



TRABAJO FINAL DE MÁSTER

**Evaluación de alternativas
para el aprovechamiento de
lodos de destintado
generados en una empresa
de producción de papel tisú.**

Autor:

Orlando De La Ossa Vergara

Tutor:

Antonio Gallardo Izquierdo

Memoria

TABLA DE CONTENIDO

| | | |
|-----------|---|-----------|
| 1. | Objetivo | 7 |
| 2. | Justificación..... | 8 |
| 3. | Alcance..... | 10 |
| 4. | Normas y referencias | 11 |
| | 4.1 Disposiciones legales | 11 |
| | 4.2 Bibliografía..... | 11 |
| 5. | Definiciones y abreviaturas | 16 |
| | 5.1 Definiciones | 16 |
| | 5.2 Abreviaturas..... | 17 |
| 6. | Análisis del proceso de producción de papel..... | 18 |
| | 6.1 Descripción del proceso productivo..... | 18 |
| | 6.1.1.Preparación de la pasta | 19 |
| | 6.1.2.Máquina de papel..... | 26 |
| | 6.1.3.Conversión | 28 |
| | 6.1.4.Servicios Industriales | 29 |
| | 6.2 Gestión de residuos en la empresa | 35 |

| | | |
|-----|--|----|
| 6.3 | Caracterización del lodo de destintado | 38 |
| 7. | Estudio de alternativas de aprovechamiento | 46 |
| 7.1 | Producción de baldosas cerámicas | 46 |
| 7.2 | Producción de Cemento | 49 |
| 7.3 | Producción de Puzolanas | 52 |
| 7.4 | Incineración..... | 55 |
| 7.5 | Gasificación | 57 |
| 7.6 | Pirolisis..... | 61 |
| 8. | Análisis de soluciones | 64 |
| 8.1 | Nivel de madurez tecnológica | 64 |
| 8.2 | Coste total tecnológico | 71 |
| 8.3 | Subproductos generados | 72 |
| 8.4 | Valoración multicriterio..... | 74 |
| 9.1 | Requisitos generales..... | 82 |
| 9.2 | Requisitos del proceso | 82 |

| | | |
|--------|--|-----|
| 9.3 | Instalaciones y equipos | 83 |
| 10. | Diseño del proceso de gasificación | 84 |
| 10.1 | Etapas del proceso | 84 |
| 10.2 | Balances de materia y energía en cada equipo | 86 |
| 10.2.1 | Secador | 87 |
| 10.2.2 | Gasificador de lecho fluidizado | 88 |
| 10.2.3 | Ciclón | 89 |
| 10.2.4 | Intercambiador de calor aire-gas | 90 |
| 10.2.5 | Scrubber | 91 |
| 10.2.6 | Motor de combustión interna | 93 |
| 11. | RESULTADOS FINALES | 94 |
| 11.1 | Selección de los equipos de proceso | 94 |
| 11.1.1 | Secador S-01 | 94 |
| 11.1.3 | Ciclón CI-01 | 97 |
| 11.1.4 | Scrubber SC-01 | 100 |
| 11.1.5 | Intercambiador de calor. IC-01 | 102 |
| 11.1.6 | Motor de combustión interna MCI-01 | 104 |
| 11.2 | Selección de los equipos auxiliares | 105 |
| 11.2.1 | Quemador de gas Q-01 | 105 |
| 11.2.2 | Cinta transportadora CT-01 | 106 |

| | | |
|--------|--|-----|
| 11.2.3 | Cinta transportadora CT-02..... | 107 |
| 11.2.4 | Tolva de alimentación TA-01 | 108 |
| 11.2.5 | Extractor de cenizas EC-01..... | 109 |
| 11.2.6 | Selección de los soplantes..... | 110 |
| 11.2.7 | Bomba de agua BA-01 A/B..... | 114 |
| 11.2.8 | Recipiente para almacenamiento de cenizas y lodos de alquitrán RM-01/02..... | 115 |
| 12. | Viabilidad económica | 117 |
| 12.1 | Costes directos | 117 |
| 12.1.1 | Coste de electricidad de la planta..... | 117 |
| 12.1.2 | Coste de combustible | 119 |
| 12.1.3 | Coste de gestión de los alquitranes..... | 120 |
| 12.1.4 | Costo de Mantenimiento..... | 120 |
| 12.2 | Costes indirectos | 121 |
| 12.2.1 | Coste de contratación de personal | 121 |
| 12.2.2 | Amortización..... | 122 |
| 12.2.3 | Otros costes indirectos | 122 |
| 12.3 | Consolidado de costes del proyecto..... | 123 |
| 12.4 | Beneficios | 123 |
| 12.4.1 | Ahorro por el suministro de energía eléctrica..... | 124 |
| 12.4.2 | Venta de cenizas..... | 124 |

| | | |
|--------|--|-----|
| 12.4.3 | Ahorro en la gestión de los lodos..... | 124 |
| 12.5 | Flujo de caja del proyecto | 125 |
| 13. | Conclusiones | 127 |

1. OBJETIVO

El presente trabajo tiene como finalidad el estudio de las diferentes alternativas para el aprovechamiento sostenible del lodo de destintado generado en una empresa colombiana dedicada a la producción de papel tisú, contribuyendo al alcance de las metas de aprovechamiento de residuos fijadas y obtener un beneficio económico para la organización. Para dar alcance a este gran objetivo se plantean los siguientes objetivos específicos:

- Evaluar el proceso productivo e identificar las etapas de generación del residuo y las operaciones unitarias asociadas para su adecuada deshidratación.
- Evaluar alternativas para el aprovechamiento de lodos de destintado en una empresa de producción de papel tisú.
- Realizar el diseño de la planta de aprovechamiento del residuo, especificando las operaciones y procesos unitarios que la integran.
- Determinar la viabilidad técnica y económica de las alternativas propuestas, de las cuales la empresa podrá elegir la que mejor se acople a sus necesidades.

2. JUSTIFICACIÓN

Dentro del proceso productivo de la fabricación de papel tisú a partir de fibra reciclada de papel y cartón, se generan importantes cantidades de residuos entre los que sobresalen los lodos de destintado. En la etapa de preparación de la pasta se origina este residuo debido a que la fibra reciclada trae consigo materiales impropios como tintas, metal, plásticos y telas que deben ser separados para garantizar los atributos de calidad del papel.

En la empresa papelera en donde se desarrolla el presente proyecto, se generan alrededor de 48.000 toneladas al año de lodos destintado los cuales representan un 94 % de la generación total de los residuos y tienen un costo promedio de disposición de 60 €/ t. Las alternativas de disposición que maneja la organización actualmente son :el compostaje, la producción de ladrillos y el uso del residuo como material de relleno en terrenos que han sido usados en la explotación minera; esta última ha venido tomando mucha relevancia en los últimos años debido a las restricciones de calidad relacionadas con las cantidades máximas a emplear del residuo, en la preparación de la pasta para la producción de ladrillos y a la volatilidad de la oferta de material vegetal de las plantaciones de banano y agrícolas en general, para desarrollar la mezcla de residuos adecuada para la producción del compostaje.

El comportamiento anteriormente mencionado ha generado un aumento de precios en las tarifas de disposición de los gestores de compostaje y producción de ladrillos a partir del residuo y ha ocasionado que el 56 % del residuo se disponga como material de relleno debido a que las tarifas de disposición de este proceso son menores. Sin embargo, el uso de los lodos destintado como material de relleno tiene los siguientes riesgos ambientales: derrumbe de las capas de relleno reconformadas en el terreno en periodos de alta pluviosidad, las concentraciones máximas de metales pesados que el suelo puede recibir y la contaminación de los acuíferos, lo cual es aún materia de investigación porque no se han encontrado indicios de posible afectación.

Ante esta situación, que integra las altas generaciones del residuo, los altos costos asumidos en su disposición, el riesgo ambiental asociado a la alternativa de disposición de mayor empleo y la política ambiental que busca el aprovechamiento del 100 % de los residuos generados en la organización, se plantea como objetivo principal de este trabajo evaluar alternativas para el aprovechamiento de estos residuos que provean a la organización la sostenibilidad en sus operaciones y, por consiguiente, asegurar el aprovechamiento adecuado de los residuos en cuestión.

3. ALCANCE

El proyecto es realizado en una empresa colombiana de producción de papel tisú que por razones de confidencialidad no se menciona en el presente documento. En la empresa se generan 48.000 toneladas al año de lodos destintado, los cuales son gestionados a través de empresas gestoras que cobran una tarifa para su disposición.

Como resultado del análisis multicriterio a desarrollar, se seleccionará la mejor alternativa para la gestión del residuo y con ello, se diseñará una planta de procesos para el aprovechamiento del residuo que debe contemplar un equipamiento conforme a las propiedades de humedad, poder calorífico y tratamiento de los subproductos que se puedan generar en las etapas del proceso. Cabe señalar, que la propuesta estará acompañada de la viabilidad técnica y económica.

4. NORMAS Y REFERENCIAS

4.1 Disposiciones legales

- Decreto 4741 de 2005 Por el cual se reglamenta parcialmente la prevención y manejo de los residuos o desechos peligrosos generados en el marco de la gestión integral.
- Resolución 909 de 2008, expedida por el Ministerio de Ambiente, Vivienda y Desarrollo Territorial, establece las normas y estándares de emisión admisibles de contaminantes a la atmósfera por fuentes fijas.
- Resolución 0631 de 2015, por la cual se establecen los parámetros y los valores límites máximos permisibles en los vertimientos puntuales a cuerpos de aguas superficiales y a los sistemas de alcantarillado público y se dictan otras disposiciones.
- Ley 99 de 1993, “por la cual se crea el Ministerio del Medio Ambiente, se reordena el Sector Público encargado de la gestión y conservación del medio ambiente y los recursos naturales renovables, se organiza el Sistema Nacional Ambiental, SINA, y se dictan otras disposiciones.”
- Resolución 627 de 2006, por la cual se establece la norma nacional de emisión de ruido y ruido ambiental.

4.2 Bibliografía

- Achternbosch, M., Bräutigam, K., Hartlieb, N., Kupsch, C., Richers, U., Stemmermann, P., 2005. Impact of the use of waste on trace element concentrations in cement and concrete. *Waste Management*. Res. 23, 328–337.
- Arena, U. (2013). Gasification of a solid recovered fuel in a pilot scale fluidized bed reactor, *Fuel*.
- Arena, U. (2012). 'Process and Technological Aspects of Municipal Solid Waste Gasification. A Review', *Waste Management* Vol. 32, No. 4, 625-639.

- Arroyave, A. (2014). Viabilidad de la recolección del vidrio para el reciclaje en Colombia utilizando retorno de valor. Colombia
- Aspapel, 2007. Diagnóstico de la generación y gestión de residuos sólidos en la industria papelera española, p. 21. Madrid.
- Aspapel, 2008. Guía de gestión de residuos (fábricas de pasta, papel y cartón). Madrid.
- Asquini, 2007. Production and characterization of sintered ceramics from paper mill sludge and glass cullet. Università di Udine, dipartimento di scienze e tecnologie chimiche.
- Bajpai, P., 2015. Generation of wastewater treatment sludge, Management of Pulp and Paper Mill Wastes. Springer, Switzerland, p.p.12-15.
- Castells, X. E. (2000). Reciclaje de residuos industriales. Madrid: Ediciones Días de Santos. Recuperado el 9 de febrero de 2016.
- CANMET Energy Technology Centre, 2005. Lodos de pulpa y papel para energía: evaluación preliminar de tecnologías. Canadá.
- Çengel, Y. A. [ed al.]. Termodinámica (6ta ed.)
- Conesa, F. 1997, Los instrumentos de la gestión ambiental en la empresa, Madrid, Mundiprensa.
- Conesa, J. (2008) Emisión de dioxinas y furanos a la atmosfera en el sector cementero, Universidad de Alicante, 2008.

- <https://www.netl.doe.gov/research/coal/energy-systems/gasification/gasification-plant-databases>, tomado el 10 abril 2022 11:36 am
- Di Fraia, 2022. Energy Recovery from Waste Paper and Deinking Sludge to Support the Demand of the Paper Industry: A Numerical Analysis. Sustainability 2022, 14, 4669. <https://doi.org/10.3390/su14084669>.
- European Commission, 2001. Reference document on best available techniques in the Pulp and paper industry. [Online] Disponible en : http://eippcb.jrc.es/reference/BREF/ppm_bref_1201.pdf.
- European Commission, 2006. Reference: Document on the best available techniques for waste incineration.
- Echeverry, C., Cyclones optimal design, 2006.
- U.S. EPA., 2012. State of practice for emerging waste conversion technologies. Disponible en <http://nepis.epa.gov/Adobe/PDF/P100FBUS.pdf> (último acceso 29 de mayo, 2021).
- Frías M., Vegas I., García R., Vigíl R. Nuevos materiales ecoeficientes a partir de residuos de la industria papelera como adiciones activas para la fabricación de cementos portland. 2010. Universidad Autónoma de Madrid.
- Hundebol, S., 1994. s.l. Patent No. EP 0613867 A1.
- IDAE. (2007). Guía sobre la gasificación de la biomasa.
- IDAE. (2011). Situación y potencial de valorización energética directa de residuos.

- <https://demoplants21.best-research.eu/projects/displaymap/twhWVt>, tomado el 10 abril 2022 10:53 am
- Leal-Quirós, E. (2004). 'Plasma Processing of Municipal Solid Waste'. Brazilian Journal of Physics Vol. 34, No. 4B, 1587-1593.
- Empresa Logic-energy S.L. [[www.http://www.logicenergy.es/es/gas.html](http://www.logicenergy.es/es/gas.html), 22 de Junio del 2022].
- McKendry, P. (2002). 'Energy Production from Biomass (Part. 3): Gasification Technologies', Bioresource Technology Vol. 83, No. 1, 55-63.
- Mangut, V., Sabio, E., Gañán, J., Al-Kassir, A., González, J.F., Ramiro, A., González, C.M., Román, S., 2006. Thermogravimetric study of the pyrolysis of biomass residues from tomato processing industry. Fuel Process. Technol. 87, 109–115.
- Maschio, S., Furlani, E., Tonello, G., Faraone, N., Aneggi, E., Minichelli, D., Fedrizzi, L., Bachiorrini, A., Bruckner, S., 2009. Fast firing of tiles containing paper mill sludge, glass cullet and clay. Waste Management 29, 2880-2885.
- Monte, M.C., Fuente, E., Blanco, A., Negro, C., 2009. Waste management from Pulp and paper production in the European Unión. Waste Manag. 29, 293–308.
- Muniesa, B. B. Ingeniería básica de una planta de gasificación de lodos de EDAR y biomasa para el tratamiento de 14.000 Mg/año de lodo seco y biomasa. Proyecto Final de Carrera de la ETSEIB, Universitat Politècnica de Catalunya. Diciembre del 2005.
- Oral, J., Sikula, J., Puchyr, R., Hajny, Z., Stehlik, P., Bebar, L., 2005. Processing of waste from pulp and paper plant. J. Cleaner Production 13, 509–515.
- National Energy Technology Laboratory. US Department of Energy, 2016. Available at: (accessed on March 2022).

- Prevención y control integrados de la contaminación (IPPC), 2001. Documento de referencia sobre las mejores técnicas disponibles en la industria de la pulpa y el papel. Comisión Europea, diciembre.
- Pohorely, M., Vosecký, M., Hejdová, P., Punčochář, M., Skoblja, S., Staf, M., Vošta, J., Koutský, B., Svoboda, K., 2006. Gasification of coal and PET in fluidized bed reactor. Fuel 85, 2458–2468.
- Puig-Arnabat, M., J. C. Bruno, and A. Coronas. (2010). 'Review and Analysis of Biomass Gasification Models', Renewable & Sustainable Energy Reviews Vol. 14, No. 9, 2841-2851.
- Rinku J., 2017. Analysis of energy storage from exhaust of an internal combustion engine. IJERT.
- Sánchez López, I., 2014. Análisis comparativo de las tecnologías de valorización de residuos basadas en la gasificación, Congreso Nacional de Medio Ambiente (Conama).
- Saaty, T.L. (1980): The Analytic Hierarchy Process. McGraw-Hill, New York.
- Unión Europea. (2014). El programa marco de investigación e innovación de la unión europea., (págs. 1- 40). Luxemburgo.
- US EPA: Best Demonstrated Available Technology (BDAT) Background Document for Chlorinated Aliphatics Production Wastes, 2017.
- Velo, E., Tecnologías avanzadas basadas en la gasificación. Asignatura de Doctorado: Procesos termoquímicos de aprovechamiento de la biomasa. Universitat Politècnica de Catalunya, 2008.

5. DEFINICIONES Y ABREVIATURAS

5.1 Definiciones

Humo de sílice: es un subproducto que se origina en la fabricación del silicio metálico y del ferrosilicio en los hornos de arco eléctrico. En estos hornos se alcanzan temperaturas superiores a 2.000°C, razón por la que se producen vapores de SiO₂ que, al enfriarse, se condensan en forma de micropartículas esféricas de sílice amorfa. Se llevan utilizando con normalidad como adición puzolánica desde 1980.

Cenizas Volantes: las cenizas volantes se obtienen por precipitación electrostática o mecánica de partículas pulverulentas arrastradas por los flujos gaseosos de hornos alimentados por carbón pulverizado.

Metacaolín: es una forma mineral obtenida mediante deshidroxilación de la caolinita para su uso como puzolana.

Clinker: es el producto granulado que se obtiene por calcinación de caliza y arcilla utilizado en la fabricación de cementos.

Deslignificación: es el proceso en el que la lignina se elimina durante la producción de pulpa de madera. La eliminación de la lignina de las pulpas de madera destinadas a la fabricación de papel es necesaria para asegurar el brillo y la claridad del producto de papel.

Char: residuo carbonoso que queda tras la pirolisis de la biomasa en cuestión, que está formado principalmente por carbono y cenizas, pero que también contiene hidrógeno, oxígeno y una pequeña cantidad de nitrógeno y azufre.

Pulper: es un recipiente con una hélice en su parte inferior en el que se lleva a cabo la desintegración y mezclan las materias primas para la producción de la pasta de papel.

