10 \text{ L de Agua}}{1 \text{ Kg de CA}} = 4697 \frac{\text{L}}{\text{día}} = 4.697 \frac{\text{Kg}}{\text{día}} \text{ de } H_2O$$

$$F_{7,CA} = F_{18,CA} = 469,7 \frac{Kg}{día} \text{ de CA}$$

$$F_{14} = F_{7,ácido} + F_{13,H_2O} = 6.045 \frac{Kg}{día}$$

**Consumo energético del agitador:** para 2 horas de lavado al día,

$$\text{Consumo agitador} = 0,75 \text{ Hp} * \frac{1kWh}{1,34 \text{ Hp}} * 2 \frac{\text{horas}}{\text{día}} = 1,12 \frac{kW}{día}$$

**7) Condensador:** las características del equipo cotizado se presentan en la siguiente tabla.

**Tabla G31.** Características del condensador

CARACTERÍSTICAS PRINCIPALES	
Dimensiones	1.550*315*385 mm
Presión de operación	1,2 Mpa
Máximo caudal	1 m3/h

**Suposición:**

1. Los gases de salida del horno salen a 450°C.
2. Con el fin de enfriar la corriente de gases proveniente del horno, se pretende usar el agua del río como refrigerante. Por lo que se hace necesario calcular la cantidad que se necesitaría bombear para bajar la temperatura de la corriente gaseosa (450°C) como mínimo hasta 50°C para que condense la corriente de bio oíl.

$$-Q_{cedido} = Q_{ganado} \quad (16)$$

El calor a ceder se halla de la corriente de efluentes gaseosos del horno de acuerdo al siguiente balance.

$$Q_{cedido} = \sum masa_{gases} \int Cp dT \quad (17)$$

$$Q_{componente} = m_{componente} * \int cp dT \quad (18)$$

Donde el calor específico (Cp.) está dado por la siguiente expresión:

$$CP = a + bT + cT^2 + dT^3 + eT^4 \quad (19)$$

$$\int cp dT = aT + b\frac{T^2}{2} + c\frac{T^3}{3} + d\frac{T^4}{4} + e\frac{T^5}{5} \quad (20)$$

Cuyas constantes están representadas en la siguiente tabla:

**Tabla G32.** Constantes de capacidad calorífica para gases ideales [42]

Compuesto	a	b	c	d	e
CO2	19,0223	0,0796291	-7,37067E-05	3,74572E-08	-8,13304E-12
CO	29,0063	0,00249235	-0,000018544	4,79892E-08	-2,87266E-11
H2	17,6386	0,0570055	-0,000131485	1,05883E-07	-2,91803E-11
CH4	38,387	-0,0736639	0,000290981	-2,63849E-07	8,00679E-11
C2H4	16,8346	0,0515193	0,000216352	-3,45618E-07	1,58794E-10
C2H6	33,8339	-0,0155175	0,000376892	-4,1177E-07	1,3889E-11
Methanol	9,80108	0,00843064	6,66919E-06	-8,20898E-09	2,50064E-12

Constantes en unidades [J/mol K]

Por ejemplo para el CO,

$$Q_{co} = m_{co} * \int cp dT \quad (21)$$

Donde la integral está dada por:

$$\int_{450+273}^{50+273} 29,0063 + 0,00249235T - 1,8544 * 10^{-5} T^2 + 4,79892 * 10^{-8} T^3 - 2,87266 * 10^{-11} T^4 dT = -716,1 \frac{kJ}{kg}$$

La masa de CO formada en la reacción:

$$Flujo de CO = 158,9 \frac{kg}{día}$$

Entonces el calor que cede el CO es:

$$Q_{co} = 158,9 \frac{kg}{día} * -716,1 \frac{kJ}{kg} = -113.430,2 \frac{kJ}{día}$$

**Tabla G33.** Calores cedidos por la corriente de gas

Compuesto	Flujo [kg/día]	Integral [kJ/Kg]	Qcedido [kJ/día]
CO	158,9	-716,09	-113.430,2
H2	1,8	-7.473,97	-13.453,1
CH4	48,2	-2.219,28	-106.969,3
C2H4	6,7	-1.704,50	-11.420,1
C2H6	8,7	-1.273,86	-11.082,6
CH3OH	405,9	-312,16	-126.705,7
		<b>Total</b>	383.060,7

Para calcular el calor específico ganado, se supone que la temperatura de salida del agua es de 90°C y se tiene que la capacidad calorífica promedio del agua en estado líquido es 4.187 kJ/kg. Por lo que al aplicar la siguiente ecuación:

$$Q_{ganado} = m_{Agua} * \overline{C_p} * \Delta T \quad (22)$$

$$Q_{ganado} = m_{Agua} * 4,187 \frac{kJ}{kg * K} * (363K - 298K) = 272,1 \frac{kJ}{kg}$$

Por lo tanto la masa de agua está dada por:

$$m_{Agua} = \frac{-Q_{cedido}}{C_{p_{agua}} * \Delta T} = 1.477,2 \frac{kg}{dia} \cong 1.5 \frac{m^3}{dia}$$

Para calcular la energía que se consume al bombear más de 1 m<sup>3</sup>/día se cotizó una bomba con las siguientes características:

**Tabla G34.** Características de la bomba centrífuga

CARÁCTERÍSTICAS PRINCIPALES	
Capacidad	1,1 m <sup>3</sup> /h
Cabeza	8,5 m
Potencia	0,18 kW/h
Velocidad	2.800 rpm
Eficiencia	32,1%

Por lo que para suplir el caudal de agua requerido:

$$Tiempo\ requerido = \frac{1,5 \frac{m^3}{h}}{1,1 \frac{m^3}{h}} = 1,4 \text{ horas}$$

Con el tiempo y la potencia se halla la energía consumida en esta etapa:

$$\text{Consumo energético} = 1,4 \text{ h} * 0,18 \text{ kW} = 0,25 \frac{\text{kW}}{\text{día}} = 66 \frac{\text{kW}}{\text{año}}$$

**8) Evaporador:** las características del evaporador cotizado se presentan en la siguiente tabla:

**Tabla G35.** Características del evaporador

CARACTERÍSTICAS PRINCIPALES	
Dimensiones	8.380*1.100*46mm
Presión de vapor	0,1-0,25 Mpa
Capacidad de evaporación	3.000 kg/h
Consumo eléctrico Bomba	7,5 kW

**Suposiciones:** el 90% del ácido se logra recuperar[38].

**Balance de masa:**

$$\text{Flujo de H}_3\text{PO}_4 \text{ concentrado: } F_{17,\text{ácido}} = 1.348 * 0,9 = 1.213,2 \frac{\text{Kg}}{\text{día}}$$

$$\text{Agua evaporada: } F_{16} = 6045 - 1.213,2 = 4.832 \frac{\text{Kg}}{\text{día}}$$