Puzolana: son materiales con presencia de sílice y aluminio que cuando son divididos finamente y se exponen en presencia de agua reaccionan químicamente con el hidróxido de calcio a temperatura ambiente para formar compuestos con propiedades cementantes

5.2 Abreviaturas

FRX: espectrometría de fluorescencia de rayos X

PCI: poder calorífico inferior

b.h.: base húmeda

b.s.: base seca

ARI: agua residual industrial

DAF: flotación con aire disuelto

EDAR: estación depuradora de aguas residuales

Respel: residuos peligrosos

NO_x: óxidos de nitrógeno

%v/v: fracción volumétrica

PST: partículas suspendidas totales

PM₁₀: partículas cuyo diámetro es inferior a 10 micras

PM_{2.5}: partículas cuyo diámetro es inferior a 2.5 micras

CREG: Comisión de regulación de energía y gas

Ecopetrol S.A.: Empresa Colombiana de Petróleos S.A.

6. ANÁLISIS DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE PAPEL

6.1 Descripción del proceso productivo

El proceso de producción de papel tisú de la empresa de estudio se divide en cuatro grandes subprocesos: preparación de la pasta, máquina de papel, conversión y servicios industriales, como se ilustran en la figura 1.

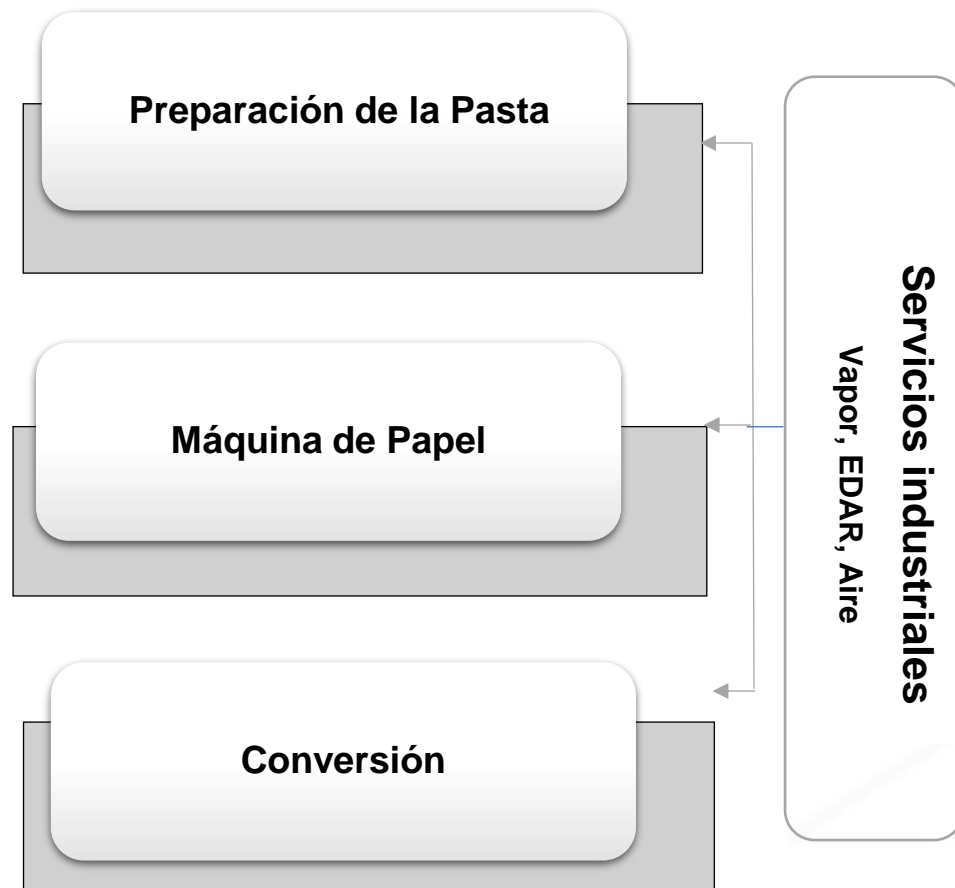


Figura 1. Proceso de producción de papel. *Fuente:* Elaboración propia.

En el presente capítulo vamos a describir las configuraciones y operaciones unitarias principales de cada uno de los subprocesos

6.1.1. Preparación de la pasta

La planta de preparación de la pasta tiene una capacidad para procesar 300 toneladas diarias de fibras. En esta planta se transforman las materias primas y se obtiene una pulpa libre de contaminantes que posteriormente pasa a la máquina de papel. En la figura 2, se observa la configuración de este subproceso.

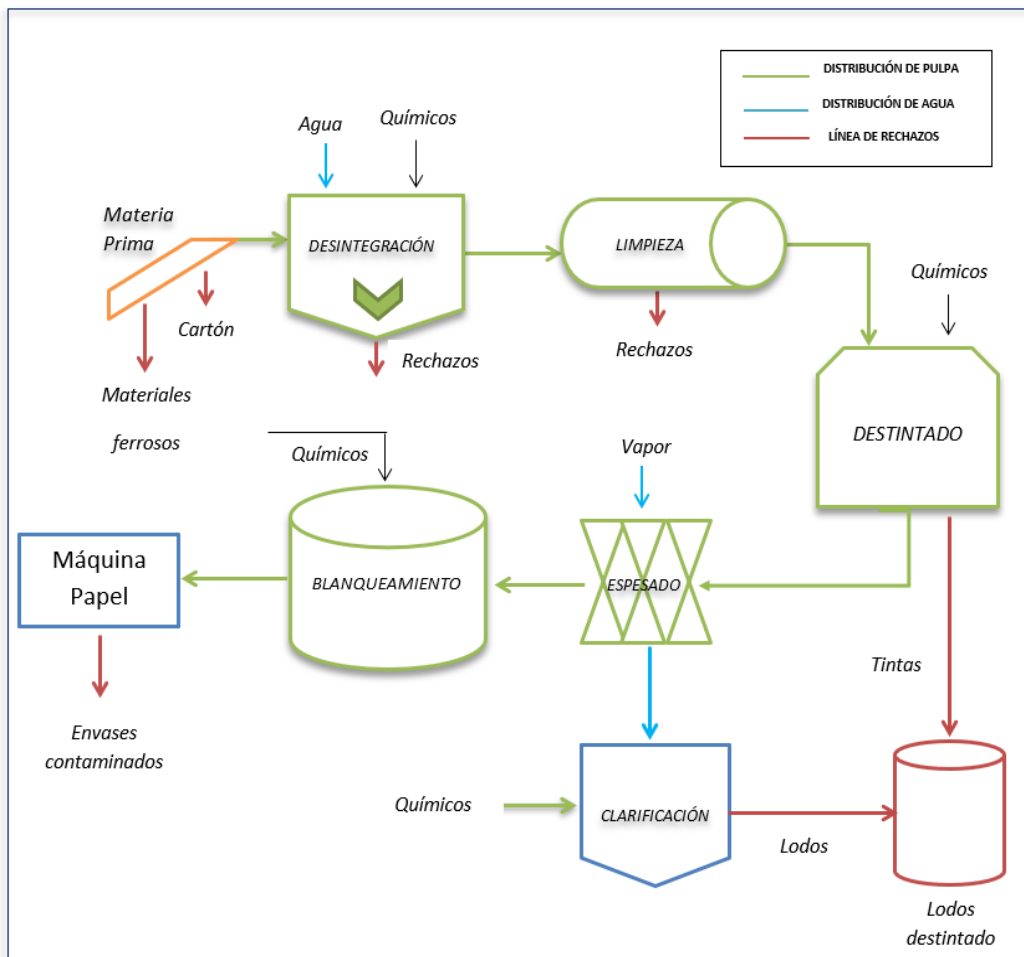


Figura 2. Esquema de proceso de preparación pasta. *Fuente:* Elaboración propia.

A continuación, se describen cada una de las etapas de la preparación de la pasta:

- **Desintegración**

Las materias primas ingresan a la planta de producción en fardos y están clasificadas en dos tipos: las fibras vírgenes y las fibras recicladas como se ilustra en la figura 3.



Figura 3. Enfardado de las fibras recicladas. *Fuente:* Empresa papelera.

Para llevar a cabo el suministro de las materias primas a los equipos de desintegración se deben abrir y desatar los fardos, en dicha acción se generan residuos de cartón y materiales ferrosos. Finalizado el desenfardado de las fibras, estas son trasladadas hacia los equipos de desintegración denominados en la industria como “pulper”, el cual es un tanque que lleva instalado un agitador en su interior que se encarga de desintegrar y mezclar las fibras para formar una pasta consistente y fluida. De esta forma se separan de la pulpa alrededor de 2100 toneladas al año de los rechazos de las fibras recicladas, los cuales contienen contaminantes como plásticos, gomas, metales y otros. Adicional a lo anterior, en esta etapa se dosifican productos químicos de mucha importancia en el proceso: un tensoactivo y sustancias que realizan el destintado y promueven la deslignificación separando las fibras

de la tinta y sintetizando la lignina; por su parte el tensoactivo actúa en el proceso de destintado, en el cual se profundiza en las siguientes secciones. En la figura 4, se observa el esquema de la etapa de desintegración.

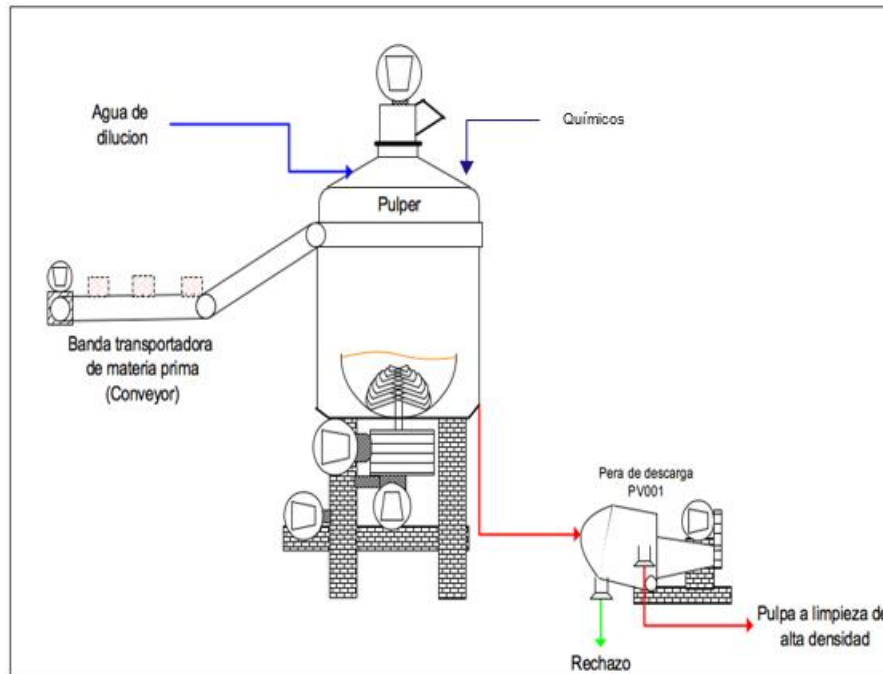


Figura 4. Esquema de la etapa de desintegración. *Fuente:* Empresa

- **Limpieza de alta densidad**

Cuando la pasta sale del *pulper* inicia la separación de los contaminantes más grandes en la pera de vaciado entre los que sobresalen los plásticos y metales de tamaño considerable. Luego, siguen las etapas de separación mecánica en donde se retiran materiales pequeños que tienen una mayor densidad de la fibra y el flujo de proceso ingresa en la unidad de filtrado horizontal para hacer la limpieza inicial de gomas que lleva la pasta, como se ilustra en la figura 5. Se estima que en esta etapa se eliminan alrededor de unas 300 toneladas de rechazos al año.

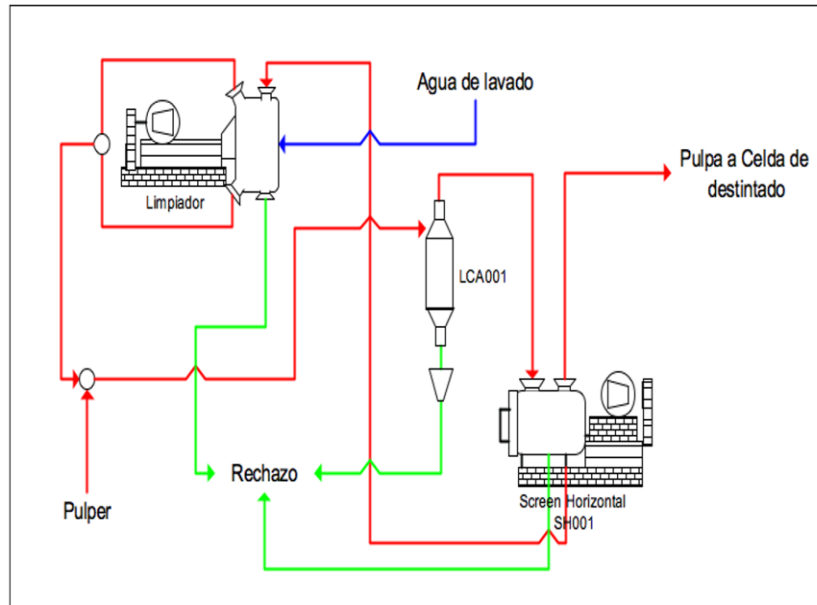


Figura 5. Etapa de limpieza de alta densidad. Fuente: Empresa.

- **Destintado**

Al salir de la etapa de limpieza la pasta ingresa al destintado, en donde se realiza la separación de las tintas que traen consigo las fibras recicladas mediante la flotación selectiva de la tinta, debido a las diferencias de las propiedades fisicoquímicas de las tintas y las fibras celulósicas. El proceso de flotación es posible a través de la acción del tensoactivo agregado previamente en la desintegración, el cual incorporado en la solución ayuda a aglomerar las partículas modificando las propiedades superficiales y convirtiéndolas en hidrofóbicas. La separación de la tinta es llevada a cabo circulando pequeñas burbujas de aire en la fase líquida por la parte inferior del equipo, lo que permite una agitación constante de la suspensión. En la celda se retira la tinta y la espuma por medio de una salida en el interior de la unidad, enviando el rechazo hacia el tanque de almacenamiento de lodos como se observa en la figura 6.

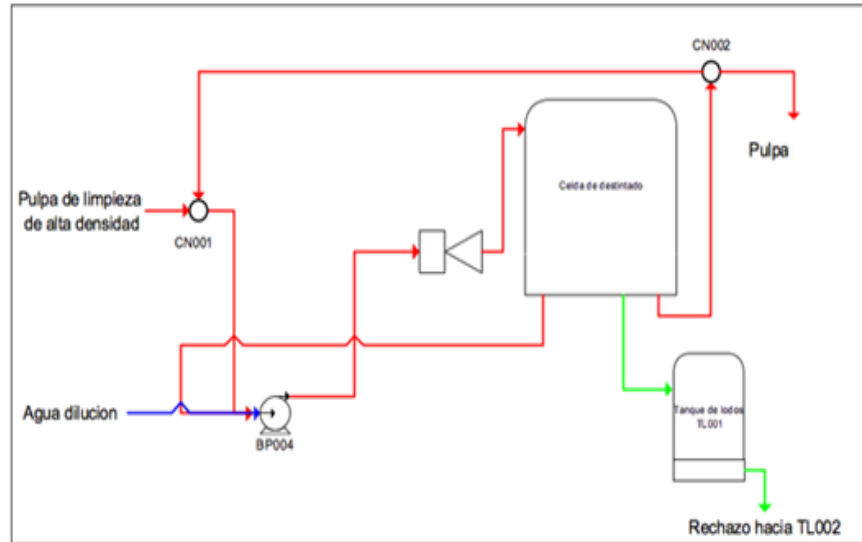


Figura 6. Etapa de destintado de la preparación pasta. *Fuente:* Empresa.

- **Espesado**

En la etapa de espesado se realiza la dispersión de puntos negros para lo cual se retira agua del flujo de proceso y se somete a un lavado por medio de duchas y a un aumento de temperatura haciendo posible que los puntos negros sobrantes se dispersen en la pasta. En la eliminación de agua se presenta una pérdida de fibra debido al arrastre de esta y es conducida a las unidades de clarificadores para su tratamiento (Ver figura 7).

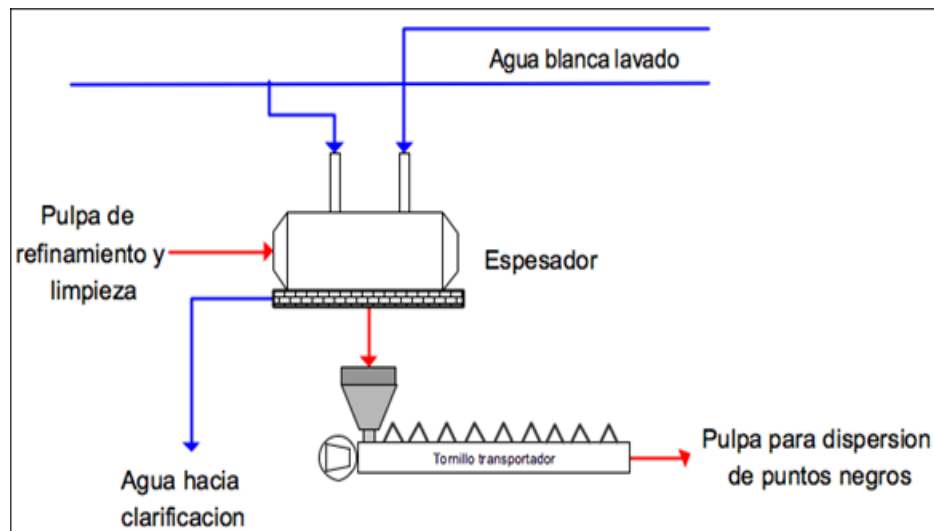


Figura 7. Etapa de espesado de la preparación pasta. *Fuente:* Empresa.

- **Blanqueamiento**

Cuando se tienen dispersos los puntos negros se da inicio al blanqueamiento con el fin de aumentar la blancura de la pasta. Para esto se aplica como agente oxidante peróxido de hidrógeno que sirve para incrementar el brillo de la pasta, rompiendo los enlaces entre las moléculas de glucosa para producir la degradación de las moléculas de celulosa. Para lograr un buen desempeño de la oxidación el rango de pH debe mantenerse entre 8.7 y 9.0, por lo que se requiere el uso de soda caustica en el proceso como se observa en la figura 8.

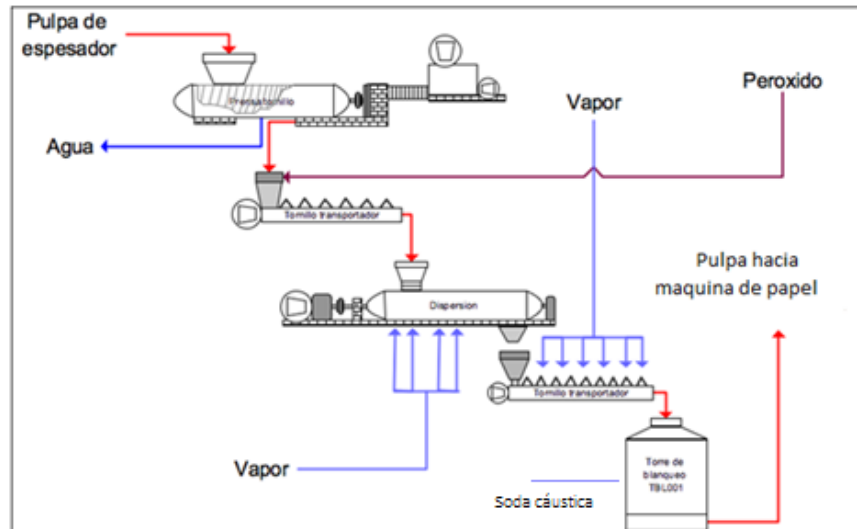


Figura 8. Blanqueamiento de la pasta. *Fuente:* Empresa.

- **Clarificación**

El agua residual que sale de la etapa de espesado contiene fibras residuales del proceso y es bombeada a las unidades de clarificación por flotación con aire disuelto (DAF), como se muestra en la figura 9. En los clarificadores se separa la fibra del agua con la adición de un coagulante y de un floculante. El agua clarificada es retornada al proceso y el rechazo es bombeado al tanque de lodos.

La mezcla resultante de los rechazos de los clarificadores y de la tinta separada previamente en la celda de destintado, se le conoce como lodo de destintado.

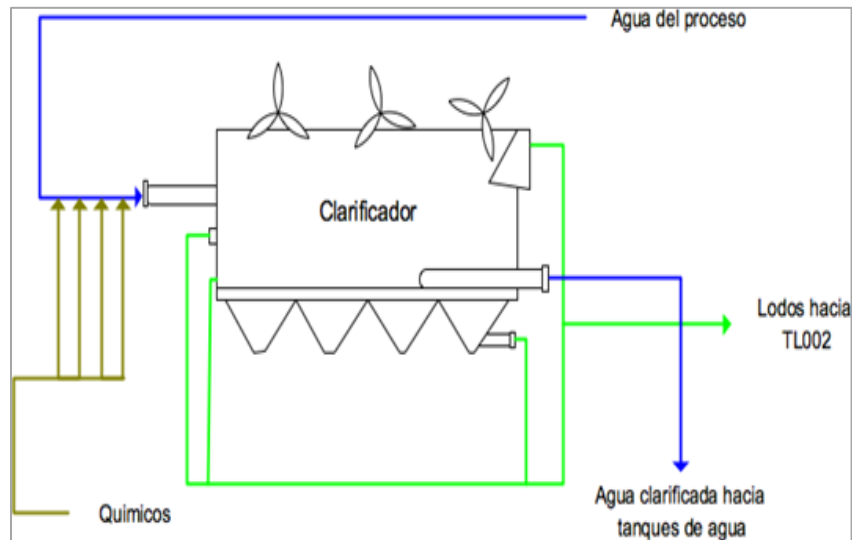


Figura 9. Etapa de clarificación. *Fuente:* Empresa.

6.1.2. Máquina de papel

La Máquina de Papel es la encargada de formar la hoja de papel y de realizar el proceso de secado de la hoja dando como resultado el papel tisú. La máquina tiene una capacidad de producción de 210 toneladas diarias de bobinas madre las cuales son trasladadas a las bodegas de almacenamiento previamente antes de pasar al área de conversión.

En la primera sección de la máquina de papel se encuentra la zona de formación en donde a través de las boquillas de alimentación, ingresan las mezclas de pasta que han sido diluidas previamente y entran en contacto con la malla de formación que se encuentra en constante movimiento. Esta malla se caracteriza por ser acanalada y de esta forma favorecer la organización de la fibra una vez cae sobre la malla. En la malla el tiempo de contacto es muy breve, debido a que se forma un canal entre la malla y un tendido denominado fieltro que entra en contacto con la malla y recibe la fibra que se encuentra húmeda que transporta en su superficie. En el fieltro es conducida la pasta húmeda hacia la etapa de prensado, en donde un rodillo prensa-succión, retira un porcentaje considerable del agua que se encuentra en contacto con la pasta y al mismo tiempo presiona al fieltro contra la superficie del yankee para iniciar el secado del papel (Ver figura 10).

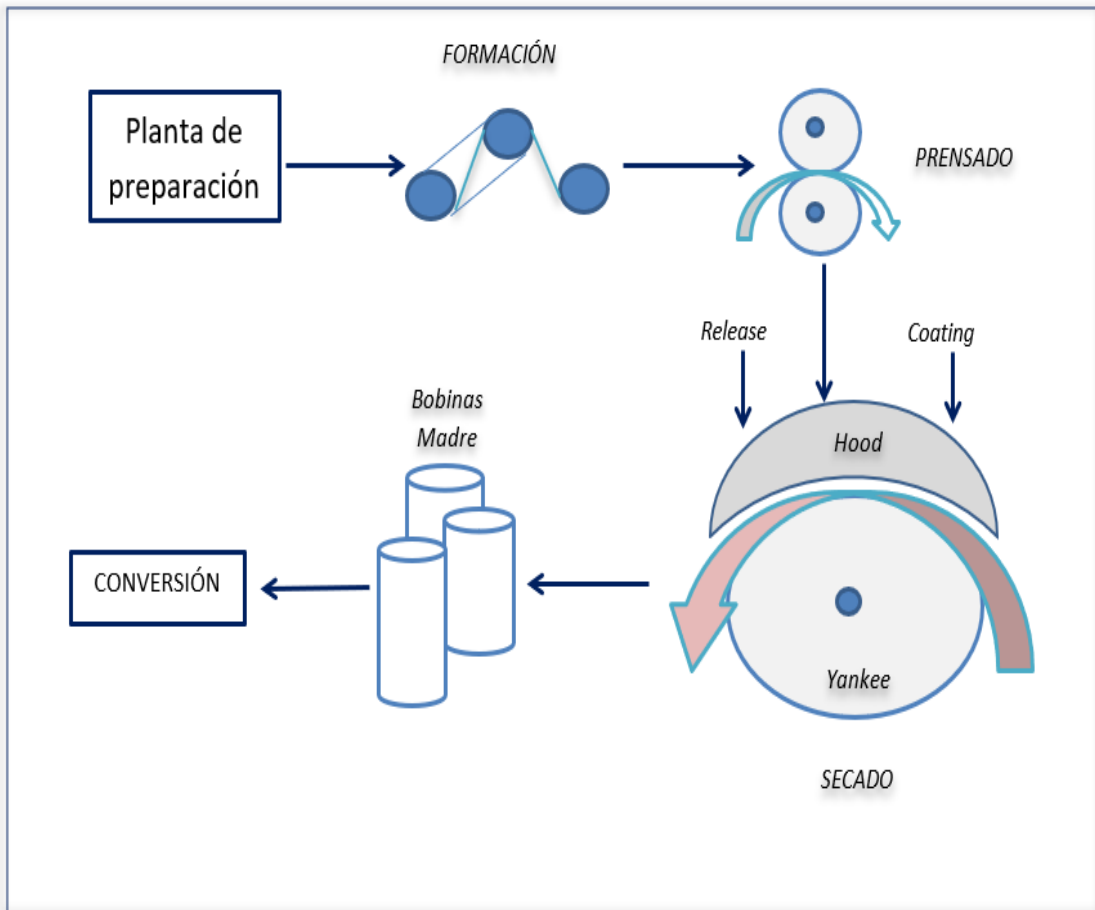


Figura 10. Esquema proceso de máquina de papel. *Fuente:* Elaboración propia.

El Yankee es un cilindro secador que se encarga de retirar la pasta del fieltro gracias a la aplicación de un aditivo que se aplica en su superficie el cual es denominado como coating. La fibra permanece en contacto con el cilindro durante un tiempo corto, ya que éste se encuentra a una temperatura superior a 100°C, secando la fibra por mecanismo de conducción rápidamente, disminuyendo la humedad de la hoja formada al 5%. El secado es muy rápido en la cara del papel que está en contacto con el yankee. Pero en el lado exterior se requiere de igual manera retirar el exceso de humedad, por lo que se utiliza una

cubierta, que se conoce como el Hood, que suministra aire caliente con una temperatura cercana a los 400°C, realizando el secado por convección. La hoja de papel es desprendida del yankee por medio de una cuchilla y otro aditivo aplicado sobre el rodillo, conocido como reléase y se traslada a un rodillo más lento que le da al papel un aumento en la suavidad. Luego el papel es enrollado en bobinas madre que son unidades de 50 kilómetros de longitud, como se observa en la figura 11.



Figura 11. Formación de la bobina madre. *Fuente:* Aspapel, 2008.

6.1.3. Conversión

En el proceso de conversión las bobinas madre son convertidas en rollos de papel en presentaciones comerciales. La primera etapa del proceso ocurre en la máquina convertidora en donde las bobinas son desenrolladas, seguido a esto, se realiza la formación del núcleo de cartón con la aplicación de la goma y la loción, para posteriormente enrollar los rollos cumpliendo los requisitos de calidad establecidos. Los rollos formados son trasladados a la zona de empaqueo en donde son embalados para ser distribuido al cliente final como se ilustra en la figura 12.

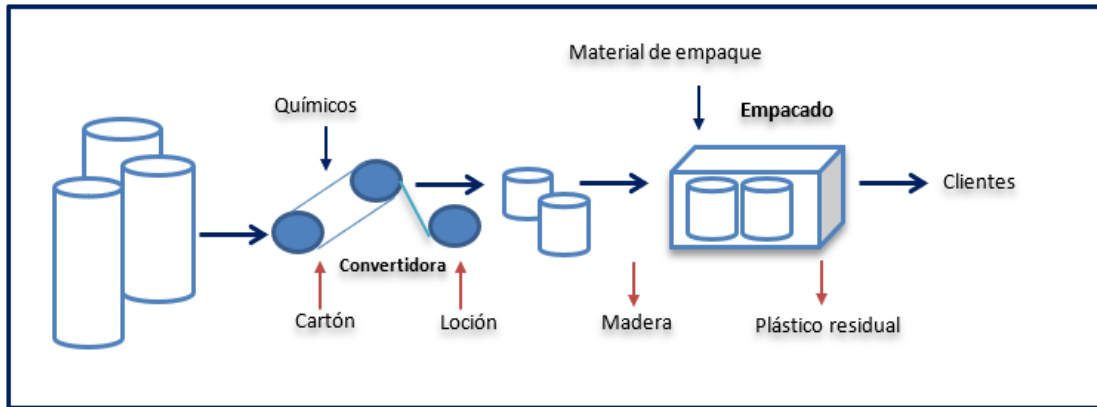


Figura 12. Proceso de conversión. *Fuente:* Elaboración propia.

A lo largo del proceso de conversión se hace uso de materias primas como el cartón, productos químicos y el material de empaque, los cuales generan después de su uso residuos de madera, envases contaminados y plástico que serán gestionados posteriormente.

6.1.4. Servicios Industriales

A lo largo de esta sección se han descrito las etapas de proceso para la producción del papel, ahora se profundizará en el área de los servicios industriales. El área de los servicios industriales es un área transversal a los procesos productivos debido a que realiza el suministro de vapor, aire comprimido y agua para que estos puedan llevarse a cabo. Esta área está integrada por la planta de generación de vapor, las unidades compresoras de aire y la planta de tratamiento de aguas residuales. En la figura 13, se observan las calderas pirotubulares que conforman el sistema de generación de vapor y los compresores que se encargan del suministro de aire comprimido a las diferentes etapas de proceso de la planta de producción.

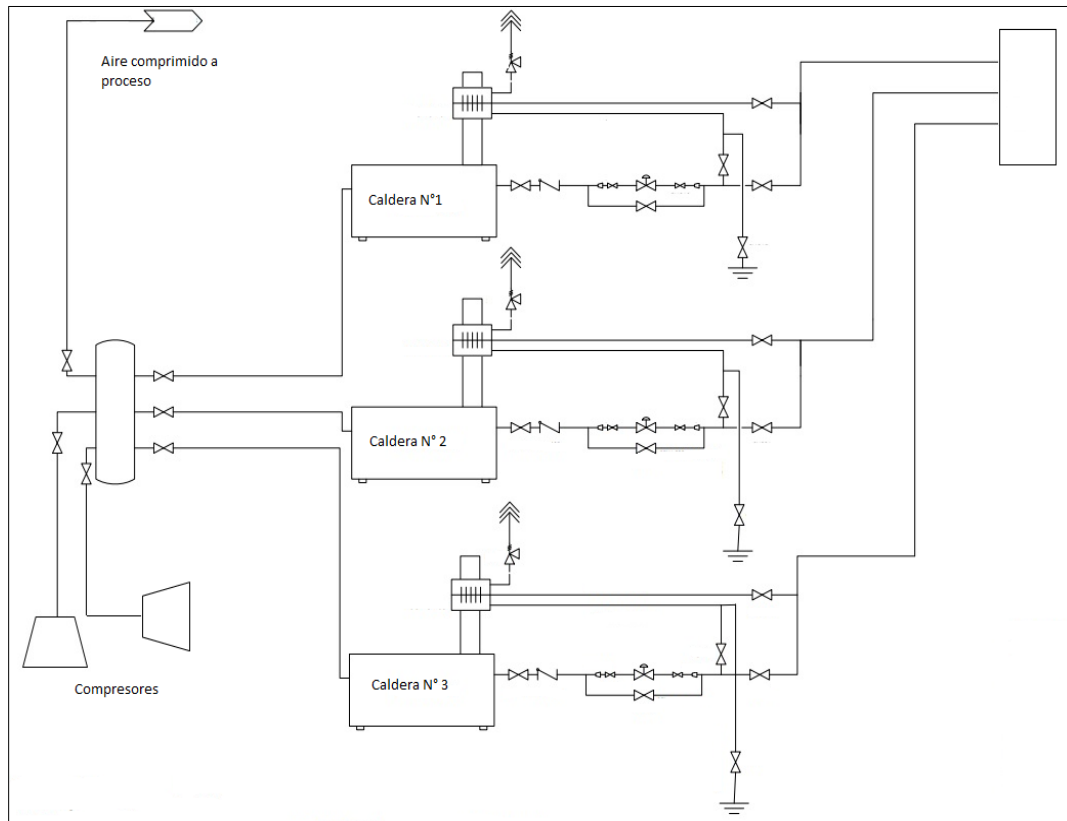


Figura 13. Diagrama generación de vapor y aire comprimido. *Fuente:* Empresa.

En la figura 14, se observa el diagrama de procesos de la planta de tratamiento de aguas y se profundiza en las etapas de deshidratación del lodo de destintado. El proceso de tratamiento de aguas inicia con el ingreso a la planta de las corrientes del agua residual industrial (ARI) y de lodos de destintado provenientes del proceso de papel, por lo que se identifican dos circuitos de tratamiento: uno de aguas y otro de lodos de destintado.

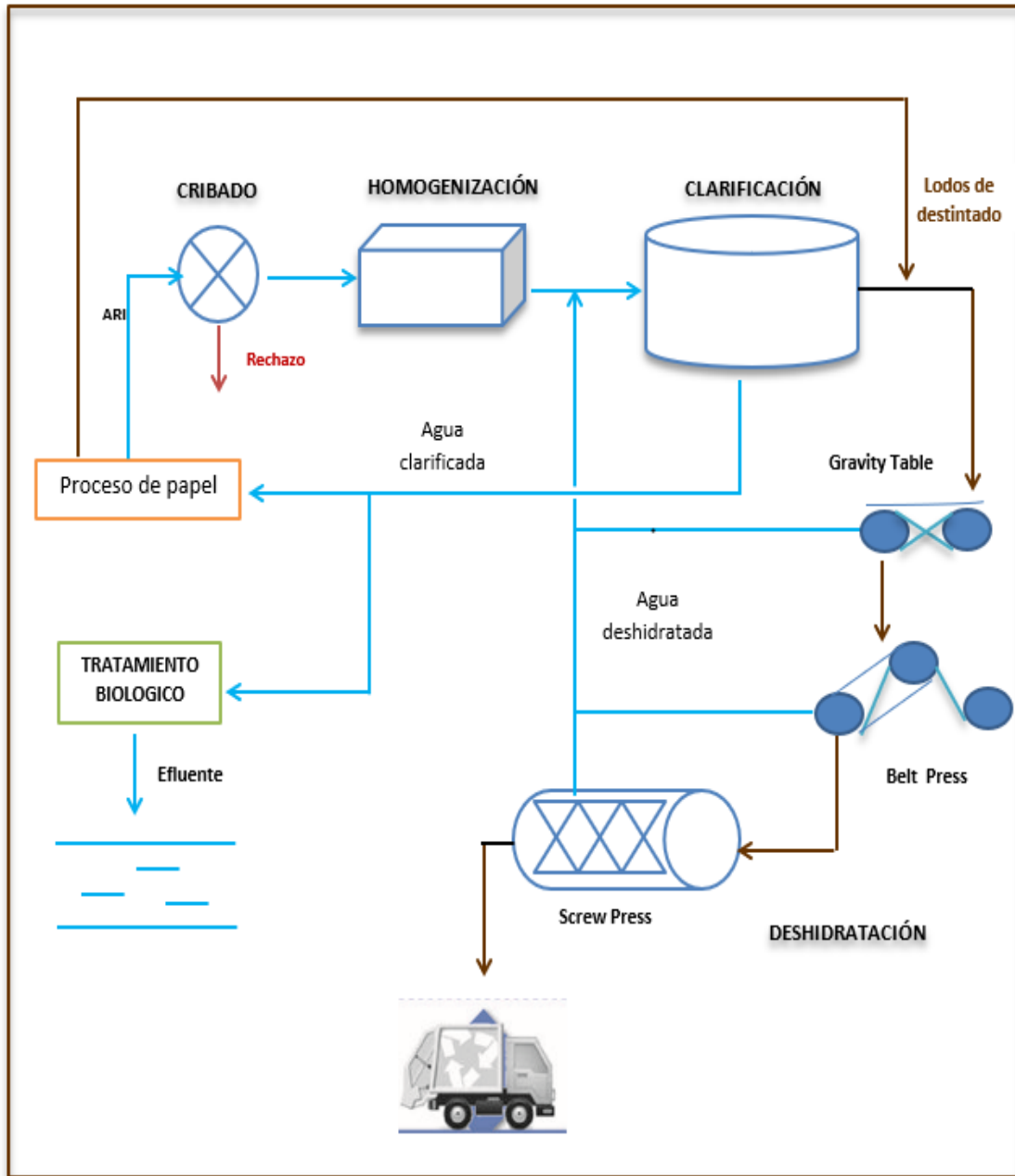


Figura 14. Diagrama de la EDAR. Fuente: Elaboración propia.