**Balance de energía:**

De tablas de vapor se tiene:

Calor latente de vaporización del agua a 90 °C: 2.282 kJ/kg

Calor de condensación a 110 °C: 2.630,2 kJ/kg

$$\text{Calor necesario para la evaporación: } 4.832 \frac{\text{Kg}}{\text{día}} * 2.282 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} = 11.026.624 \frac{\text{KJ}}{\text{día}}$$

Vapor consumido:

$$F_{15,vapor} = \frac{11.026.624 \frac{KJ}{día}}{2.630,2 \frac{KJ}{Kg}} = 4.192,31 \frac{Kg}{día} = 4,2 \frac{m^3}{día} = 4.200 \frac{L}{día}$$

**Energía consumida por la bomba a la caldera:** la bomba cotizada tarda 1,2 horas aproximadamente para cargar 4.200 kg/día de agua.

$$energía\ consumida = 7,5kW * 1,2h = 15\ kW/día$$

**9) Caldera:** Para suplir el requerimiento de vapor necesario se incluyó una caldera pirotubular.

**Tabla G36.** Características de la caldera

CARACTERISTICAS PRINCIPALES	
Capacidad nominal	4.000 kg / h
Presión de trabajo	1,25 MPa
Combustible	Gas natural
consumo	177 Nm <sup>3</sup> /h
Volumen de la caldera	5,88 m <sup>3</sup>
Consumo Neto	12 kWh

Por lo que para suplir el caudal de vapor requerido:

$$Tiempo\ requerido = \frac{4.200\ Kg}{4.000 \frac{kg}{h}} = 1,05\ horas$$

Con el tiempo y la potencia se halla la energía consumida en esta etapa:

$$Consumo\ energético = 1,05\ h * 12kWh = 12,06\ kW$$

$$\text{Consumo gas natural} = 1,05h * 177 \frac{m^3}{h} = 186 \frac{m^3}{\text{día}}$$

**10) Secador rotatorio:** las características se presentan en la siguiente tabla:

**Tabla G37.** Características del secador

CARACTERÍSTICAS PRINCIPALES	
Longitud	8 m
Diámetro	600 mm
Angulo de inclinación	5°
Velocidad de rotación	8 r/min
Potencia	5,5 kW

**Suposiciones:**

1. Se asume que la humedad a la entrada es del 90 %, y a la salida 10 % de humedad que es la mínima requerida para un carbón comercial [31].
2. El tiempo de secado es de 3 horas.

**Balance de masa**

$$F_{18,CA} = F_{18,CA} = 469,7 \frac{Kg}{\text{día}} \text{ de CA}$$

$$\text{Consumo del motor: } 5,5kW * 3h = 16,5 Kw/\text{día}$$

**11) Zaranda:** las características principales se encuentran en la siguiente tabla:

**Tabla G38.** Características de la Zaranda

CARACTERÍSTICAS PRINCIPALES	
Dimensiones	500*2.000 mm
Granularidad	0,074-60 mm
Potencia	2*0,75 kW

**Suposición:** se efectúa la pérdida del 5% del CA.

**Balance de masa:**

$$F_{20,CA} = 480 \frac{Kg}{día} * (1 - 0,05) = 456 \frac{Kg}{día} deCA$$

**Consumo energético:** 1,5 Kw para una hora de tamizado al día.

**12) Bandas transportadoras:** Se utilizarán dos, una para la materia prima y otra para el CA.

**Tabla G39.** Características de la Banda transportadora

CARACTERÍSTICAS PRINCIPALES	
Dimensiones	5,2 m *50 cm
Potencia	2,24 kW/h
Capacidad	500 Kg /h

**Consumo energético:** Se pondrá en funcionamiento en promedio durante 3 horas interrumpidas de acuerdo al proceso, 6,72 kW/día

## Flujos del proceso de producción químico.

**Tabla G40** Flujos del proceso químico

EQUIPO	CORRIENTE	COMPUESTO	FLUJO PARCIALES (Kg/ día)	TOTAL FLUJO (Kg/ día)
Molino de cuchillas	1	Mp	1.100	1.100
Mezclador	2	Mp	1.100	1.100
T. Almacenamiento	3	H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	134,8	134,8
T. Recuperación	4	H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	1.213,2	1.213,2
Tanque de impregnación	5	H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	1.348	1.348
Horno	6	Mp	1.100	2448
		H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	1.348	
	7	CA	469,7	1817,7
		H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	1.348	
Condensador	8	Gases no condensables	224,4	753,4
		Bio oil	405,9	
	10	Gases no condensables	224,4	224,4
	11	Agua	1.477,2	1.477,2
	12	Bio oil	405,9	405,9
Tanque de lavado	13	H <sub>2</sub> O	4.697	4.697
Evaporador	14	H <sub>2</sub> O	4.697	6.045
		H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	1.348	
	15	Vapor H <sub>2</sub> O	4.200	4.200
	16	H <sub>2</sub> O	4.832	4832
	17	H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	1.213,2	1.213,2
Secador	18	CA	469,7	469,7
Zaranda	19	CA	469,7	469,7
Almacenamiento	20	CA	446,2	446,2

## ANEXO H. Balances para el proceso de activación físico con atmósfera de CO<sub>2</sub>

Se considera una producción de 10 toneladas mensuales de carbón activado para una carga de materia prima compuesta por pedúnculo y ramas a un 35% y un 65% en peso respectivamente. De las prácticas experimentales, se obtuvo un rendimiento del 26.7%, sin embargo se deben estimar pérdidas en procesos de acondicionamiento (tamizado), por lo que un 25.5% de rendimiento es un valor apropiado para el cálculo del flujo a procesar.

La cantidad de materia prima (M.P) a procesar mensualmente está dada por:

$$10 \frac{\text{Ton}}{\text{mes}} \text{ de CA} * \frac{1}{0.255} = 39,22 \frac{\text{Ton}}{\text{mes}} \text{ de MP} = 470,5 \frac{\text{Ton}}{\text{año}} = 470.500 \frac{\text{kg}}{\text{año}} \text{ de Mp}$$

Para hallar la cantidad que se produciría diariamente se deben tener en cuenta los días laborales de cada mes, por lo que se elige trabajar 22 días/mes.

$$39,22 \frac{\text{Ton}}{\text{mes}} \text{ de MP} \div 22 \frac{\text{días}}{\text{mes}} = 1.78 \frac{\text{Ton}}{\text{día}} \text{ de Mp} = 1.780 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \text{ de Mp}$$

Es decir, se necesitarían procesar aproximadamente **1.780 kg/ día** de materia prima.

### BALANCE DE MASA POR EQUIPO

**1) Molino de cuchillas:** las características del molino son las mismas de la tabla G24.

$$\text{Balance de masa} = F_{1,MP} = F_{2,MP} = 1.780 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

**Consumo energético:** según las especificaciones del equipo y los requerimientos de la materia prima para garantizar el diámetro de partícula 14 mm, ésta se debe pasar hasta 3 veces por el equipo, por lo que esta operación se estipuló para 4.5 horas.