El circuito de aguas tiene una capacidad de 550 m³/h e inicia con la etapa de cribado, en donde se separan las trazas de residuos plásticos que transporta el agua residual por medio de varios tambores giratorios con tamices internos que retienen los rechazos mencionados. Seguido a esto, el agua es almacenada en tanques de almacenamiento en donde por acción de los agitadores se homogenizan las corrientes del agua deshidratada y agua residual industrial. Cuando el agua residual sale de la etapa de homogenización es bombeada hacia las unidades de clarificación por flotación con aire disuelto (DAF) como se muestra en la figura 15; en estos equipos es clarificada por medio de la adición de un coagulante y floculante. Un amplio porcentaje es retornado al proceso de producción de papel y el porcentaje restante es vertido a la fuente superficial previo tratamiento biológico. Los lodos rechazados son conducidos a los equipos de deshidratación.



Figura 15. Clarificador DAF modelo PPM300. *Fuente:* Catalogo Poseidón

El sistema de deshidratación de lodos tiene una capacidad para deshidratar 140 toneladas diarias en un rango de humedad entre el 40- 45 %. El circuito de lodos inicia con la entrada de lodos de destintado que provienen del proceso de papel y de los rechazados en las unidades de clarificación para ser alimentados a la torre de deshidratación, la cual está configurada por tres equipos: la gravity table, la prensa belt press y la prensa tornillo screw press.

Los lodos de destintado son bombeados a una humedad del 98 % a la mesa de gravedad como se ilustra en la figura 16. Previamente al ingreso de lodos es dosificado un polímero deshidratador de lodos de medio a alto peso molecular, encargado de promover el proceso fisicoquímico de deshidratación que con la acción de la malla acanalada instalada y la presión neumática ejercida por los rodillos del equipo se obtienen porcentajes de humedad en torno al 80 %. Seguido a esto, el lodo es conducido a la prensa de lodos la cual está configurada por dos mallas acanaladas: superior e inferior que continúan ejerciendo presión sobre el flujo de lodos y descargan a través de una banda transportadora tortas con una humedad en torno al 60-70 % a la prensa tornillo.



Figura 16. Equipo de deshidratación Gravity Table. *Fuente:* Catalogo Andritz.

En la figura 17, se observa la prensa de lodos y la forma como están configuradas las mallas, los rodillos que son accionados neumáticamente y las tuberías superior e inferior de drenaje de agua.

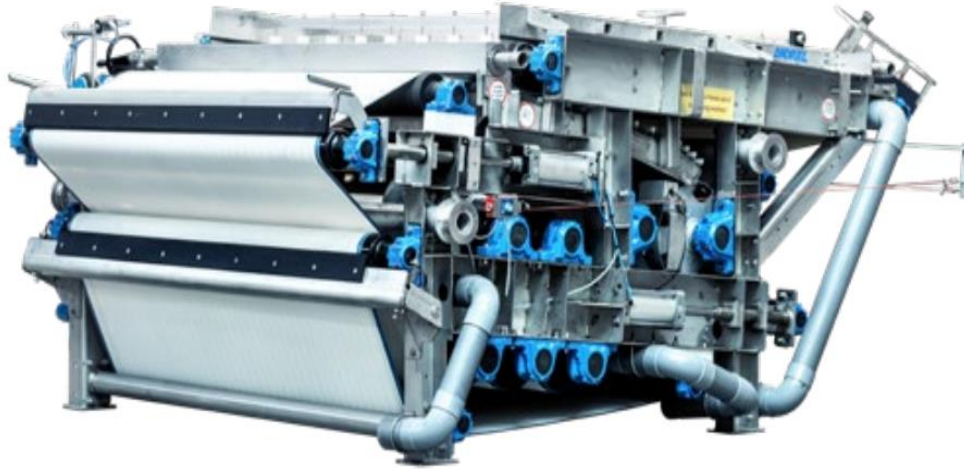


Figura 17. Equipo de deshidratación Belt Press. *Fuente:* Catalogo Andritz.

Finalmente, los lodos son alimentados a la prensa tornillo de la figura 18, la cual está integrada por un pistón, un tornillo transportador y un tamiz en el interior. El lodo ingresa al interior de la cámara y es transportado hacia la salida desde donde el pistón ejerce presión sobre el flujo exprimiendo el sólido y deshidratándolo; el agua deshidratada es eliminada a través del tamiz y es retornada a la etapa de clarificación de la planta de tratamiento de aguas.



Figura 18. Equipo de deshidratación Screw Press. *Fuente:* Catalogo Andritz.

Un dato relevante de la prensa tornillo instalada en la empresa papelera es que está dotada de una facilidad para el ingreso de vapor a la cámara interna del equipo.

El porcentaje de humedad del lodo obtenido a la salida del equipo se encuentra en torno al 42-45 %. En la figura 19, se muestra el almacenamiento del lodo destintado después del proceso de deshidratación.



Figura 19. Almacenamiento lodo de destintado deshidratado. *Fuente:* Empresa.

6.2 Gestión de residuos en la empresa

Los residuos generados en la producción de papel tisú se dividen en cuatro grupos: los lodos de destintado, los rechazos separados en la preparación de la pasta, los excedentes industriales y los residuos peligrosos. En la figura 20 se observa que el 93.6 % y el 4.7 % del total de la generación de residuos, corresponde a los lodos de destintado y a los rechazos, respectivamente. Los porcentajes restantes del 1.7% pertenecen a los excedentes industriales y del 0.01 % a los residuos peligrosos.

Los excedentes industriales están conformados por los residuos de cartón, plásticos residuales, madera, materiales ferrosos y los envases en donde se almacenan los diferentes químicos aplicados en los procesos. Estos son comercializados y, por consiguiente, aprovechados en diferentes procesos industriales en los que sobresalen la siderurgia, la industria del plástico y las empresas productores de cartón.

La generación de los residuos peligrosos se asocia principalmente a las labores de mantenimiento de maquinaria, de equipos y de la infraestructura de la planta de producción. Estos residuos son enviados a un gestor que se encarga de disponerlos de acuerdo con sus propiedades fisicoquímicas.

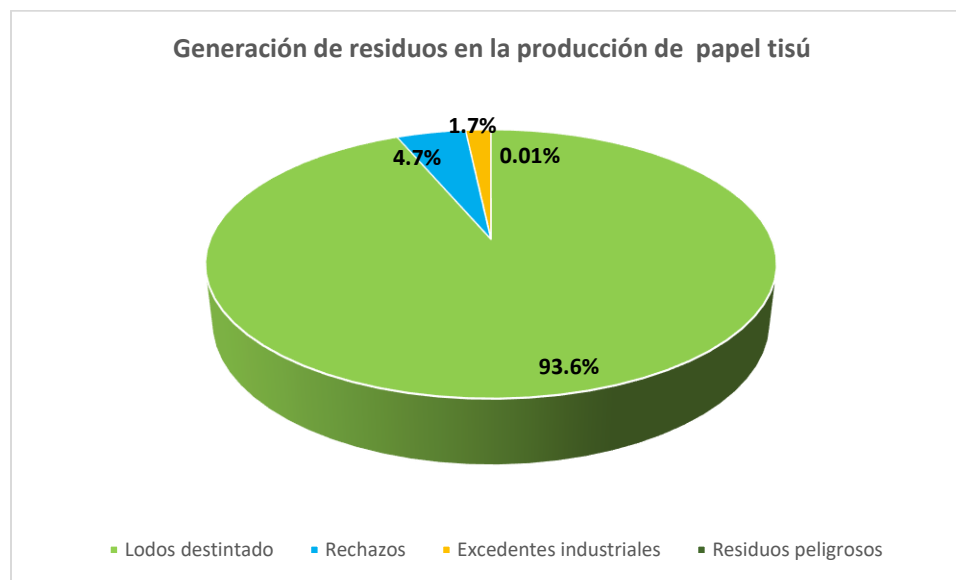


Figura 20. Generación de residuos en la producción de papel tisú. *Fuente:* Empresa de papel.

La gestión de los rechazos se basa en el uso de un 20 % de estos para la producción de CDR y el 80 % restante se dispone en vertederos. Cada una de las alternativas tiene asociado una tarifa de disposición final que debe ser pagada al gestor de residuos.

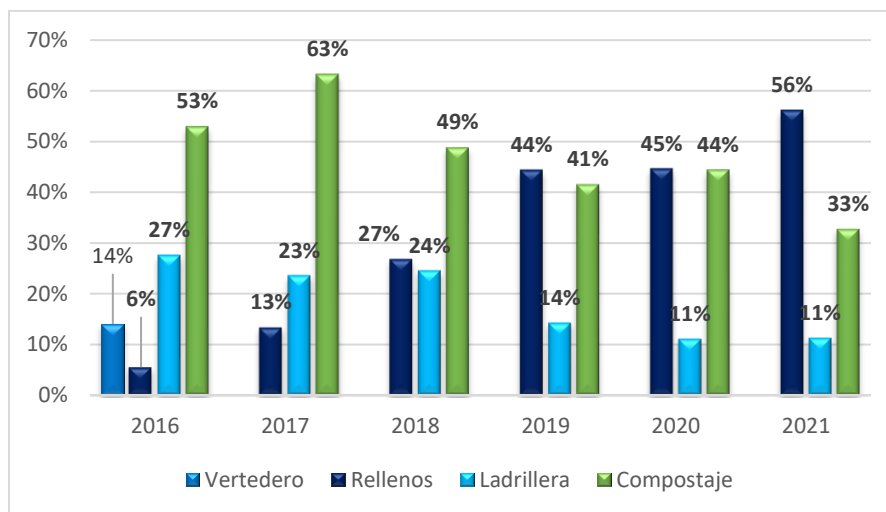


Gráfico 1. Aprovechamiento de los lodos de destintado. *Fuente:* Empresa de papel.

Los lodos de destintado que son materia de estudio en el presente trabajo, se gestionan a través de la producción de compostaje, producción de ladrillos aligerados y como material de relleno en canteras abandonadas y en suelos erosionados en general. En el gráfico 1 se presenta el comportamiento en los últimos seis años de la gestión del residuo y del porcentaje de cada una de las alternativas señaladas para su aprovechamiento, observándose que la alternativa de uso del residuo como material de relleno ha venido ganando importancia en el grupo de alternativas hasta llegar a un 56 % en el año 2021. El anterior comportamiento ha sido impulsado por el aumento del uso en los últimos años de la fibra adquirida a través del reciclaje, lo que ha representado un incremento en la generación de los lodos de destintado. Adicional a lo anterior, también han incidido factores como: las restricciones en la de producción de ladrillos aligerados que toleran un 10 % máximo de la pasta cerámica empleada en el proceso y a la variación de la oferta de material vegetal de las plantaciones de banano de las regiones en donde se encuentran ubicadas las plantas de producción de la empresa.

A pesar de que la empresa ha venido impulsando a las empresas ladrilleras y de producción de compostaje para aumentar los volúmenes de disposición del residuo, con acompañamiento técnico y desde luego a través del pago de tarifas, la dinámica del aumento de la generación de los residuos no está siendo acompañada por el aumento de

la demanda de dichos gestores ,generándose un déficit que está generando riesgos ambientales y reputacionales con el empleo de otras alternativas ,razón por la cual es de gran importancia el desarrollo de procesos que garanticen la gestión sostenible de los lodos de destintado.

6.3 Caracterización del lodo de destintado

La caracterización del lodo de destintado representa uno de los puntos de partida para la búsqueda de alternativas de aprovechamiento. Para su caracterización la empresa papelera ha realizado los siguientes análisis para tres muestras compuestas del residuo:

- Análisis inmediato y elemental
- Fluorescencia de rayos X (FRX)
- Difracción de rayos X (XRD)
- Análisis termogravimétrico (TGA) y análisis térmico diferencial (TDA)

Los resultados de los análisis mencionados se muestran a continuación. Dichos resultados se presentan para cada una de las muestras de lodo, denominadas LP01, LP02 y LP03.

6.3.1 Análisis inmediato y elemental

En la tabla 1, se muestran los resultados del poder calorífico, del análisis inmediato y elemental de las muestras de lodos, que reflejan unos valores con poca variabilidad y una composición uniforme del residuo. Además, se observa que debido al porcentaje de cenizas en el lodo (32%), la suma de carbono, hidrógeno y oxígeno no es muy alta, y, por tanto, su poder calorífico inferior registra valores promedio de 8.43 MJ/Kg.

La alta proporción de cenizas en el lodo representa también un aspecto muy relevante a considerar en procesos de conversión térmica, debido a la necesidad de instalar sistemas de extracción de cenizas.

Tabla 1. Análisis inmediato y elemental de los lodos de destintado. *Fuente:* Empresa

| | LP 01 | LP02 | LP03 |
|---------------------------------------|-------|-------|------|
| Análisis inmediato (% en peso) | | | |
| Humedad (b.h.) | 41.6 | 41.2 | 41.9 |
| Material volátil | 65.3 | 64.2 | 64.9 |
| Cenizas | 32.3 | 31.6 | 32.1 |
| Carbono fijo | 1.61 | 1.57 | 1.65 |
| Análisis elemental (% en peso) | | | |
| Carbono | 22.9 | 23.6 | 24.3 |
| Hidrogeno | 2.2 | 2.1 | 1.9 |
| Nitrógeno | 0.27 | 0.3 | 0.3 |
| Azufre | 0.07 | 0.1 | 0.08 |
| Cloro | 0.01 | 0.015 | 0.01 |
| Oxigeno | 31.1 | 34.8 | 32.5 |
| Poder calorífico (MJ/Kg) | | | |
| PCS | 9.02 | 9.24 | 9.48 |
| PCI | 8.52 | 8.42 | 8.43 |

6.3.2 Espectrometría de fluorescencia de rayos X (XRF)

En la Tabla 2 se presentan los resultados de la fluorescencia de rayos x de las muestras del lodo de destintado, observándose el contenido elemental en forma de óxidos, que componen la muestra. Para realizar el ensayo de fluorescencia de rayos X las muestras fueron reducidas en tamaño por medio de un molino de bolas y fueron pasadas por un tamiz de malla de 100 micras. Finalmente, fueron secadas a 105°C por un tiempo de 12 horas y se mezclaron con cera espectrométrica, homogeneizadas y prensadas hasta obtener 3 pastillas de 37 mm de diámetro. Las pérdidas por calcinación (PPC) se determinaron calcinando las muestras a 975°C durante una (1) hora.

Tabla 2. Resultados del análisis FRX lodos de destintado. *Fuente:* Empresa

| Elemento | LP 01 (%) | LP02 (%) | LP03 (%) |
|--------------------------------|--------------|-------------|--------------|
| CaO | 19.20 | 19.92 | 19.36 |
| SiO ₂ | 17.6 | 17.3 | 17.8 |
| Al ₂ O ₃ | 10.84 | 8.89 | 10.18 |
| Fe ₂ O ₃ | 0.264 | 0.192 | 0.229 |
| TiO ₂ | 0.164 | 0.254 | 0.246 |
| MgO | 2.388 | 2.296 | 2.36 |
| SO ₃ | 0.0664 | 0.0686 | 0.0683 |
| P ₂ O ₅ | 0.251 | 0.241 | 0.249 |
| Na ₂ O | 0.112 | 0.101 | 0.110 |
| Cl | 0.04 | 0.05 | 0.07 |
| K ₂ O | 0.284 | 0.276 | 0.280 |
| Sr | 0.08 | 0.07 | 0.07 |
| Mn ₂ O ₃ | 0.012 | 0.0097 | 0.010 |
| Cr ₂ O ₃ | 0.00 | 0.00 | 0.00 |
| PPC | 48.68 | 48.23 | 48.83 |
| Total | 99.98 | 99.9 | 99,86 |

A partir de estos resultados, se puede observar que los componentes del lodo en mayor proporción son el óxido de calcio, sílice, alúmina y óxido de magnesio, compuestos similares a las que presenta el cemento Pórtland, aunque con diferentes porcentajes como se ilustra en la figura 21.

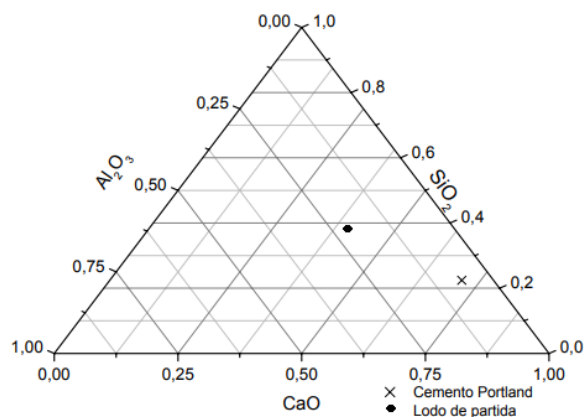


Figura 21. Diagrama de fases del cemento y el lodo de destintado. *Fuente:* Rodríguez,2007

Las pérdidas por calcinación de los lodos de destintado son del 48.58%. en promedio y están asociadas a tres procesos importantes: la eliminación de la materia orgánica en forma de celulosa, a la deshidroxilación de la caolinita y descomposición de la calcita, presentes en el residuo.

6.3.3 Difracción de rayos X (DRX)

El análisis de difracción de rayos X se hizo en un intervalo de 10°C a 90°C, desde una temperatura ambiente de 25 °C y una duración total de 25 minutos. Los resultados de la XRD se presentan en las figuras 22 y 23.