Entonces el consumo diario es **35.808 kW /día**

Primero se convierte la potencia del motor de HP a kWh

$$\text{Potencia del motor en kWh} = 24 \text{ HP} * \frac{1 \text{ kWh}}{1.39} = 17.9 \text{ kWh}$$

El consumo para las 3 horas de funcionamiento al día está dado por:

$$\text{Consumo diario del molino en kW} = 17.9 \frac{\text{kW}}{\text{h}} * \frac{4.5 \text{ h}}{1 \text{ día}} = 80.6 \frac{\text{kW}}{\text{día}}$$

Para cálculos económicos se halla el consumo anual:

$$\text{Consumo anual del molino en kW} = 80.6 \frac{\text{kW}}{\text{día}} * \frac{22 \text{ días}}{1 \text{ mes}} * \frac{12 \text{ mes}}{\text{año}} = 21.278 \frac{\text{kW}}{\text{año}}$$

**2) Horno rotatorio:** se utiliza para el secado y la activación de la materia prima.

**Capacidad mínima requerida:** Las dimensiones del horno se escogieron de acuerdo a la densidad real (366.6 kg/m<sup>3</sup>) de la materia prima a cargar.

$$\text{Capacidad Horno} = \frac{\text{Cantidad de materia prima [kg]}}{\text{densidad}} \quad (14)$$

$$\text{Capacidad minima Horno} = \frac{1.780 \frac{\text{Kg}}{\text{día}}}{366.64 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 4.9 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}$$

$$\text{Capacidad del horno cotizado: } 5.11 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}$$

Las dimensiones del horno que van de acuerdo con la capacidad, están expresadas en la siguiente tabla:

**Tabla H41.** Características del horno para el proceso de activación física

CARACTERÍSTICAS PRINCIPALES	
<b>Diámetro</b>	1m
<b>Longitud</b>	7.5 m
<b>Angulo de inclinación</b>	35°
<b>Velocidad de rotación</b>	1 rpm
<b>Potencia resistencia</b>	85 kWh
<b>Potencia rotor</b>	2.5kWh

### Balance de masa

Para el cálculo de los efluentes de salida se tiene en un principio que el rendimiento es de 26,83% a la salida del horno (sin tener los procesos de acondicionamiento). Sin embargo, no se pudo cuantificar los efluentes líquidos y gaseosos que salían del equipo, por lo que se consultaron estos datos en la literatura[41] teniendo en cuenta las condiciones de activación.

- Los porcentajes de efluentes son 29%, 41,6% y 29,4% para sólidos, líquidos y gases respectivamente. De manera que se asume esa relación de acuerdo al rendimiento obtenido (26,83%, 42,81%, 30,36% aproximadamente).

- La conversión del CO<sub>2</sub> alcanza aproximadamente un 30% a 700°C.
- El efluente gaseoso a 700°C está comprendido principalmente de 1,55 de H<sub>2</sub>, 1,85 de CH<sub>4</sub>, 2,37 de CO, 0,18 de C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>, 0,18 de C<sub>2</sub>H<sub>4</sub> expresadas en moles/Kg de materia prima alimentado y el resto de CO<sub>2</sub> que no reaccionó.

Para 2.1645 Ton/ día de materia prima se tiene:

$$\text{Carbon activado: } F_{5,CA} = 1.780 \left[ \frac{kg}{dia} \right] * 0,2683 = 477,6 \left[ \frac{kg}{dia} \right]$$

$$\text{Fgaseoso: } F_4 = 1,780 \left[ \frac{kg}{dia} \right] * 0,3036 = 540,4 \left[ \frac{kg}{dia} \right]$$

$$\text{Fliquido: } F_5 = 1.780 \left[ \frac{kg}{dia} \right] * 0,4281 = 762,02 \left[ \frac{kg}{dia} \right] \text{ se considera como metanol.}$$

Para el flujo gaseoso las composiciones en peso están dadas para una base de cálculo de 1.000 Kg/día:

$$F_{4,H_2} = 1.000 \frac{kg}{dia} * 1,55 = 1.550 \frac{moles}{dia} * \frac{2 g H_2}{1 mol H_2} * \frac{1 Ton}{10^6 g} = 0,0031 \frac{Ton}{dia}$$

$$F_{4,CH_4} = 1.000 \frac{kg}{dia} * 1,85 = 1.850 \frac{moles}{dia} * \frac{16 g CH_4}{1 mol CH_4} * \frac{1 Ton}{10^6 g} = 0,0296 \frac{Ton}{dia}$$

$$F_{4,CO} = 1.000 \frac{kg}{dia} * 2,37 = 2.370 \frac{moles}{dia} * \frac{28 g CO}{1 mol CO} * \frac{1 Ton}{10^6 g} = 0,0664 \frac{Ton}{dia}$$

$$F_{4,C_2H_6} = 1.000 \frac{kg}{dia} * 0,18 = 180 \frac{moles}{dia} * \frac{30 g C_2H_6}{1 mol C_2H_6} * \frac{1 Ton}{10^6 g} = 0,0054 \frac{Ton}{dia}$$

$$F_{4,C_2H_4} = 1.000 \frac{kg}{dia} * 0,18 = 180 \frac{moles}{dia} * \frac{28g C_2H_4}{1mol C_2H_4} * \frac{1 Ton}{10^6 g} = 0,005 \frac{Ton}{dia}$$

Para un total de 0,1095 Ton/día. Por lo que la composición porcentual de la corriente gaseosa sin tener en cuenta el CO<sub>2</sub> que no reacciona para 1.780 Kg/día son: **2,83% H<sub>2</sub>, 27,03% CH<sub>4</sub>, 60,64% CO, 4,93% C<sub>2</sub>H<sub>6</sub> y 4,57% C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>.**

Balance por componentes del efluente en fase gaseosa:

$$F_{4,H_2} = 540,40 \frac{kg}{dia} * 2,83\% = 15,28 \frac{kg}{dia}$$

$$F_{4,CH_4} = 540,40 \frac{kg}{dia} * 27,03\% = 146,07 \frac{kg}{dia}$$

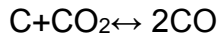
$$F_{4,CO} = 540,40 \frac{kg}{dia} * 60,64\% = 327,70 \frac{kg}{dia}$$

$$F_{4,C_2H_6} = 540,40 \frac{kg}{dia} * 4,93\% = 26,64 \frac{kg}{dia}$$

$$F_{4,C_2H_4} = 540,40 \frac{kg}{dia} * 4,57\% = 24,70 \frac{kg}{dia}$$

### Calculo de la cantidad de atmósfera reaccionante CO<sub>2</sub>

Para calcular la cantidad de CO<sub>2</sub> que se requiere para producir 327,70 kg/día de CO, se utiliza la reacción de Boudouard, la cual se emplea para la gasificación del carbón con CO<sub>2</sub> [7], que está representada de la siguiente forma:



Peso molecular del CO<sub>2</sub>: 44 kg/kmol

Peso molecular del CO: 28 kg/kmol

Se necesitan 44 kg/kmol de CO<sub>2</sub> para producir 56 kg/kmol de CO. Entonces la cantidad necesaria de atmósfera oxidante es:

$$Flujo\ de\ CO_2 = \frac{327,70 \frac{kg\ CO}{día} * 44\ kg\ de\ CO_2}{56\ kg\ CO} = 257,5\ kg\ CO_2/día$$

Sin embargo el CO<sub>2</sub> sólo alcanza un 30% de conversión a 700°C por lo que el flujo total está dado por:

$$Flujo\ de\ CO_2 = F_3\ de\ CO_2 = \frac{257,5}{0,3} = 858,3 \frac{kg}{día}$$

**Consumo energético:** Para la etapa de secado, se lleva la MP a 105°C durante un periodo de 2 horas. Posteriormente se lleva a 450°C durante una hora para la activación y finalmente se deja enfriar por 4 horas. Para hallar el consumo total del horno se necesita conocer el calor específico de la MP con el fin de hallar la energía que se consume entre cada etapa. Se utilizó el Cp del racimo de fruta vacío ( $1.482,69 \frac{J}{kg.K}$ ) obtenido de la literatura[40]

$$Q_{requerido} = m_{materia\ prima} * \int cp\ dT \quad (15)$$

$$\text{Consumo energético del secado} = 1.783kg * \int_{25}^{105} 1.482,69 dT = 211.490,90 kJ$$

$$\text{Consumo energético activación} = 1.783kg * \int_{105}^{450} 1.482,69 dT = 915.123,68kJ$$

Al convertirlos a kW y sumarlos se gastan **312,95kW-día** en el horno sólo para obtener la temperatura deseada para cada etapa. El consumo total de la resistencia se obtiene sumando el valor anterior más la potencia de la resistencia multiplicada por el número total de horas (3 horas al día)

$$\text{Consumo de la resistencia} = 312,95kW + (85kWh * 3h) = 567,95kW$$

El consumo del rotor y el tornillo se hallan para un tiempo de 10 horas-día.

$$\text{Consumo rotor} = 10 h * 2,5kW = \frac{25kW}{\text{día}}$$

$$\text{Consumo tornillo} = 10 h * 3kW = \frac{30kW}{\text{día}}$$

Entonces el consumo total del horno es de **622,95 kW-día**.

**3) Condensador:** las características del condensador están en la tabla G31. Con el fin de enfriar la corriente de gases proveniente del horno, se pretende usar el agua del río como refrigerante. Por lo que se hace necesario calcular la cantidad que se necesitaría bombear para bajar la temperatura de la corriente gaseosa (700°C) como mínimo hasta 50°C para que condense la corriente de bio oíl.

$$-Qcedido = Qganado \quad (16)$$

El calor a ceder se halla de la corriente de efluentes gaseosos del horno de acuerdo al siguiente balance.

$$Q_{cedido} = \sum masa_{gases} \int Cp dT \quad (17)$$

$$Q_{componente} = m_{componente} * \int cp \, dT \quad (18)$$

Donde el calor específico (Cp) está dado por la siguiente expresión:

$$CP = a + bT + cT^2 + dT^3 + eT^4 \quad (19)$$

$$\int cp \, dT = aT + b \frac{T^2}{2} + c \frac{T^3}{3} + d \frac{T^4}{4} + e \frac{T^5}{5} \quad (20)$$

Cuyas constantes están representadas en la tabla 33:

Por ejemplo para el CO<sub>2</sub>,

$$Q_{co_2} = m_{co_2} * \int cp \, Dt \quad (23)$$

Donde la integral está dada por:

$$\int_{700+273}^{50+273} 19,0223 + 0,0796291T - 7,37067 * 10^{-5} T^2 + 3,74572 * 10^{-8} T^3 - 8,13304 * 10^{-12} T^4 \, dT = -26.956,2039 \frac{kJ}{kmol} = -612,6409 \frac{kJ}{kg}$$

La masa de CO<sub>2</sub> corresponde a la que no reacciona (70% del flujo):

$$F_{3,CO_2 \text{ NO REACCIONA}} = \text{Flujo de } CO_2 = 858,3 \frac{kg}{dia} * 0,7 = 601 \frac{kg}{dia}$$

Los gases no condensables son la suma de los gases más el CO<sub>2</sub> que no reacciona

$$F_6 = \text{Flujo de gases no condensables} = 540,4 \frac{\text{kg}}{\text{día}} + 601 \frac{\text{kg}}{\text{día}} = 1141,4 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

Entonces el calor que cede el CO<sub>2</sub> es:

$$Q_{co_2} = 601 \frac{\text{kg}}{\text{día}} * -612,6 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = -368.172,6 \frac{\text{kJ}}{\text{día}}$$

**Tabla H42.** Calores cedidos por la corriente de gas para el método físico

Compuesto	Flujo[kg/día]	Integral	Qcedido[kJ/día]
CO <sub>2</sub>	601	-704,057975	-422.990,991
CO	327,7	-716,08588	-234.661,343
H <sub>2</sub>	15,28	-7.473,96586	-114.202,198
CH <sub>4</sub>	146,07	-2.219,28442	-324.170,875
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	29,6	-1.704,49519	-42.101,0311
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	31,9	-1.273,85619	-33.935,5289
CH <sub>3</sub> OH	762,02	-312,158447	-237.870,98
		<b>Total</b>	-1.409.932,95

Para calcular el calor específico ganado, se supone que la temperatura de salida del agua está a un máximo de 90°C. Se tiene que la capacidad calorífica promedio en estado líquido es 4.187 kJ/kg, por lo que al aplicar la siguiente ecuación:

$$Q_{ganado} = m_{Agua} * \overline{C_p} * \Delta T \quad (22)$$

$$Q_{ganado} = m_{Agua} * 4,187 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} * \text{K}} * (363\text{K} - 298\text{K})$$

Por lo tanto la masa de agua está dada por:

$$F_{8,H_2O} = m_{Agua} = \frac{-Q_{Cedido}}{C_{p_{agua}} * \Delta T} = 5.180,6 \frac{kg}{dia} \cong 5,2 \frac{m^3}{dia}$$

Para calcular la energía que se consume al bombear más de 5 m<sup>3</sup>/día se cotizó una bomba con las siguientes características:

**Tabla H43.** Características de la bomba centrífuga para el método físico

CARÁCTERÍSTICAS PRINCIPALES	
Capacidad	2,5 m <sup>3</sup> /h
Cabeza	15 m
Potencia	0,37 kWh
Velocidad	2.800 rpm
Eficiencia	32,4%