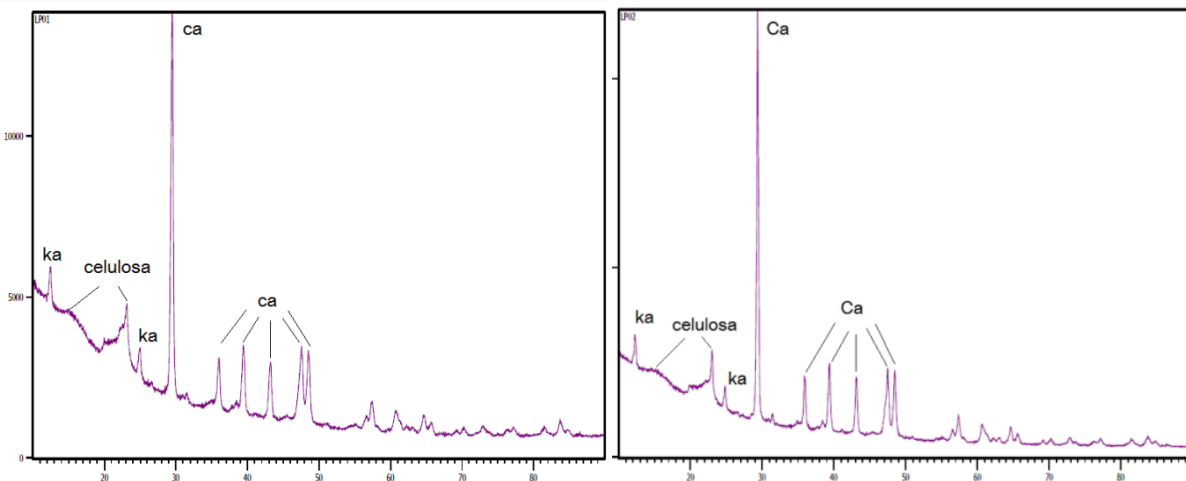


Figura 22. Resultados de la XRD de las muestras de lodo LP01 y LP02. *Fuente:* Empresa

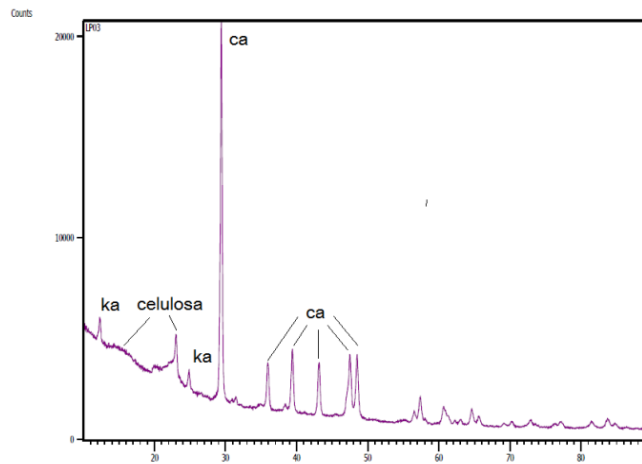


Figura 23. Resultados de la XRD de la muestra de lodo LP03. *Fuente:* Empresa

Con los difractogramas presentados anteriormente se realizó la interpretación de los picos obtenidos para cada una de las tres muestras, logrando así identificar 3 sustancias que se encuentran en mayor medida, así como una idea del carácter cristalino de lodo papelerero. La calcita (ca) o carbonato de calcio es la sustancia que se encuentra presente en mayor medida, esto se concluye a partir de los 5 picos identificados, y la altura de estos. Esta calcita se encuentra presente a manera de cristales bien definidos, pues el parámetro anchura a media altura (FWHM) tiende a ser pequeño. La caolinita (Ka), es un mineral del tipo silicato, compuesto por óxidos de aluminio y silicio, aunque este se encuentra presente en menor proporción, se distingue también que se encuentra en estado cristalino. Por otro lado, la celulosa, se identifica por los picos que se encuentran a 23° y entre 15° y 17°, este compuesto a diferencia de los otros dos tiene un carácter amorfo, en forma de fibras, por esta razón los picos no se encuentran bien definidos.

En la figura 24 se compara la altura de los picos para las muestras analizadas y, se concluye que la muestra LP02 contiene una mayor proporción de calcita y caolinita, además está conformada por cristales de mayor tamaño. Mientras que la muestra LP01, es más pobre en estos minerales.

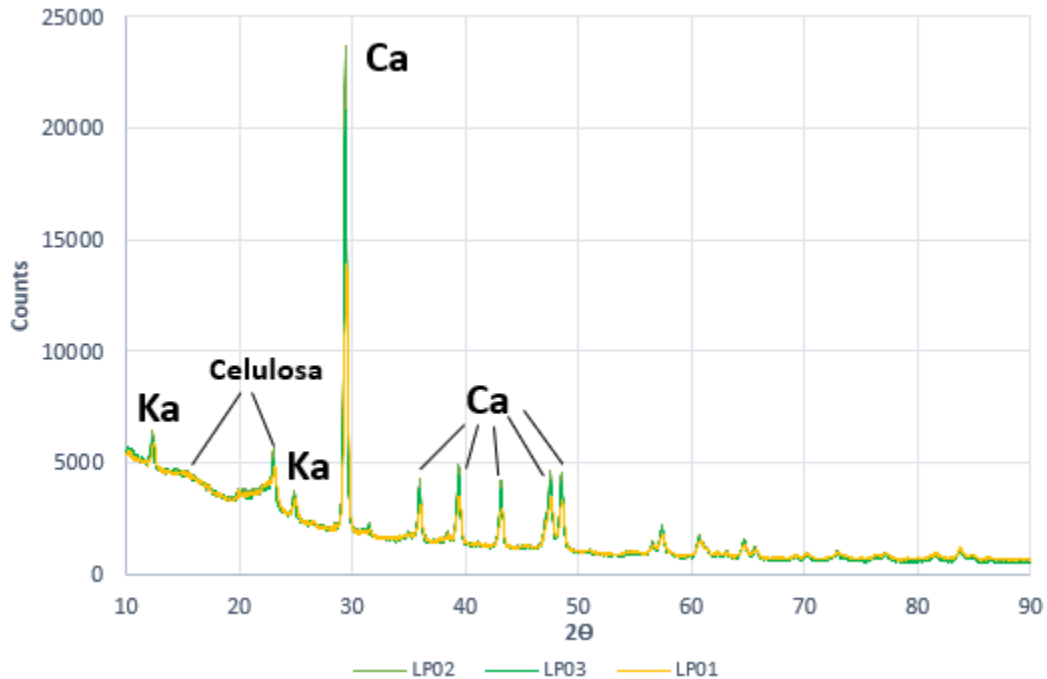


Figura 24. Comparación de los resultados XRD para las muestras LP01, LP02 y LP03.
Fuente: Empresa

6.3.4 Análisis termogravimétrico (TGA) y térmico diferencial (DTA)

En las figuras 25,26 y 27 se observan las curvas TGA ubicada en la parte superior y DTA en la parte inferior del termograma ,correspondientes a las muestras del lodo de destintado. El análisis se realizó con una velocidad de calentamiento de 20 °C/min desde temperatura ambiente hasta los 1000 °C.

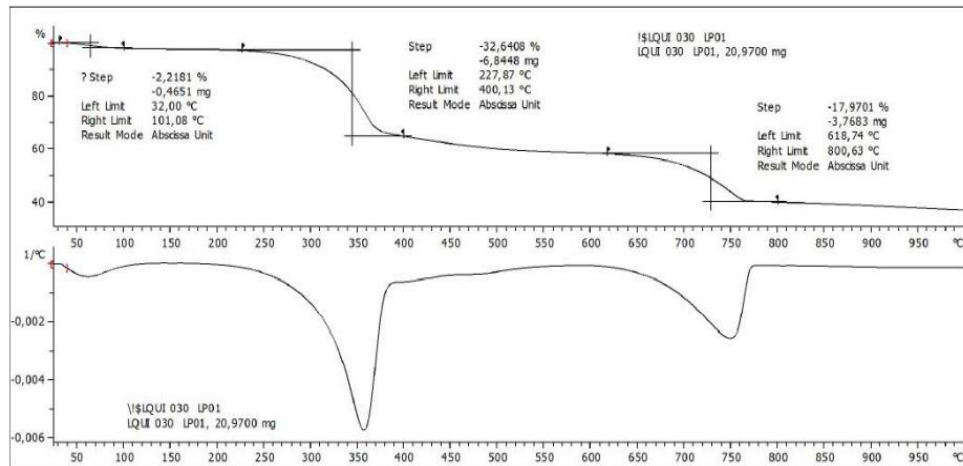


Figura 25. Análisis TGA y DTA para la muestras LP01 Fuente: Empresa

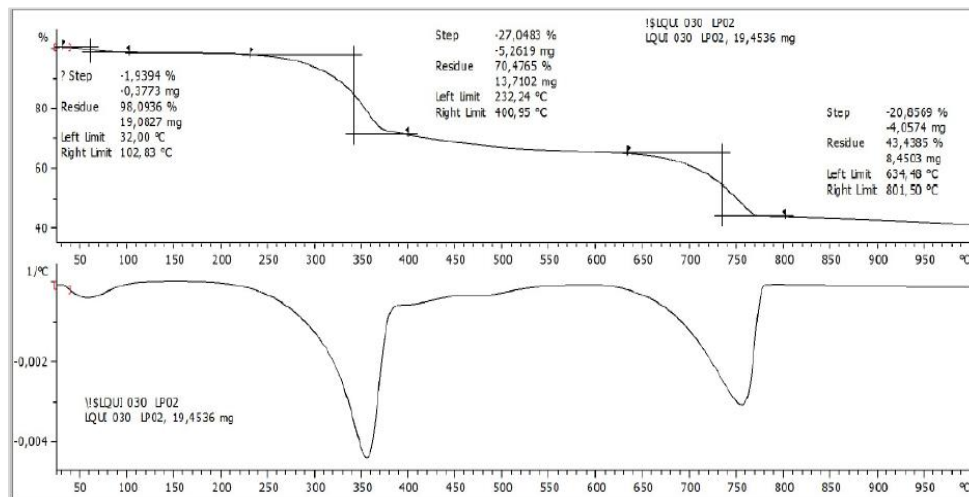


Figura 26. Análisis TGA y DTA para la muestras LP02 Fuente: Empresa

Los resultados muestran que la degradación térmica se da en dos etapas, como se observa en la curva DTA. La primera etapa de degradación inicio a los 250 °C y finalizó en torno a

los 420 °C, correspondiendo con la existencia de un pico a 350°C, que pertenece al material orgánico (Celulosa) de la muestra (Mangut et.al, 2006). Luego tiene lugar una segunda etapa de degradación, cuyo rango de temperaturas varió desde 650 °C hasta 850 °C y, se presenta un segundo pico a los 750 °C, que corresponde con los materiales inorgánicos presentes en forma de aditivos y cargas minerales en la tinta eliminada del papel recuperado. El análisis se mantuvo a 1000 °C sin experimentar variación en el peso de las muestras.

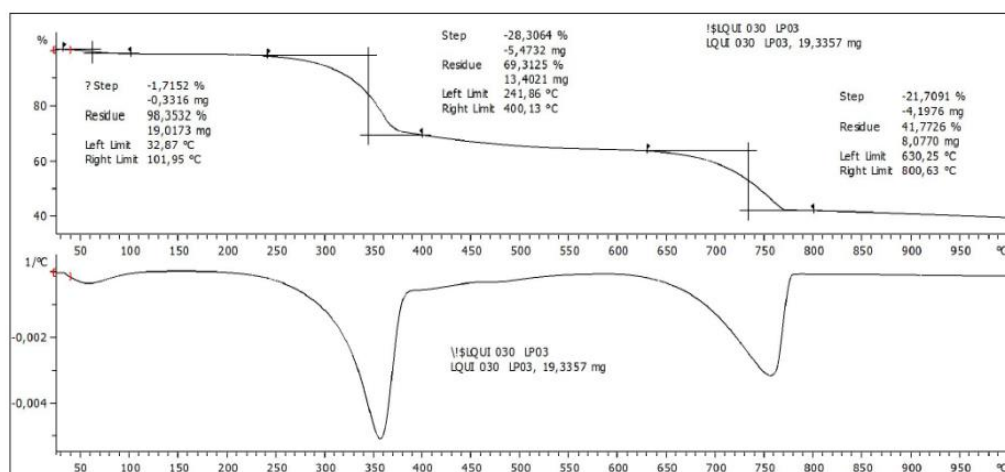


Figura 27. Análisis TGA y DTA para la muestras LP03 Fuente: Empresa

7. ESTUDIO DE ALTERNATIVAS DE APROVECHAMIENTO

En este capítulo se expone la revisión bibliográfica de alternativas para el aprovechamiento del lodo de destintado generado en la empresa papelera, a partir de la caracterización química y mineralógica presentada en la sección 6.3. y de la búsqueda de procesos de transformación que se ajusten a las propiedades del residuo. En la búsqueda realizada sobresalen iniciativas cuyo objetivo es el uso del residuo como materia prima en la industria de la construcción y otras encaminadas a la recuperación de energía a partir de este. A continuación, se describen las alternativas a evaluar para el aprovechamiento de lodos destintado:

- Producción de baldosas cerámicas
- Producción del cemento
- Producción de puzolana aplicada a la misma industria cementera.
- Incineración
- Gasificación
- Pirólisis

7.1 Producción de baldosas cerámicas

Se han desarrollado varios estudios de investigación para la fabricación de baldosas cerámicas a partir de la mezcla de las cenizas del lodo de destintado, residuos de vidrio y arcillas rojas. Maschio et al. (2009) ha estudiado la cocción rápida de baldosas con adición de lodos de destintado realizando un pretratamiento térmico que consiste primero en una deshidratación ($< 200\text{ }^{\circ}\text{C}$), seguido de una incineración a una temperatura por debajo de los $800\text{ }^{\circ}\text{C}$ buscando obtener sales inorgánicas y cargas minerales en los óxidos de calcio, aluminio, magnesio y sílice, principalmente presentes en las cenizas (Asquini et al. 2007).

Las cenizas resultantes del lodo de destintado (DL) son mezcladas en diferentes proporciones con los residuos de vidrio (RV) y de las arcillas rojas (AR) como se muestra en la tabla 3.

Tabla 3. Composición (% peso) lodo destintado pasta cerámica

| Muestra | DL | RV | AR | Basalto | Referencia Industrial |
|---------|----|----|----|---------|-----------------------|
| 0 | 60 | 40 | - | - | - |
| 1 | 54 | 36 | 10 | - | - |
| 2 | 48 | 32 | 20 | - | - |
| 3 | 42 | 28 | 30 | - | - |
| R | - | - | 65 | 30 | 5 |

El resultado de la investigación sitúa a la combinación N° 3 bajo una composición del 30 % de arcilla roja, de 42 % de cenizas de lodo de destintado y del 28 % de vidrio conducían a buenos resultados para la producción industrial de las baldosas.

El proceso de producción propuesto contempla las etapas de (I) incineración de lodos papeleros; (II) molienda de las proporciones de arcilla-lodo-vidrio; (III) tamizado; (IV) secado de la barbotina; (V) prensado de la pasta (VI) esmaltado y (VII) cocción rápida simple a 1140 °C (ver figura 28).

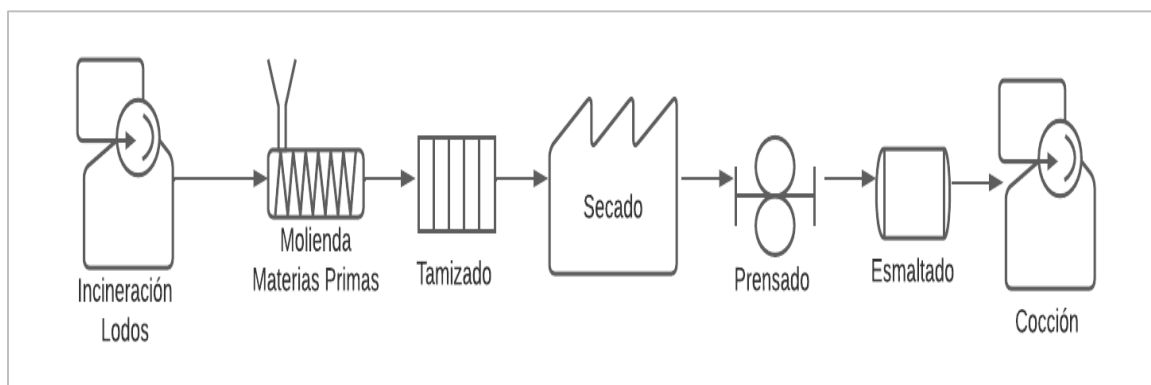


Figura 28. Proceso de producción baldosas. *Fuente:* Maschio et al. 2009.

Los retos principales para la viabilidad de proyectos de este tipo estarán sujetos al valor de las tarifas para la gestión del residuo que deberá pagar la empresa generadora y que integra los costes de transporte por el traslado del residuo hacia las instalaciones de las plantas cerámicas, los costes de inversión y los costes operativos asociados al tratamiento térmico de los lodos. Para el escenario colombiano se encuentran en un valor medio de 152 €/t según el estudio de mercado realizado por la empresa papelera.

Otro aspecto para tener en cuenta está relacionado con el suministro de los residuos de vidrio necesario para completar la pasta cerámica de acuerdo con la investigación realizada por Maschio et al. De estudios de mercado del reciclaje de vidrio en Colombia se obtiene un precio medio de 44 €/t (Arroyave, 2014).

Cuando se valora el impacto ambiental que puede darse como resultado de la puesta en marcha de proyectos de esta índole, aparece el riesgo de emisiones de las dioxinas y furanos producto de la combustión de los lodos papeleros. Las investigaciones realizadas por la U.S. EPA indican que para hornos en los que el flujo de gases de combustión es a contracorriente con relación al sólido, los metales catalizadores presentes en el sólido (en esta caso la pasta cerámica) que son los responsables de promover la aparición de las dioxinas y furanos se quedan en las baldosas cerámicas y no viajan en la corriente gaseosa, disminuyendo el riesgo de generación de estas sustancias. En la figura 29 se observa que el flujo de gases de combustión se encuentra en contracorriente en relación con las baldosas cerámicas, lo anterior guarda una estrecha relación con lo divulgado por la US EPA en las investigaciones realizadas.

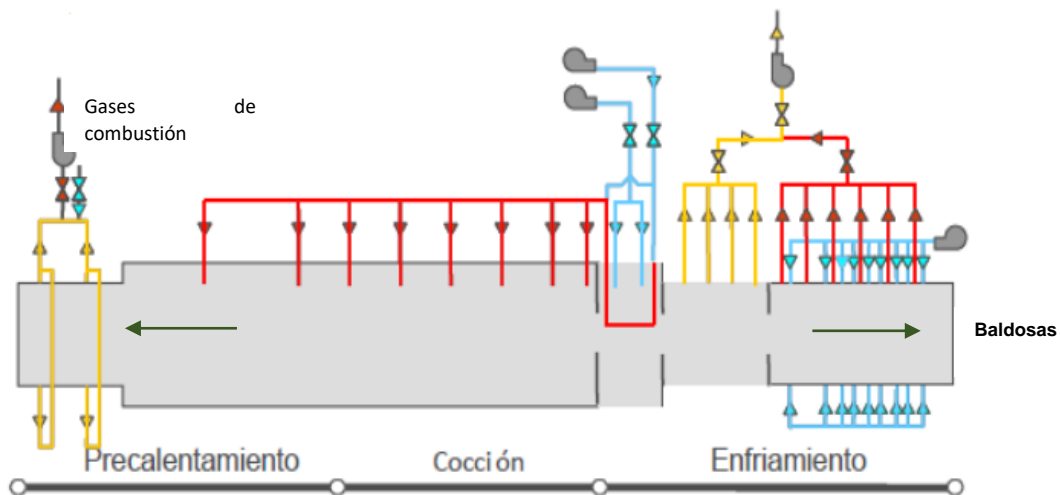


Figura 29. Etapa de cocción de baldosas. *Fuente:* ITC,2022.

7.2 Producción de Cemento

El proceso de producción del cemento emplea materias primas constituidas principalmente por óxidos de calcio, aluminio, de sílice y de hierro para la obtención del Clinker que es el componente principal del cemento. El uso de materias primas secundarias en el proceso productivo del cemento como sustitutas de las empleadas tradicionalmente depende de su composición mineral y de su poder calorífico como valor agregado para disminuir el uso de combustibles fósiles.

En este sentido, el lodo de destintado contienen principalmente óxidos de calcio, aluminio y hierro; por lo tanto, el lodo puede representar un material beneficioso para el proceso. Según Göttching y Pakarinen (2000), tanto los lodos de destintado como las cenizas de lodos de destintado pueden utilizarse como materias primas secundarias en la producción de cemento.

Por otro lado, Rodríguez, et. al (2010), concluye que los cementos elaborados con los lodos papeleros tienen propiedades químicas, reológicas y mecánicas conferidas por su alto contenido en carbonato cálcico.

Como se puede observar en la figura 30, el proceso de aprovechamiento de lodos en la industria cementera inicia con el secado de los lodos en la torre de secado del horno de cemento, luego el conjunto de materias primas integradas por la caliza y el lodo se someten a temperaturas de 1420-1480 ° C; en esta condición la fracción orgánica del lodo se quema y es aprovechado su poder calorífico. Finalmente, durante este proceso las cenizas de la fracción inorgánica pasan a formar parte de la matriz del Clinker (Castells, 2000).

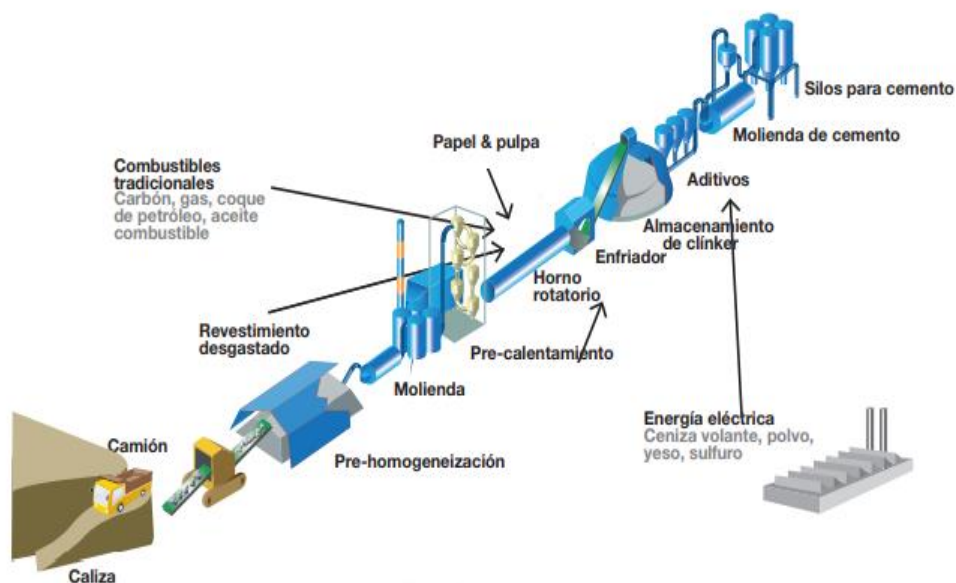


Figura 30. Proceso de producción del cemento con lodos de destintado. *Fuente:* FICEM.

Dentro de la operación es importante considerar las composiciones límites de algunos compuestos químicos presentes en el lodo pueden disminuir la calidad del cemento. La influencia del contenido de metales pesados en el cemento causada por la adición de lodos al proceso fue examinada por Achternbosch et. al (2005), quienes concluyeron que las concentraciones de trazas los elementos en cemento aumentarían. Las concentraciones máximas de oligoelementos en el cemento Portland en la actualidad, según la literatura.

Tabla 4. Concentración máxima metales pesados

| Elemento traza | Max, ppm |
|----------------|----------|
| Cadmio (Cd) | 6 |
| Mercurio (Hg) | - |
| Cobre (Cu) | 98 |
| Zinc (Zn) | 679 |
| Plomo (Pb) | 254 |
| Níquel (Ni) | 97 |
| Cromo (Cr) | 712 |

7.3 Producción de Puzolanas

En la búsqueda de alternativas de puzolanas para la fabricación del cemento surge como una opción la activación térmica del lodo de destintado y poder obtener metacaolinita, la cual es una puzolana que figura en la normativa vigente para la fabricación de cementos comerciales tipo CEM II/A y B-Q debido a su composición química.

La presencia de óxidos metálicos del lodo destintado representan el punto de partida para analizar diferentes condiciones de activación entre 500 y 800°C de temperatura, determinar el tiempo de permanencia óptimo entre los dos tiempos de permanencia en el horno (2 y 5 horas) seleccionados y de esta forma lograr la optimización del proceso. Como resultado de las investigaciones Frías et al (2010) recomienda que las condiciones más idóneas se establecen en un rango 650-700°C y 2 horas de permanencia, con el objetivo de alcanzar la completa transformación de caolinita a metacaolinita y una mínima des carbonatación de la calcita de partida. calcinando a temperaturas superiores, se detecta la presencia de importantes cantidades de CaO (cal libre), la cual se la relaciona con fenómenos de inestabilidad de volumen (Frías et. al, 2010).

Tabla 5. Concentración lodo destintado como puzolana

| Composición química (%) | | | | | | | | | | |
|-------------------------------------|------------------|--------------------------------|-----------|--------------------------------|--------------------------------------|------------------|-------------------|------------------|-------------------------------|-------|
| CaO | SiO ₂ | Al ₂ O ₃ | MgO | Fe ₂ O ₃ | SO ₃ | TiO ₂ | Na ₂ O | K ₂ O | P ₂ O ₃ | PPC |
| 25.43 | 10.79 | 6.82 | 0.86 | 0.46 | 0.33 | 0.28 | 0.13 | 0.24 | 0.13 | 54.34 |
| Composición mineralógica (%) | | | | | | | | | | |
| M. Orgánica | | Calcita | Caolinita | | Filosilicatos (talco, mica) y cuarzo | | | | | |
| 32.24 | | 45.27 | 13.67 | | 8.72 | | | | | |

En la tabla 5, se presenta la composición del lodo destintado empleado en la investigación para la obtención de la puzolana y se observa el alto contenido de óxidos, la presencia de caolinita y de calcita a nivel mineralógico.

Resulta importante resaltar que la actividad puzolánica del lodo se evaluó conforme a su potencial de reacción con el hidróxido de calcio generado en la hidratación del cemento y que dicho comportamiento se comparó con metacaolinita pura (MK), humo de sílice (HS) y cenizas volantes (CV) como se puede observar en la figura 32. Los resultados arrojan que el lodo de destintado tiene una alta actividad puzolánica fijando cantidades apreciables de cal en el primer y séptimo día de reacción y con un comportamiento similar al MK, muy superior a las cenizas volantes y muy próximo al del humo de sílice (Frías et al 2010).

Otro de los aspectos físicos a resaltar de la activación térmica del lodo es su alto nivel de blancura con valores superiores al 90%, confiriéndole un nuevo valor añadido como puzolana idónea para la fabricación de cementos blancos.

Sin lugar a duda los beneficios ambientales del uso del residuo como materia prima para la producción de metacaolinita radica en la disminución de la explotación de recursos naturales y de los impactos asociados a los procesos de producción de obtención de caolinita natural.

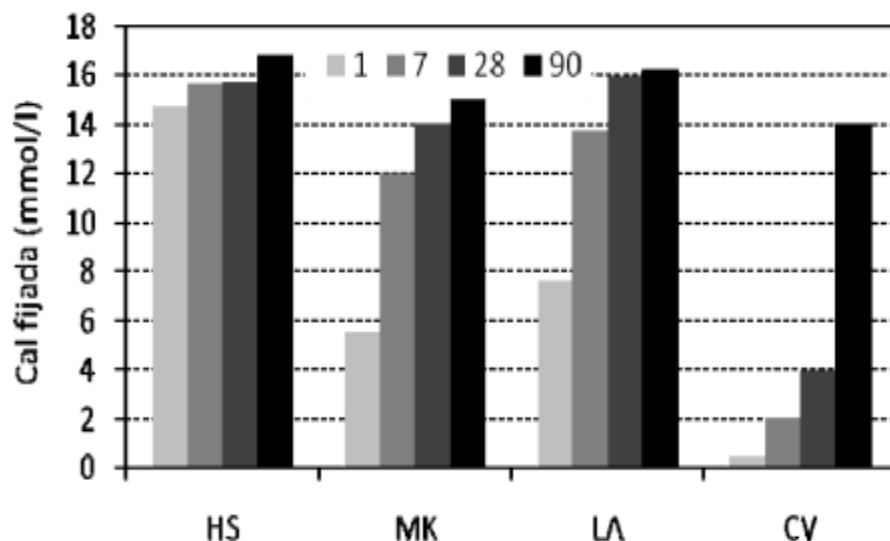


Figura 32. Actividad puzolánica lodo destintado. *Fuente:* Frías et al 2010.

El esquema de un proceso de producción de puzolanas se muestra en la figura 33 (Hundebol 1994). En este diagrama el lodo húmedo se envía a un silo (7) y por medio de una cinta transportadora o de un tornillo sinfín es transportado a una secadora- trituradora (1). Al mismo tiempo, los gases de combustión calientes del horno (3) son conducidos a través de un conducto (5) a la secadora-trituradora para que se pueda realizar el secado de lodos. El lodo seco pasa a través de un conducto (9) y es dirigido al separador (13) donde se separan las partículas sólidas de gases que son enviados posteriormente con la ayuda del ventilador (11) a través de un conducto (27) al enfriador (25). Los lodos separados se almacenan en un silo (15) para su utilización en el proceso. Luego el lodo es transportado mediante un tornillo sinfín hasta el quemador (17) del sistema de horno (3) en donde son aprovechados los gases calientes del enfriador (25) para el proceso de incineración de lodos. Una vez realizada la incineración los gases calientes del horno se envían a ser tratados al ciclón (23); las partículas separadas regresan al horno, mientras que los gases de escape se utilizan de nuevo para el secado de los lodos de destintado (Hundebol 1994). Como en el caso del proceso cementero, los gases de escape fluyen en dirección contraria al sólido, esto representa una disminución del riesgo de formación de dioxinas y furanos entendiéndose que se debe hacer un adecuado control de la combustión y de los sistemas de limpieza de control de emisiones.

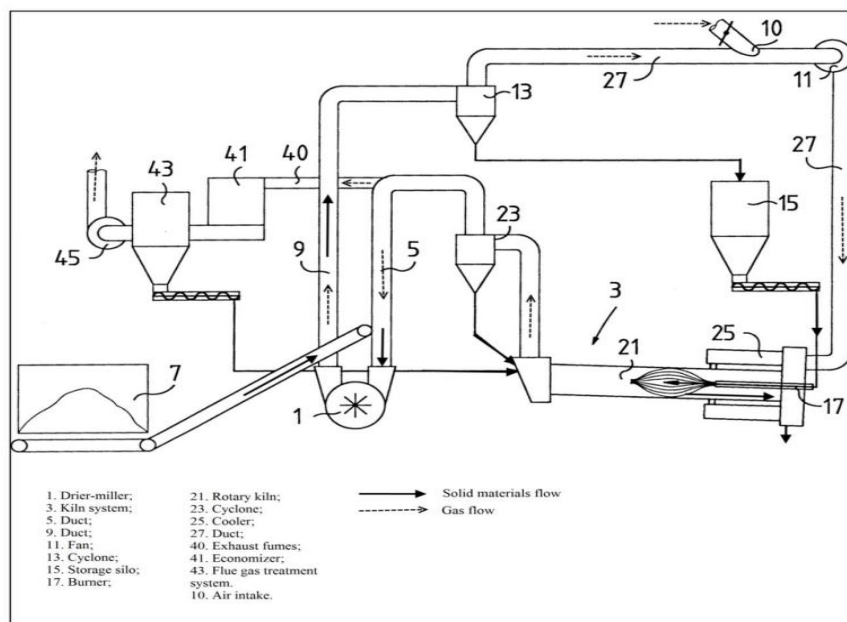


Figura 33. Proceso de producción puzolana Fuente: Hundebol,1994.

Los principales inconvenientes de la aplicación de estas alternativas se derivan de los costos de transporte de los lodos de destintado hacia las plantas cementeras y de los altos costos energéticos a los que se deben someter los lodos para obtener las puzolanas que derivarían en el pago de tarifas de para la gestión del residuo y que se estiman en un promedio de 152 €/t.

7.4 Incineración

La incineración de residuos combinado con la generación de energía y vapor es uno de los métodos comúnmente aplicado en el aprovechamiento energético de los residuos. Un hecho destacable de la incineración es la reducción de aproximadamente un 80-90 % de la cantidad de material a depositar en los vertederos y con la posibilidad que las cenizas que se generan después de la oxidación térmica puedan ser valorizadas en industrias como la de la construcción dependiendo del contenido de metales pesados presentes.

Esta técnica se puede aplicar a una amplia gama de residuos incluido los lodos de destintado. Sin embargo, debido al alto contenido de humedad, de cenizas y bajo poder calorífico de este residuo, el proceso de incineración puede resultar deficiente en la generación de energía si sobrepasa ciertos límites en las variables mencionadas.

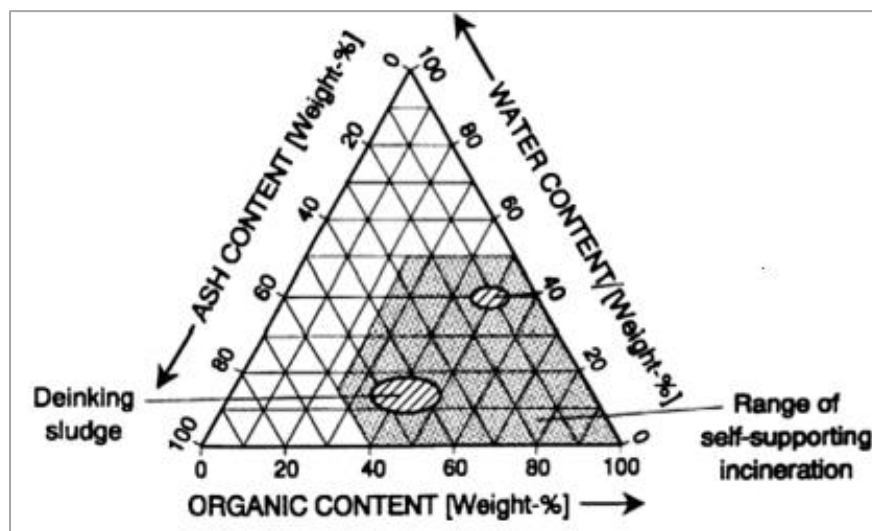


Figura 34. Diagrama de Tanner para residuos generados en la industria papelera. *Fuente:* Comisión Europea, 2001.

El diagrama de Tanner de la figura 34 muestra la relación entre el contenido orgánico, el contenido de cenizas y el contenido de agua de caracterizaciones promedio del residuo. Para que el proceso de la incineración sea autosuficiente, el lodo no debe tener más del 50% en peso de humedad, su contenido de cenizas debe ser inferior al 60 % en peso, y su contenido de materia orgánica superior al 25 % en peso.

La incineración de residuos a nivel industrial es una tecnología madura que ha permitido desarrollar la tecnología de calderas de lecho fluidizado por su capacidad de proveer un medio, para que se pueda generar electricidad por medio de la combustión de residuos con alto contenido de humedad y de cenizas, que son propiedades características del lodo de destintado. (Oral et al., 2005).

En la tabla 6 se detallan las instalaciones de incineración de lodos y otros residuos de la industria del papel.