Por lo que para suplir el caudal de agua requerido:

$$Tiempo\ requerido = \frac{5,2 \frac{m^3}{h}}{2,5 \frac{m^3}{h}} = 2,1 \text{ horas}$$

Con el tiempo y la potencia se halla la energía consumida en esta etapa:

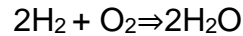
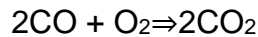
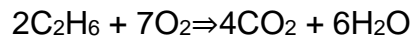
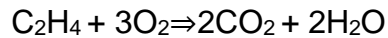
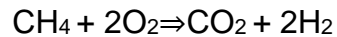
$$Consumo\ energético = 2,1 \text{ h} * 0,37 \text{ kW} = 0,8 \text{ kW/día}$$

**4) Cámara de post-combustión:** Se utiliza para transformar la corriente de no condensables en CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O. Las dimensiones de la cámara de postcombustión se presentan en la siguiente tabla:

**Tabla H44.** Características cámara de postcombustión

CARACTERÍSTICAS PRINCIPALES	
Aire de alimentación	2.198 m <sup>3</sup> /h
Dimensiones( diámetro* altura)	1.220*2.450 mm
Potencia	7,2 kW
Eficiencia térmica	70%
Consumo de carbon	27 Kg/h

Con el objetivo de simplificar la corriente de gases en vapor de agua y dióxido de carbono.



Con el fin de simplificar los cálculos se supone combustión completa, por lo que a través de las reacciones anteriores se calcula la cantidad de CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O formadas, así como la cantidad de aire requerida.

$$CO_2 \text{ respecto a } CH_4 : \frac{146,7 * 44}{16} = 403,43 \frac{kg}{día}$$

$$CO_2 \text{ respecto a } C_2H_4 : \frac{29,6 * 2 * 44}{28} = 93,03 \frac{kg}{día}$$

$$CO_2 \text{ respecto a } C_2H_6 : \frac{31,9 * 4 * 44}{2 * 30} = 93,57 \frac{kg}{día}$$

$$CO_2 \text{ respecto a } CO : \frac{327,70 * 2 * 44}{28 * 2} = 514,96 \frac{kg}{día}$$

$$H_2O \text{ respecto a } CH_4 : \frac{146,7 * 2 * 18}{16} = 330,08 \frac{kg}{día}$$

$$H_2O \text{ respecto a } C_2H_4 : \frac{29,6 * 2 * 18}{28} = 38,06 \frac{kg}{día}$$

$$H_2O \text{ respecto a } C_2H_6 : \frac{31,9 * 6 * 18}{2 * 30} = 57,42 \frac{kg}{día}$$

$$H_2O \text{ respecto a } H_2 : \frac{15,28 * 2 * 18}{2 * 2} = 137,52 \frac{kg}{día}$$

Ahora se calcula el oxígeno que se requiere para que haya combustión completa:

$$O_2 \text{ respecto a } CH_4 : \frac{146,7 * 2 * 32}{16} = 586,8 \frac{kg}{día}$$

$$O_2 \text{ respecto a } C_2H_4 : \frac{29,6 * 3 * 32}{28} = 101,49 \frac{kg}{día}$$

$$O_2 \text{ respecto a } C_2H_6 : \frac{31,9 * 7 * 32}{2 * 30} = 119,09 \frac{kg}{día}$$

$$O_2 \text{ respecto a } CO : \frac{327,70 * 32}{28 * 2} = 187,26 \frac{kg}{día}$$

$$O_2 \text{ respecto a } H_2 : \frac{15,28 * 32}{2 * 2} = 122,24 \frac{kg}{día}$$

$$\text{Cantidad de oxígeno teórico} = 1.116,88 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

Con el oxígeno requerido se calcula la cantidad de aire que se necesita sabiendo que el O<sub>2</sub> es un 23% en peso del aire

$$F_{11,aire} = \text{Cantidad de aire necesario} = \frac{1.116,88 \frac{\text{kg}}{\text{día}}}{23\%} = 4.856 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \text{ de aire.}$$

**Tabla H45.** Flujo de salida de la cámara de combustión para el proceso de activación física.

Componente	Flujo $F_{10}$ [kg/día]	Composición [% p/p ]
CO <sub>2</sub>	1.435,07	71,82
H <sub>2</sub> O	563,08	28,18

Este flujo de CO<sub>2</sub>  $F_{10,CO_2} = 1.435,07$  kg/día lo recirculo durante dos activaciones más, por lo que el consumo de CO<sub>2</sub> ( $F_{3,CO_2} = 858,3$  kg/día) se realizará cada 3 días para un total de 8 cargas de CO<sub>2</sub>.  $F_{3,CO_2} = 6.866,4$  Kg/mes.

El tiempo que se tarda en suministrar el aire requerido se calcula mediante la siguiente operación:

$$\text{Tiempo de suministro} = \frac{\text{Flujo de aire kg}}{\text{flujo de aire} \cdot \text{densidad aire}} \quad (24)$$

$$\text{Tiempo de suministro} = \frac{4.856 \text{ kg}}{2.198 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * 1,3 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 1,70 \text{ h}$$

### Consumo energético:

$$\text{Consumo energético} = 7,2\text{kW} * 1,70\text{h} = 12,24 \text{ kW/día}$$

**Consumo de carbón:** La cámara de postcombustión consume 27 kg de carbón por hora y cada día trabaja 2 horas con el fin de transformar la corriente de no condensables en CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O.

$$\text{Consumo carbón} = 27 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * 2\text{h} = 54 \frac{\text{kg}}{\text{día}} = 1.188 \frac{\text{kg}}{\text{mes}}$$

**5) Compresor:** Se utiliza con el fin de ajustar la presión del CO<sub>2</sub>.

**Tabla H46.** Características del compresor para el método físico.

CARÁCTERÍSTICAS PRINCIPALES	
Capacidad	400 m <sup>3</sup> /h
Potencia	15 kW/h
Velocidad	400-800 rpm
Presion	100 bar

### Suposición:

1. Para efectos de funcionamiento del compresor se tomó en cuenta el flujo de CO<sub>2</sub> requerido.

**Consumo energético:** El compresor trabaja 2,7 horas en promedio por día

$$\text{Consumo compresor} = 15 \text{ Kw} * 2,7 \text{ h} = 40,5 \text{ Kw/día}$$

## 6) Tanque de recirculación

### Suposiciones:

1. Se halla la densidad a partir de la presión máxima a la que llega el compresor (10 MPa) y se asume que este gas sale como gas ideal.
2. Todo el vapor de agua que se condense se retira una vez que el tanque se vacíe.