Tabla 6. Instalaciones de combustión con lodo destintado. *Fuente:* CANMET, 2005.

| Planta | Año | Combustible | Capacidad |
|----------------------------------|------|--|---|
| Cartiere Burgo Verzuolo, Italia | 2001 | Lodos de destintado y residuos de madera. | 27 MWth, 29 t/h de vapor, 86 bar, 490 °C. |
| Cartiere Burgo Mantua, Italia | 1999 | Papel producción/ LD/Lodos recuperado vertedero (43% ceniza, 55 % Humedad) | 13.5 MWth sobrecalentado Vapor a 3.2 MWc, Conjunto turbina / generador. |
| Jamsankosken Voima Oy, Finlandia | 2002 | Turba, corteza, astillas de madera, lodos, aceite. | 185 MWth, 252 t/h de vapor, 107 bar, 535 °C. |
| Katrinefors Kraftvarme, Suecia | 2002 | Lodos, residuos de madera, desechos de madera. | 36 MWth, 47 t/h de vapor, 80 bar, 480 °C. |
| Aanevoima Oy, Finlandia | 2002 | Corteza, residuos de madera, lodos, turba, aceite. | 157 MWth, 217 t/h de vapor, 105 bar, 535 °C. |
| Vamy Oy/Vattenfall Oy, Finlandia | 2001 | Corteza, lodos, gas natural, residuos de madera, turba. | 88 MWth, 130 t/h de vapor, 115 bar, 525 °C. |
| Modo Paper AB Husum, Suecia | 2000 | Corteza, lodos, aceite | 87 MWth, 112 t/h de vapor, 60 bar, 450 °C. |

| | | | |
|---|------|--------------------------------------|--|
| Sodra C eIII AB Monsteras, Suecia | 2000 | Corteza, lodos, aceite | 105 MWth, 133 t/h de vapor, 61 bar, 480 °C. |
| Elektrocieplowni Ostroleka, Polonia | 1997 | Corteza, lodo primario y secundario. | 35 MWth, 47 t/h de vapor, 40 bar, 450 °C. |
| Metsa-Serla Oy Simpele, Finlandia | 1997 | Turba, corteza, lodo, aceite. | 113 MWth, 144 t/h de vapor, 115 bar, 525 °C. |
| Oy Metsa- Botnia Kaskinen, Finlandia | 1997 | Corteza, lodo, aceite | 96 MWth, 126 t/h de vapor, 85 bar, 500 °C. |

La incineración del lodo destintado en la práctica está siendo desarrollada por medio de la coincineración con otros residuos (desechos de madera, aceites residuales, etc.) principalmente por la limitación que deriva de su bajo poder calorífico y de su aprovechamiento con humedades altas.

A nivel de emisiones los lodos de destintado tienen una concentración de azufre, flúor, nitrógeno bajas respecto a otros combustibles. Sin embargo, el contenido de compuestos orgánicos clorados supone un alto riesgo en la formación de dioxinas, la presencia de metales pesados en función de la composición son aspectos para considerar en los altos costos de capital asociados a la instalación de equipos robustos para el control de emisiones y para la adecuada gestión de las cenizas obtenidas (Sánchez et al., 2014).

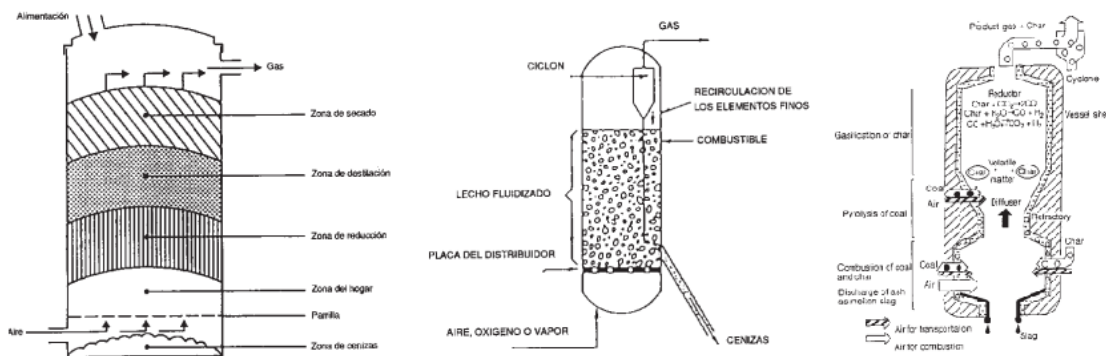
Otro de los criterios importantes es el coste tecnológico que integra el costo de inversión y de operación ligado a la tecnología. Dentro del estudio de las mejores técnicas para la incineración de residuos, la Comisión Europea sitúa en los 101 €/t y 39 €/t los costos de inversión y de operación, respectivamente (E.C., 2006).

7.5 Gasificación

La gasificación representa otra de las alternativas para el aprovechamiento energético del lodo de destintado obteniéndose un gas de síntesis a través de la oxidación parcial del residuo. El gas de síntesis que se genera está compuesto principalmente por CO, H₂, CO₂, N₂ (en el caso de que se utilice aire como agente gasificante), y CH₄, y un residuo sólido,

compuesto por materiales no combustibles e inertes presentes en el residuo alimentado (IDAE, 2011).

A la hora de concebir instalar una planta de gasificación se debe seleccionar el tipo de gasificador de acuerdo con las características del combustible y barreras tecnológicas. De acuerdo al lecho de la biomasa a emplear existen tres principales gasificadores: lecho móvil, lecho fluidizado y lecho arrastrado (Ver esquema 1). Los de lecho móvil y fluidizado son los más usados para biomasa, el tercero es usado para carbón.



Esquema 1. De izquierda a derecha, esquemas de gasificador de lecho móvil, de lecho fluidizado y arrastrado. Fuente: CONAMA, 2014.

Otro aspecto importante en la gasificación es la selección del agente gasificante que condicionara la capacidad calorífica del gas de síntesis obtenido, que puede variar de acuerdo con el uso de aire, oxígeno o vapor. Además, será determinante en la definición de la relación másica de aire y residuo introducido en el gasificador (E.R.), la cual según la literatura se recomienda mantenerla entre 0,2 y 0,4.

- **Oxidación con aire**, su uso comprende temperaturas entre 900 y 1100 ° C. Es la tecnología más utilizada. Además, produce un gas de síntesis diluido en N₂ que tiene un poder calorífico bajo, alrededor de 4-7 MJ/m³N y sobresale en comparación a los demás agentes por su bajo costo (Puig-Arnau et al., 2010; Arena, 2012; WSP, 2013).

- **Oxidación con aire enriquecido**, debido a la baja presencia de nitrógeno (N_2) su uso como agente gasificante genera un gas de síntesis de mayor poder calorífico (Arena, 2012).
- **Oxidación con O_2** , el rango de temperaturas de operación se debe mantener (1000-1400 °C). Se puede llegar a obtener un gas de síntesis que tiene un mayor poder calorífico (10-15 MJ/Nm³). Los costes de separación del O_2 del aire están justificados con el aumento del poder calorífico, la reducción del contenido en alquitrán y la producción de cenizas vitrificadas (McKendry, 2002; Puig-Arnavat et al., 2010; Arena, 2012).
- **Oxidación con vapor**, en algunas investigaciones realizadas por Puig-Arnavat et al. 2010 se ha obtenido un gas de síntesis sin N_2 , con alta concentración en H_2 . El poder calorífico es de 15-20 MJ/Nm³.

El desarrollo tecnológico de la gasificación ha aumentado en las últimas décadas y en la actualidad representa unos 70.817 MW de producción térmica de gas de síntesis en 144 plantas operativas, con un total de 412 gasificadores según el departamento de energía de EE. UU. En estas instalaciones sobresalen tecnologías que van desde la gasificación con carbón hasta la gasificación con biomasa. En la tabla 7 se muestra un listado de las plantas de gasificación operativas, algunas de ellas como las plantas Kymijärvi ubicada en Lathi (Finlandia) y Lebanon WTE (EE. UU.) emplean como combustible una mezcla de residuos de madera y lodos de papel.

Tabla 7. Plantas de gasificación de residuos. *Fuente:* US Department of Energy, 2016.

| Planta | Localización | Combustible | Producto Final |
|---|------------------------------------|---|---|
| Kymijärvi II, 160 MW | Lathi (Finlandia) | Lodos de papel y madera (250.000 t/año) | Electricidad y calefacción |
| Bilsthorpe plant | Nottinghamshire (Reino Unido) | Residuos | Electricidad |
| Energy Works Hull, 28 MW | Hull, East Yorkshire (Reino Unido) | CSR y madera (575.000 t/año) | 120.000 t/año de combustible para aviación. |
| M&W WTE Gasification Project, 12,5 MW. | Lanark (Escocia) | CDR (40.000t/año) | Electricidad |
| Tees Valley Renewable Energy Facility, 200 MW | Tesside/Billingham (Reino Unido) | RSU (700.000 t/año) | Electricidad |
| Bombardier Aerospace, 14.85 MW | Belfast (Irlanda) | Residuos domésticos y comerciales (180.000 t/año) | Electricidad y calefacción |
| Green3Power WTL Plant | St. Lucie County, California (USA) | Residuo Biomásico (10 t/día) | Gas de síntesis |
| Lake County Waste to Ethanol | Lake County (Indiana, USA) | RSU (10 t/día) | Etanol |
| Sierra Bio Fuels Plant | McCarran, Storey County (USA) | RSU (200.000 t/año) | Combustibles líquidos (diesel y queroseno) |
| Lebanon WTE Gasification Project | Lebanon Tennessee (USA) | Residuos de madera, trozos de goma, lodos de sumideros (64 t/d) | Electricidad (300 KW) |

La gasificación como alternativa para el aprovechamiento energético es muy competitiva con relación al coste total tecnológico, que de acuerdo con las experiencias de proyectos ejecutados se encuentran en valores medios de 132 €/t de los cuales 101 €/t corresponden a los costes de inversión (E.C.,2006).

Cuando se analiza el impacto ambiental generado por la presencia de sustancias peligrosas como dioxinas y furanos, al emplear el proceso de gasificación una atmosfera reducida de oxígeno se limita la formación de estos compuestos disminuyendo el riesgo en comparación a la incineración (CONAMA,2014).

7.6 Pirolisis

La pirólisis es un proceso térmico que se lleva a cabo a temperaturas entre 400-800 °C en donde la materia orgánica del combustible sufre una degradación en ausencia de oxígeno, dando lugar a tres diferentes productos: un carbonizado solido o *char*, una líquida principalmente conformada por bioaceites y gases ligeros no condensables (Pohorely, 2006). Por tanto, este proceso permite la recuperación energética a partir de los bioaceites obtenidos y también de material con el carbonizado generado.

Ahora bien, las variables de operación del proceso estarán función del producto a obtener; si se utilizan temperaturas de reacción bajas y velocidades de calentamiento lentas el producto a obtener será el carbonizado principalmente con un poder calorífico en torno a los 30 MJ/kg (Bajpai,2015). Si, por el contrario, la reacción de pirolisis se lleva a cabo a temperaturas de 500 °C o superiores y a velocidades de calentamiento altas se verá favorecida la producción de bioaceites con un poder calorífico más bajo (16-19 MJ/kg). La inclinación por la obtención de uno u otro producto supone la consideración de aspectos que para el aprovechamiento del *char*, se necesitarían instalaciones compatibles para su aprovechamiento energético o de activación para obtener carbón activado y para el bioaceite procesos complementarios para eliminar el contenido de agua (15-30%) y la adaptación de procesos para la generación de energía.

Para que el proceso de pirolisis sea optimo conviene resaltar los siguientes requerimientos adicionales: (1) requiere una alimentación constante del combustible, (2) este debe ser secado hasta una humedad del 20 %, (3) el combustible debe tener alto contenido de carbono; por ejemplo, como la madera, el petróleo y desechos plásticos (Monte et. al, 2009).

El proceso de pirolisis permite la recuperación del 95-98 % de la energía contenida en los lodos de destintado deshidratados a través de varios productos que se obtienen (Bajpai,2015) aunque la eficiencia del proceso es altamente dependiente del contenido en humedad de los lodos, con un requerimiento de energía considerable teniendo en cuenta el secado requerido y calentamiento necesarios para promover la reacción de pirolisis con lo que el aporte de energía necesario es muy superior al de la incineración, siendo factible considerar la copirólisis de lodos con otros residuos o combustibles y tener un balance energético favorable. (Monte et. al, 2009).

A nivel mundial de acuerdo con IEA Bioenergy se encuentran 46 plantas piloto de pirolisis de las cuales 33 se encuentran en operación, las cuales emplean como combustibles: CSR, residuos forestales, madera y lodos de EDAR. La distribución por países se observa en la figura 35.



Figura 35. Instalaciones de plantas piloto pirólisis. *Fuente:* EIA Bioenergy.

Las plantas piloto de pirólisis han sido el medio para tener una aproximación de los costes tecnológicos y del riesgo de generación de dioxinas y furanos asociadas a la operación. Respecto al criterio de costes la Comisión Europea señala que el coste total medio se encuentra en alrededor de 141 €/t, de los cuales 76 €/t representan a los costes operativos.

El riesgo de generación de dioxinas y furanos en el proceso de pirólisis es bajo debido a que este se realiza en ausencia de oxígeno, lo cual induce que los mecanismos de reacción para la aparición de emisiones de estos compuestos no ocurran.

8. ANÁLISIS DE SOLUCIONES

En el análisis de soluciones se selecciona la alternativa más adecuada para la gestión del residuo, empleando el análisis multicriterio para la toma de decisiones y evaluando las ventajas y desventajas de cada propuesta. La evaluación se ha realizado fijando una serie de criterios los cuales integran requisitos ambientales, técnicos, energéticos y económicos, que están alineados con la política fijada por la organización generadora del residuo.

Los criterios definidos para la selección de alternativas de tratamiento son: nivel de madurez tecnológica, los subproductos generados y el coste total derivado de los costes de inversión y de operación de la alternativa seleccionada.

A continuación, se profundizará en cada uno de los criterios para proceder con la aplicación de la metodología de valoración de alternativas.

8.1 Nivel de madurez tecnológica

El nivel de madurez de las tecnologías asociadas a cada alternativa se determina con base la metodología TRL (Technology Readiness Levels), basado en tres juicios de evaluación, los cuales son: el ambiente de investigación, el desarrollo tecnológico e innovación y la aplicación práctica, en una escala entre 1 y 9, correspondiente a la clasificación por niveles contemplados en dicha metodología (EU,2014). Los parámetros de los criterios utilizados se listan continuación:

Niveles TRL: ambiente de investigación.

- TRL 1: Principios básicos observados y reportados.
- TRL 2: Concepto y/o aplicación tecnológica formulada.
- TRL 3: Función crítica analítica y experimental y/o prueba de concepto característica.
- TRL 4: Validación de componente y/o disposición de estos en entorno de laboratorio.

- TRL 5: Validación de componente y/o disposición de estos en un entorno relevante.
- TRL 6: Modelo de sistema o subsistema o demostración de prototipo en un entorno relevante
- TRL 7: Demostración de sistema o prototipo en un entorno real.
- TRL 8: Sistema completo y certificado a través de pruebas y demostraciones.
- TRL 9: Sistema probado con éxito en entorno real.

En la tabla 8 se presenta la valoración de los niveles del ambiente de investigación.

Tabla 8. Particularidades del ambiente de investigación. *Fuente:* E.C.,2014.

| Nivel | Descripción |
|-------|-------------------------|
| TRL1 | Ambiente de laboratorio |
| TRL2 | |
| TRL3 | |
| TRL4 | |
| TRL5 | Ambiente de simulación |
| TRL6 | |
| TRL7 | Ambiente real |
| TRL8 | |
| TRL9 | |

Niveles TRL según criterio: desarrollo tecnológico e innovación.

- TRL 1: Investigación básica.
- TRL 2: Formulación de la tecnología.
- TRL 3: Investigación aplicada. Prueba de concepto.

- TRL 4: Desarrollo a pequeña escala (laboratorio).
- TRL 5: Desarrollo a escala real.
- TRL 6: Sistema/prototipo validado en entorno simulado.
- TRL 7: Sistema/prototipo validado en entorno real.
- TRL 8: Primer sistema/prototipo comercial.
- TRL 9: Aplicación comercial.

En la Tabla 9 se muestra la valoración del desarrollo tecnológico e innovación.

Tabla 9. Particularidades desarrollo tecnológico e innovación. *Fuente:* E.C.,2014.

| Nivel | Descripción |
|-------|---------------|
| TRL1 | Investigación |
| TRL2 | |
| TRL3 | |
| TRL4 | |
| TRL5 | Desarrollo |
| TRL6 | |
| TRL7 | Innovación |
| TRL8 | |
| TRL9 | |

Niveles TRL según criterio: aplicación práctica.

- TRL 1: Investigación básica.
- TRL2 – TRL 4: Concepto tecnológico. Prueba de concepto. Validación en laboratorio.
- TRL 5: Validación en entorno relevante.

- TRL 6: Demostración en entorno relevante.
- TRL 7: Demostración en entorno operacional (real).
- TRL 8: Sistema completo y certificado.
- TRL 9: Despliegue.

En la Tabla 10 se muestra la valoración según la aplicación práctica.

Tabla 10. Particularidades aplicación práctica. *Fuente:* E.C.,2014.

| Nivel | Descripción |
|-------|---|
| TRL1 | Prueba de concepto Investigación industrial |
| TRL2 | |
| TRL3 | |
| TRL4 | Prototipo/Demostrador Desarrollo tecnológico |
| TRL5 | |
| TRL6 | |
| TRL7 | |
| TRL8 | Producto o servicio comerciable Certificaciones pruebas específicas |
| TRL9 | Despliegue |

Para evaluar el nivel de madurez de cada las técnicas asociadas a cada alternativa propuesta para el aprovechamiento del residuo en cuestión, se consolida la información recopilada en la descripción de cada tecnología; se valora cada criterio y se escoge como nivel de madurez el menor valor de los tres asignados.

La evaluación de las tecnologías del sector de la construcción propuestas se muestra en las siguientes tablas.

Tabla 11. Nivel de madurez obtención baldosas cerámicas. *Fuente:* Elaboración propia

| Nivel | Descripción | Justificación |
|-------|------------------------|---|
| TRL 6 | Ambiente simulación | Demostración prototipo en entorno relevante. |
| TRL 6 | Desarrollo | La tecnología ha sido validada en entorno simulado. |
| TRL 6 | Desarrollo tecnológico | La tecnología esta aplicada a la industria. |

De acuerdo con la clasificación de la Tabla 11 se determina que el nivel de madurez de la tecnología es TRL 6.

El grado de madurez tecnológica de la tecnología asociada a la producción de cemento se describe en la tabla 12.