$$\text{Densidad del gas CO}_2 = \frac{PM_{\text{CO}_2}}{R*T} = \frac{44*10.000}{8,314*373,15} = 141,8 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\text{Capacidad del tanque} = \frac{1.435,07 \frac{\text{kg}}{\text{día}}}{141,8 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 10 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}$$

## 7) Bomba de vacío

**Tabla H47.** Características de la bomba de vacío para el método físico

CARACTERISTICAS PRINCIPALES	
Capacidad	5 m <sup>3</sup> /h
Potencia	1,2 Kw/h
Velocidad de rotación	1.420 r/min
Dimensiones	690x240x410mm

**Consumo energético:** Se necesitan bombear 10 m<sup>3</sup> de gas:

$$\text{Tiempo de funcionamiento} = \frac{10 \text{ m}^3}{5 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}} = 2 \text{ horas}$$

$$\text{Consumo de la bomba de vacío} = 1,2 \text{ kW} * 2 \text{ h} = 2,4 \text{ kW/día}$$

**8) Zaranda:** las características principales son las mismas de la tabla G38.

$$F_{9,CA} = \text{Carbón activado a tamizar: } 477,6 \left[ \frac{kg}{día} \right]$$

Para una pérdida del 5% el carbón activado a almacenar es:

$$F_{10,CA} = \text{Carbón a almacenar} = 477,6 \left[ \frac{kg}{día} \right] * (1 - 0,05) = 453,7 \frac{kg}{día} \text{ de CA}$$

**Consumo energético:** 1.5 kW para una hora de tamizado al día, se estima que para tamizar todo el CA producido en el día se gastan 2 horas por lo que el consumo energético sería de 3 kW/día.

**9) Bandas transportadoras:** Se utilizarán 2 una para materia prima y otra para CA.

**Tabla H48.** Características de la Banda transportadora.

CARACTERÍSTICAS PRINCIPALES	
Dimensiones	5,2 m *50 cm
Potencia	2,24 kW/h
Capacidad	500 Kg /h

**Consumo energético:** Se pondrán en funcionamiento en promedio durante 3 horas interrumpidas de acuerdo al proceso 6,72 kW/día.

**Flujos del proceso de producción físico.**

**Tabla H49.** Flujos del proceso físico.

EQUIPO	CORRIENTE	COMPUESTO	FLUJOS PARCIALES (Kg/ día)	TOTAL FLUJO (Kg/ día)
Molino de cuchillas	1	Mp	1.780	1.780
Horno	2	Mp	1.780	1.780
	3	CO <sub>2</sub>	858,3	858,3
	4	Gases	540,4	540,4
	5	CA	477,6	477,6
Condensador	6	Gases no condensables	1.141,4	1.141,4
	7	Bio oil	762,2	762,2
	8	H <sub>2</sub> O	5.180,6	5.180,6
Cámara de postcombustión	6	Gases no condensables	1.141,4	1.141,4
	10	CO <sub>2</sub>	1.435,07	1.998.25
		H <sub>2</sub> O	563.18	
11	Aire	4.856	4.856	
Zaranda	9	CA	477,6	477,6
Almacenamiento	12	CA	453,7	453,7

## ANEXO I. Costos de producción de carbón activado

A continuación se presentan las tablas de costos de equipos, energía e insumos necesarios para cada diseño de planta químico y físico respectivamente.

**Tabla I50.** Costo de equipos para el proceso químico

Equipos	Cantidad [Und],	Valor unitario Equipo [\$COP]	Valor total [\$COP]
Molino de cuchillas	1	\$ 18.532.410,00	\$ 18.532.410,00
Tanque de almacenamiento de ácido 5 m3	2	\$ 8.553.420,00	\$ 17.106.840,00
Tanque de recuperado 1m3	1	\$ 2.851.140,00	\$ 2.851.140,00
Tanque de mezclado 3,5m3	1	\$ 17.106.840,00	\$ 17.106.840,00
Tanque de almacenamiento C.A 5m3	1	\$ 14.255.700,00	\$ 14.255.700,00
Tanque de lavado C.A 0,5m3	2	\$ 5.702.280,00	\$ 11.404.560,00
Secador	1	\$ 7.127.850,00	\$ 7.127.850,00
Horno rotatorio	1	\$ 44.477.784,00	\$ 44.477.784,00
condensador	1	\$ 11.404.560,00	\$ 11.404.560,00
Caldera	1	\$ 17.106.840,00	\$ 17.106.840,00
zaranda	2	\$ 2.280.912,00	\$ 4.561.824,00
Bomba centrífuga	3	\$ 4.276.710,00	\$ 12.830.130,00
Banda transportadora	2	\$ 4.561.824,00	\$ 9.123.648,00
<b>TOTAL \$COP/Año</b>			<b>\$ 187.890.126,00</b>

Precio de Dólar \$COP 2.851,14 (05 de 2016) Fuente: <http://dolar.wilkinsonpc.com.co> Precio del kW \$COP 750.72 (02 abril de 2016) Fuente: <http://www.acolgen.org.co/index.php/sala-de-prensa/noticias/item/395-boletin-diario>

**Tabla I51.** Costo diario de insumos para el proceso químico

Insumos	Flujos /día	Costo \$COP/día
Ácido fosfórico	741,4 kg	\$ 1.268.301,12
Gas natural	177,6 m3	\$ 249.500,00
Agua	10,4 m3	\$ 17.043,94
<b>TOTAL \$COP/día</b>		<b>\$ 1.534.845,06</b>
<b>TOTAL \$COP/Año</b>		<b>\$ 405.350.006,78</b>

Precio del ácido fosfórico por ton \$ USD 600 (02 abril de 2016) Fuente: <http://mahaco.cn/>  
 Precio de gas natural por m<sup>3</sup> \$COP 1.405. Fuente: <http://www.epm.com.co/>

**Tabla I52.** Costo energético para el proceso químico

Equipos	Cantidad [Und]	Consumo energético [kW/día]	Consumo energético \$COP /día
Molino de cuchillas	1	53,7	\$ 40.313,66
Horno	1	482,5	\$ 362.222,40
Bomba al condensador	1	0,3	\$ 225,22
Bomba a la caldera	1	15	\$ 11.260,80
Caldera	1	12	\$ 9.008,64
Secador	1	16,5	\$ 12.386,88
Zaranda	2	1,5	\$ 1.126,08
Banda transportadora	2	6,7	\$ 5.029,82
Bomba tanque recuperación	1	0,12	\$ 90,09
Tanque de impregnación	1	1,12	\$ 840,81
Tanque de lavado	1	1,7	\$ 1.276,22
<b>TOTAL \$COP/día</b>			<b>\$ 443.780,62</b>
<b>TOTAL \$COP/Año</b>			<b>\$ 117.158.083,89</b>

Se trabajará durante los 12 meses del año a 2 turnos por día durante 22 días al mes, el salario mínimo para el 2016 es de \$COP 689.455 según datos del Ministerio del Trabajo y Decretos del Gobierno nacional.

**Tabla I53.** Costo de mano de obra directa para el proceso químico.

Equipo	N <sub>equipo</sub>	Operadores por turno y equipo	Operadores por turno y equipo Total
Molino de cuchillas	1	0,6	0,6
Tanque de impregnación	1	0,2	0,2
Horno	1	0,3	0,3
Condensador	1	0,05	0,05
Tanque de lavado	1	0,2	0,2
Caldera	1	0,6	0,6
Evaporador	1	0,2	0,2
Secador	1	0,2	0,2
Zaranda	1	0,03	0,03
Transportadores	2	0,1	0,2
<b>TOTAL</b>			<b>2,58</b>

3 trabajadores \* 2 turnos = 6 trabajadores

6 trabajadores\* COP\$ 1.378.910 pesos = COP\$ 8.273.460 pesos/mes

**Tabla I54.** Costo de equipos y consumo energético para el proceso físico.

Equipo	Cantidad [Und]	Consumo energético [kW/día]	Consumo energético \$COP /día	Valor Unitario Equipo [\$COP]	Valor Total [\$COP]
Molino de cuchillas	1	80,6	\$ 60.508,03	\$ 17.106.840,00	\$ 17.106.840,00
Horno	1	622,95	\$ 467.661,02	\$ 49.894.950,00	\$ 49.894.950,00
Bomba centrífuga	1	0,8	\$ 600,58	\$ 4.276.710,00	\$ 4.276.710,00
Tanques CO <sub>2</sub>	1	-----	-----	\$ 8.553.420,00	\$ 8.553.420,00
Zaranda	2	3	\$ 4.504,32	\$ 2.280.912,00	\$ 4.561.824,00
Condensador	1	-----	-----	\$ 11.404.560,00	\$ 11.404.560,00
Cámara de postcombustión	1	12,24	\$ 9.188,81	\$ 19.957.980,00	\$ 19.957.980,00
Compresor	1	40,5	\$ 30.404,16	\$ 14.255.700,00	\$ 14.255.700,00
Tanque de recirculación	1	-----	-----	\$ 28.511.400,00	\$ 28.511.400,00
Bomba de vacío	1	2,4	\$ 1.801,73	\$ 3.421.368,00	\$ 3.421.368,00
Banda transportadora	2	6,72	\$ 10.089,68	\$ 4.561.824,00	\$ 9.123.648,00
Tanques Almacenamiento	1	-----	-----	\$ 14.255.700,00	\$ 14.255.700,00
<b>TOTAL \$COP/día</b>			<b>\$ 584.758,33</b>	<b>\$ 178.481.364,00</b>	<b>\$185.324.100,00</b>
<b>TOTAL \$COP/Año</b>			<b>\$ 154.376.199,01</b>	-----	-----

Precio de Dólar \$COP 2851.14 (05 de 2016) Fuente: <http://dolar.wilkinsonpc.com.co> Precio del kW \$COP 750,72 (04 de 2016) Fuente: <http://www.acolgen.org.co/index.php/sala-de-prensa/noticias/item/395-boletin-diario>.

El costo de CO<sub>2</sub> por kg es de \$COP 4.611 pesos (Fuente: Gases industriales de Colombia SA Noviembre del 2015). El flujo de CO<sub>2</sub> mensual se calcula de acuerdo a lo mencionado en el ANEXO H en la cámara de postcombustión

$$F_{3,CO_2} = 6.866,4 \text{ kg / mes.}$$

Alimentación de CO<sub>2</sub> 858,3 kg/día \* 8 veces se carga /mes = 6.866,4 kg/mes

H<sub>2</sub>O del condensador 5,2 m<sup>3</sup>/día \* 22 días /mes = 114,4 m<sup>3</sup>/mes

El costo del agua tiene un cargo fijo \$/ instalación \$COP 11.576,06 y un cargo \$/m<sup>3</sup> de \$COP 1 638,84. Se tiene en cuenta que se trabajan 22 días y los 12 meses del año.

$$144,4 \text{ m}^3/\text{mes} * 1.638,84 \text{ \$/m}^3 = 236.648,5 \text{ \$/mes}$$

$$(236.648,5 \text{ \$/mes} * 12 \text{ meses}) + 11.576,06 \text{ \$/mes} = 2.978.694,7 \text{ \$/año}$$

**Tabla I55. Costo diario de insumos para el proceso físico**

Insumos	Flujo /mes	Costo \$COP/ mes
Alimentación de CO <sub>2</sub>	6.866,4 kg	\$ 31.660.970,4
H <sub>2</sub> O del condensador	114,4 m <sup>3</sup>	\$ 2.261.375,7
Carbón cámara de postcombustión	1.188 kg	\$ 151. 945,2
<b>TOTAL \$COP/mes</b>		\$ 34.074 .291,3
<b>TOTAL \$COP/Año</b>		\$ 408.891 .495,6

Precio del m<sup>3</sup> de agua cargo fijo \$/ instalación \$COP 11.576,06 más un cargo \$/m<sup>3</sup> de \$COP 1.638,84 (03 de 2016) Fuente: <http://www.epm.com.co/site/Portals/2/documentos/tarifas/2016/tarifas-aguas-marzo-2016.pdf>. Precio del carbón \$COP 127,9 por kg (12 de 2015) Fuente: <http://www.simco.gov.co/?TabId=109>

Se trabajará durante los 12 meses del año a 2 turnos por día durante 22 días al mes, el salario mínimo para el 2016 es de COP 689.455 según datos del Ministerio del Trabajo y Decretos del Gobierno nacional.

**Tabla I56.** Costo de mano de obra directa para el proceso físico [43]

<b>Equipo</b>	<b>N<sub>equipo</sub></b>	<b>Operadores por turno y equipo</b>	<b>Operadores por turno y equipo Total</b>
<b>Molino de cuchillas</b>	1	0,6	0,6
<b>Horno</b>	1	0,3	0,3
<b>Condensador</b>	1	0,05	0,05
<b>Cámara de postcombustión</b>	1	0,3	0,3
<b>Zaranda</b>	1	0,03	0,03
<b>Transportadores</b>	2	0,1	0,2
<b>TOTAL</b>			<b>1,48</b>

1 trabajadores \* 2 turnos = 4 trabajadores

4 trabajadores\* COP\$ 1.378.910 pesos = COP\$ 5.515.640 pesos/mes

## ANEXO J. Estimación de costos de producción

Con el fin de realizar una estimación más completa del capital de inversión se utilizaron los factores de proporción propuestos por *Peters, Timmerhaus y West* para plantas de procesamiento de sólidos. Los cuales están basados en el costo de los equipos más el valor de su entrega, la cual se asume un 10% al valor de los estos.

**Grafica J24.** Factores de relación para estimar los componentes de la inversión al capital basados en el costo de los equipos [44]

**Table 6-9 Ratio factors for estimating capital investment items based on delivered-equipment cost**

*Values presented are applicable for major process plant additions to an existing site where the necessary land is available through purchase or present ownership.<sup>1</sup> The values are based on fixed-capital investments ranging from under \$1 million to over \$100 million.*

	Percent of delivered-equipment cost for		
	Solid processing plant <sup>1</sup>	Solid-fluid processing plant <sup>1</sup>	Fluid processing plant <sup>1</sup>
<b>Direct costs</b>			
Purchased equipment delivered (including fabricated equipment, process machinery, pumps, and compressors)	100	100	100
Purchased-equipment installation	45	39	47
Instrumentation and controls (installed)	18	26	36
Piping (installed)	16	31	68
Electrical systems (installed)	10	10	11
Buildings (including services)	25	29	18
Yard improvements	15	12	10
Service facilities (installed)	40	55	70
Total direct plant cost	269	302	360
<b>Indirect costs</b>			
Engineering and supervision	33	32	33
Construction expenses	39	34	41
Legal expenses	4	4	4
Contractor's fee	17	19	22
Contingency	35	37	44
Total indirect plant cost	128	126	144
Fixed-capital investment	397	428	504
Working capital (15% of total capital investment)	70	75	89
Total capital investment	467	503	593

<sup>1</sup>Because of the extra expense involved in supplying service facilities, storage facilities, loading terminals, transportation facilities, and other necessary utilities at a completely undeveloped site, the fixed-capital investment for a new plant located at an undeveloped site may be as much as 100 percent greater than that for an equivalent plant constructed as an addition to the existing plant.

Por ejemplo, el costo de instalación de equipos para una planta procesadora de sólidos, cuyo costo de los mismos es de \$150.000.000 incluido el precio de entrega es:

$$\text{Costo de equipos} = \$150.000.000 * 0,45 = \$67.500.000$$

A continuación se presentan los resultados del cálculo de la inversión al capital para el proceso químico y físico:

**Tabla J57.** Resultados costo total de la inversión para la activación química.

<b>COSTOS</b>	<b>\$COP/Kg</b>
<i>Compra de equipos</i>	\$ 187.890.126,00
<i>Entrega de equipos</i>	\$ 18.789.012,60
<i>Subtotal: equipos entregados</i>	\$ 206.679.138,60
<i>instalación de equipos comprados</i>	\$ 93.005.612,37
<i>Instalación de instrumentos y disp control</i>	\$ 37.202.244,95
<i>Instalación de tuberías</i>	\$ 33.068.662,18
<i>Instalación de redes eléctricas</i>	\$ 20.667.913,86
<i>Construcciones</i>	\$ 51.669.784,65
<i>Adecuaciones del terreno</i>	\$ 31.001.870,79
<i>Instalaciones de servicio</i>	\$ 82.671.655,44
<b>TOTAL COSTOS DIRECTOS</b>	\$ 555.966.882,83
<i>ingeniería y supervisión</i>	\$ 68.204.115,74
<i>gastos de construcción</i>	\$ 80.604.864,05
<i>gastos legales</i>	\$ 8.267.165,54
<i>Honorarios del contratista</i>	\$ 35.135.453,56
<i>imprevistos</i>	\$ 72.337.698,51
<b>TOTAL COSTOS INDIRECTOS</b>	\$ 264.549.297,41
<b>TOTAL DE LA INVERSION</b>	\$ <b>820.516.180,24</b>

Luego se halla el costo de operación anual, depreciando el capital a 10 años.

**Tabla J58.** Resultados costo operación anual para la activación química.

<b>INSUMO</b>	<b>\$ COP/Año</b>
<i>Electricidad</i>	\$ 117.158.083,89
<i>Materia prima</i>	\$ -
<i>Suministro de ácido fosfórico</i>	\$ 334.831.495,68
<i>Agua</i>	\$ 4.650.511,10
<i>Gas natural</i>	\$ 65.868.000,00
<i>Mano de obra</i>	\$ 99.281.520,00
<i>Depreciación</i>	\$ 82.051.618,02
<b>TOTAL AL 100% DE CAPACIDAD</b>	<b>\$ 703.841.228,69</b>

Por lo que el costo de producir 120.000 kg/año de CA para activación química, se halla mediante la siguiente expresión:

$$\text{Costo de producción anual} = \frac{703.841.228,69 \text{ \$COP}}{120.000 \text{ kg}} = 5.865 \text{ \$COP/kg}$$

De igual forma para el proceso de activación física:

**Tabla J59,** Resultados costo total de la inversión para la activación física

<b>COSTOS</b>	<b>\$ COP</b>
<i>Compra de equipos</i>	\$ 185.324.100,00
<i>Entrega de equipos</i>	\$ 18.532.410,00
<i>Subtotal: equipos entregados</i>	\$ 203.856.510,00
<i>instalación de equipos comprados</i>	\$ 91.735.429,50
<i>Instalación de instrumentos y disp control</i>	\$ 36.694.171,80
<i>Instalación de tuberías</i>	\$ 32.617.041,60
<i>Instalación de redes eléctricas</i>	\$ 20.385.651,00
<i>Construcciones</i>	\$ 50.964.127,50
<i>Adecuaciones del terreno</i>	\$ 30.578.476,50
<i>Instalaciones de servicio</i>	\$ 81.542.604,00
<b>TOTAL COSTOS DIRECTOS</b>	<b>\$ 548.374.011,90</b>
<i>ingeniería y supervisión</i>	\$ 67.272.648,30
<i>gastos de construcción</i>	\$ 79.504.038,90
<i>gastos legales</i>	\$ 8.154.260,40

**Tabla J60.**  
Resultados costo  
operación anual para  
activación física

<b>COSTOS</b>	<b>\$ COP</b>
<i>Honorarios del contratista</i>	\$ 34.655.606,70
<i>imprevistos</i>	\$ 71.349.778,50
<b>TOTAL COSTOS INDIRECTOS</b>	\$ 260.936.332,80
<b>TOTAL DE LA INVERSION</b>	<b>\$ 809.310.344,70</b>

<b>INSUMO</b>	<b>\$ COP/Año</b>
<i>Electricidad</i>	\$ 154.376.199,01
<i>Alimentación de CO2</i>	\$ 379.932.640,00
<i>Materia prima</i>	\$ -
<i>Agua</i>	\$ 27.136.508,40
<i>Mano de obra</i>	\$ 66.187.680,00
<i>Depreciación</i>	\$ 80.931.034,47
<b>TOTAL AL 100% DE CAPACIDAD</b>	<b>\$ 708.564.061,88</b>

$$\text{Costo de producción anual} = \frac{708.564.061,88 \text{ \$COP}}{120.000 \text{ kg}} = 5.904 \text{ \$COP/Kg}$$