Tabla 12. Nivel de madurez producción de cemento. *Fuente:* Elaboración propia

| Nivel | Descripción | Justificación |
|-------|---------------|---|
| TRL 9 | Ambiente real | La tecnología ha sido probada con éxito en entorno real. |
| TRL 9 | Innovación | La tecnología es innovadora cuenta con aplicaciones industriales comprobadas. |
| TRL 9 | Despliegue | La tecnología ha sido empleada hace varios años aplicada en la industria. |

De acuerdo con la clasificación de la Tabla 12 se determina que el nivel de madurez de la tecnología es TRL 9.

A continuación, se muestra se define el grado de madurez tecnológica de la tecnología asociada a la producción de puzolana se describe en la tabla 13.

Tabla 13. Nivel de madurez obtención puzolana. *Fuente:* Elaboración propia

| Nivel | Descripción | Justificación |
|-------|-------------------------|--|
| TRL 5 | Desarrollo tecnológico. | La tecnología se encuentra en validación en entorno relevante. |
| TRL 5 | Desarrollo | La tecnología se encuentra en desarrollo a escala piloto. |
| TRL 5 | Ambiente simulación | La tecnología se encuentra en validación de las etapas de proceso. |

De acuerdo con la clasificación de la Tabla 13 y aplicando la metodología TRL se determinó que el nivel de madurez de la tecnología es TRL 5.

El nivel de madurez tecnológica de las alternativas de recuperación energética se obtiene en las siguientes tablas de valoración. Inicialmente en la tabla 14 se determina el nivel de madurez de la incineración basado en la investigación preliminar realizada en el capítulo 7.

Tabla 14. Nivel de madurez tecnología incineración. *Fuente:* Elaboración propia

| Nivel | Descripción | Justificación |
|-------|---------------|---|
| TRL 9 | Ambiente real | La tecnología ha sido probada con éxito en entorno real. |
| TRL 9 | Innovación | La tecnología tiene aplicación comercial comprobada. |
| TRL 9 | Despliegue | La incineración de lodos de destintado está probada en la industria del papel desde hace décadas. |

Con base a la aplicación de la metodología TRL se determinó que el nivel de madurez de la tecnología es TRL 9.

Para la tecnología de gasificación se presenta la valoración en la tabla 15.

Tabla 15. Nivel de madurez tecnología gasificación. *Fuente:* Elaboración propia

| Nivel | Descripción | Justificación |
|-------|---------------|--|
| TRL 9 | Ambiente real | Instalaciones operando con residuos para la producción de energía eléctrica y térmica. |
| TRL 9 | Innovación | La tecnología tiene aplicación en 85 plantas de gasificación de residuos. |
| TRL 9 | Despliegue | La gasificación de lodos está desplegada en la industria hace décadas. |

El resultado de la valoración de la metodología TRL arroja un nivel de madurez de la tecnología TRL 9.

Se finaliza con la evaluación de la tecnología de pirólisis mostrada a continuación en la tabla 16.

Tabla 16. Nivel de madurez tecnológica pirólisis. *Fuente:* Elaboración propia

| Nivel | Descripción | Justificación |
|-------|-------------------------------------|---|
| TRL 9 | Ambiente real | La tecnología ha sido probada con éxito a escala piloto. |
| TRL 9 | Innovación | La tecnología tiene aplicación comercial comprobada. |
| TRL 8 | Producto o servicio comercializable | Es una tecnología desarrollada pero no presenta un escalado industrial con lodos de destintado. |

El resultado de la valoración de la metodología TRL arroja un nivel de madurez de la tecnología TRL 8.

En la tabla 17 se consolidan los resultados de la evaluación del nivel de madurez tecnológica para las alternativas seleccionadas.

Tabla 17. Consolidación de la valoración TRL . *Fuente:* Elaboración propia

| Alternativa | Pirolisis | Gasificación | Incineración | Producción de Puzolana | Producción de cemento | Baldosas Cerámicas |
|------------------|-----------|--------------|--------------|------------------------|-----------------------|--------------------|
| Nivel de madurez | 8 | 9 | 9 | 5 | 9 | 6 |

8.2 Coste total tecnológico

Al analizar los procesos de producción para las alternativas propuestas se obtienen puntos en común como el valor de las tarifas para la gestión del residuo que, para las empresas cementeras, revestimientos y pavimentos cerámicos se encuentran en un valor medio de 152 €/t de acuerdo con el sondeo comercial realizado por la empresa papelera. El suministro de materias primas afecta específicamente al proceso de producción de baldosas cerámicas a partir de lodos de destintado, ya que implica la demanda de residuos de vidrio para completar la pasta cerámica de acuerdo con la investigación realizada por Maschio et al. Al revisar el mercado del reciclaje de vidrio en Colombia se obtiene un precio

medio de 44 €/t (Arroyave, 2014). En la tabla 18, se consolida el resultado de los costos obtenidos para cada alternativa

Tabla 18. Comparativa de los costes de las tecnologías del sector de la construcción. *Fuente:* Elaboración propia.

| | Baldosas cerámicas | Cemento | Puzolana |
|---------------------------|--------------------|---------|----------|
| Tarifa disposición *(€/t) | 152 | 152 | 152 |
| Materias Primas (€/t) | 44 | N/A | N/A |
| Costo Total (€/t) | 196 | 152 | 152 |

Las tecnologías de recuperación de energía representan una forma de aprovechar el potencial calorífico de los residuos y como es natural tienen asociados unos costos de inversión y operativos que suponen un elemento muy importante en la toma de decisiones para la ejecución de proyectos de esta índole. En la tabla 19 se consolidan los costos de inversión y operativos discriminados en el capítulo 7 sobre las técnicas de generación de energía.

Tabla 19. Comparativa de los costos de las tecnologías de recuperación de energía *Fuente:* Elaboración propia.

| | Incineración | Gasificación | Pirolisis |
|-------------------------|--------------|--------------|-----------|
| Costos Inversión (€/t) | 101.44 | 117.7 | 64.9 |
| Costos Operativos (€/t) | 38.56 | 13.6 | 76.3 |
| Costos Total (€/t) | 140 | 132 | 141 |

Los costes de inversión son menores para la pirolisis. Sin embargo, cuando se comparan los costes operativos dicha tecnología supera sustancialmente a la gasificación y a la incineración. En términos generales, la gasificación presenta los menores costos totales en comparación a las demás tecnologías.

8.3 Subproductos generados

Cada proceso ligado a las alternativas propuestas de aprovechamiento tiene asociada una generación de subproductos y emisiones, los cuales son materia de análisis para la adecuada selección de la tecnología. De este modo, las condiciones para llevar a cabo los tratamientos térmicos de las técnicas propuestas para la gestión del residuo se señalan en la tabla 20. Es importante resaltar que se ponen en consideración la generación de los subproductos más representativos, por ende, se resalta la generación de dioxinas y furanos determinantes en la valoración de este criterio establecido; esto no quiere decir que no se generen otros contaminantes relacionados con efluentes líquidos y material particulado propios de las tecnologías de control de emisiones sujetas al cumplimiento legal y de gestión del impacto ambiental.

Tabla 20. Condiciones de reacción de alternativas de aprovechamiento. *Fuente:*

| Parámetro | Pirolisis | Gasificación | Incineración | Puzolana | Cemento | Baldosas |
|-------------------------------|---|---|--|--|--|--|
| Temperatura reacción (°C) | 400-800 | 500-1600 | 800-1450 | 650-700 | 1420-1480 | 1150-1220 |
| Atmosfera | Inerte/ Nitrógeno | Oxígeno | Aire | Aire | Aire | Aire |
| Productos del proceso | | | | | | |
| Fase gas | H ₂ , CO, H ₂ O, N ₂ , CnHm, | H ₂ , CO, CO ₂ , CH ₄ , H ₂ O, N ₂ | CO ₂ , H ₂ O, N ₂ | CO ₂ , H ₂ O, N ₂ | CO ₂ , H ₂ O, N ₂ | CO ₂ , H ₂ O, N ₂ |
| Fase líquida | Aceite de pirolisis, H ₂ O | | | | | |
| Fase sólida | Ceniza, coque | Escoria, ceniza | Escoria, ceniza | Puzolana | Clinker | Baldosas |
| Generación Dioxinas Furanos * | Baja | Media | Alta | Media | Media | Media |

Se observa que una de las principales ventajas de las alternativas relacionadas con el sector de la construcción es que prácticamente el residuo se convierte en una materia prima la cual está íntimamente ligada al producto obtenido, por este motivo los subproductos generados son los de fase gaseosa de la reacción de combustión. Claramente, a medida que se originan más subproductos en el proceso la gestión aumenta y con eso los costos derivados del control, aprovechamiento y/o disposición de estos.

En cuanto al riesgo de generación de dioxinas y furanos, el mayor se presenta en el proceso de incineración, seguido de los procesos de gasificación, producción de cemento, puzolana, baldosas cerámicas con un riesgo medio y finalmente el de pirolisis con un riesgo bajo. Los procesos de gasificación y de pirolisis, debido a la necesidad de tener una atmosfera reductora para que se puedan propiciar las reacciones químicas, esa condición supone un riesgo de generación medio para la gasificación y bajo para la pirólisis dado que esta ultima la presencia de oxígeno es nula en el proceso.

8.4 Valoración multicriterio

El método empleado de valoración de alternativas es el proceso analítico jerárquico (AHP) que selecciona las alternativas propuestas en función de los criterios antes definidos y que deberán ser jerarquizados. En la estructura jerárquica, el objetivo principal que consiste en la selección de la alternativa más adecuada para el aprovechamiento del residuo se encuentra en el nivel más elevado, los criterios en el segundo nivel, y las alternativas en el tercer nivel tal y como se ilustra en la Figura 36.

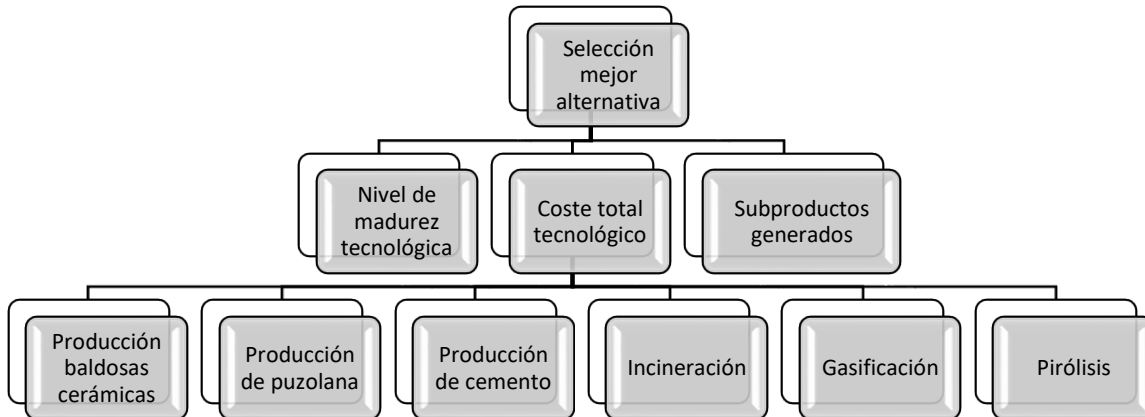


Figura 36. Estructura jerárquica AHP del proyecto. *Fuente:* Elaboración propia

Cuando es definida la estructura jerárquica, se inicia la comparación de cada uno de los criterios y la comparación directa por parejas de las alternativas respecto a los criterios definidos. Para ello se utilizan matrices de decisión pareadas usando la escala fundamental de la tabla 21 del método (Saaty, 1980).

Tabla 21. Escala fundamental de comparación por pares. *Fuente:* Saaty, 1980.

| Escala numérica | Escala verbal | Explicación |
|-----------------|--|--|
| 1 | Igual importancia | Los dos elementos contribuyen igualmente a la propiedad o criterio. |
| 3 | Moderadamente más importante un elemento que en otro | El juicio y la experiencia previa favorecen a un elemento frente al otro. |
| 5 | Fuertemente más importante un elemento que en otro | El juicio y la experiencia previa favorecen fuertemente a una elemento frente al otro. |
| 7 | Mucho más fuerte la importancia de un elemento que la del otro, | Un elemento domina fuertemente. Su dominación está probada en práctica. |
| 9 | Importancia extrema de un elemento frente al otro. | Un elemento domina al otro con el mayor orden de magnitud posible. |
| 2,4,6 y 8 | Los valores 2, 4, 6 y 8 suelen utilizarse en situaciones intermedias, cuando es necesario matizar. | |

Las matrices de decisión cumplen con las siguientes propiedades:

- Reciprocidad
- Homogeneidad
- Consistencia

Por ejemplo, si el nivel de madurez tecnológica (i) es moderadamente más importante que el coste total tecnológico (j), la posición en la matriz será $a_{ij} = 3$, entonces cuando se compare el coste total tecnológico con el nivel de madurez la posición en la matriz será, $a_{ji} = 1/3$. En relación con la homogeneidad si i y j son igualmente importantes, $a_{ij} = a_{ji} = 1$, y, además, $a_{ii} = 1$ para todo i).

La consistencia se obtiene mediante la relación 1, que determina el índice de consistencia (CI) donde λ_{max} es el máximo autovalor y n corresponde a la dimensión de la matriz de decisión. Un índice de consistencia igual a cero significa que la consistencia es completa.

$$CI = \frac{\lambda_{max} - n}{n - 1} \quad (1)$$

λ_{max} se determina al normalizar la matriz y al calcular los pesos (W_i) que hacen referencia a la importancia relativa de cada criterio, o a las prioridades de las alternativas respecto a un determinado criterio. En la ecuación (2), N corresponde a la sumatoria de la evaluación obtenida para cada alternativa.

$$\lambda_{max} = \sum N * W_i \quad (2)$$

Una vez obtenido el CI, se obtiene la relación de consistencia (CR) de la ecuación 3 y de la tabla 22 que define el índice de consistencia aleatorio (RI), siendo aceptado siempre que no supere los valores indicados en la tabla 23. Si en una matriz se supera el CR máximo, hay que revisar las ponderaciones.

Tabla 22. Índice de consistencia aleatorio. *Fuente:* Saaty, 1980.

| Tamaño de la matriz | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
|---------------------|---|------|-----|------|------|------|------|------|------|
| Índice aleatorio | 0 | 0.58 | 0.9 | 1.12 | 1.24 | 1.32 | 1.41 | 1.45 | 1.49 |

$$CR = \frac{CI}{RI} \quad (3)$$

Tabla 23. Porcentajes máximos del ratio de consistencia CR. *Fuente:* Saaty, 1980.

| Tamaño de la matriz (n) | Ratio de consistencia |
|-------------------------|-----------------------|
| 3 | 5 % |
| 4 | 9 % |
| 5 o mayor | 10 % |

La valoración por el método AHP se realizó con la ayuda de un panel de expertos en donde sobresalen algunos funcionarios de la empresa papelera y académicos de la Universidad Jaume I, los cuales evaluaron mediante una serie de cuestiones los criterios de valoración y las alternativas de aprovechamiento identificadas (Ver anexo 15.1). Los resultados de las evaluaciones se promedian y se consolidan en las matrices de decisión mostradas a continuación:

En la matriz de comparación de criterios de la tabla 24, se observa que el criterio que tiene más peso es el coste total tecnológico, seguido por el coste total tecnológico.

Tabla 24. Matriz de comparación de criterios. *Fuente:* Elaboración propia.

| Criterios | Nivel de madurez tecnológico | Coste total tecnológico | Subproductos generados | Normalización | | | Sumatoria Normalización | Wi |
|------------------------------|------------------------------|-------------------------|------------------------|---------------|-------------|-------------|-------------------------|------------|
| | | | | | | | | |
| Nivel de madurez tecnológico | 1.00 | 1/5 | 1/5 | 0.10 | 0.10 | 0.10 | 0.30 | 0.09 |
| Coste total tecnológico | 5.00 | 1.00 | 2.00 | 0.50 | 0.60 | 0.60 | 1.70 | 0.56 |
| Subproductos generados | 5.00 | ½ | 1.00 | 0.50 | 0.30 | 0.30 | 1.11 | 0.35 |
| Total (N) | 11.00 | 1.70 | 3.20 | 1.00 | 1.00 | 1.00 | 3.00 | 100 |

Calculados W_i y N se procede a determinar la relación de consistencia y se comprueba la validez de las ponderaciones como se observa en la tabla 25.

Tabla 25. Validación de la ponderación de criterios. *Fuente:* Elaboración propia.

| λ_{Max} | CI | RI | CR | Validez CR < 5 % |
|-----------------|------|------|-------|---------------------|
| 3.05 | 0.02 | 0.58 | 4.29% | Valido |

La comparación por parejas de las alternativas para cada uno de los criterios se presenta en la siguiente sección. Primero se inicia con el nivel de madurez tecnológica en donde se obtiene la matriz de decisión de la tabla 26, con el resultado de la normalización y los pesos (W_i) calculados. En el anexo 16.2 se presentan las matrices de normalizadas para cada ponderación.

Tabla 26. Matriz de comparación del nivel de madurez tecnológica. *Fuente:* Elaboración propia.

| Alternativas | Baldosas cerámicas | Producción de cemento | Producción de puzolana | Incineración | Gasificación | Pirólisis | Sumatoria Normalización | W_i |
|------------------------|--------------------|-----------------------|------------------------|--------------|--------------|-------------|-------------------------|------------|
| Baldosas cerámicas | 1.00 | 1/5 | 1/3 | 0.11 | 0.14 | 0.33 | 0.19 | 0.03 |
| Producción de cemento | 5.00 | 1.00 | 5.00 | 0.33 | 1.00 | 3.00 | 1.20 | 0.20 |
| Producción de puzolana | 3.00 | 0.20 | 1.00 | 0.20 | 0.20 | 0.33 | 0.35 | 0.06 |
| Incineración | 9.00 | 3.00 | 5.00 | 1.00 | 3.00 | 5.00 | 2.52 | 0.42 |
| Gasificación | 7.00 | 1.00 | 5.00 | 0.33 | 1.00 | 2.00 | 1.18 | 0.20 |
| Pirólisis | 3.00 | 0.33 | 3.00 | 0.20 | 0.33 | 1.00 | 0.56 | 0.09 |
| Total (N) | 28 | 3.87 | 26 | 3.83 | 3.83 | 7.53 | 6.00 | 100 |

De la tabla 26 se observa que la incineración tiene el mayor peso por el alto grado de madurez de la tecnología en el entorno industrial. Las tecnologías de producción de cemento y de gasificación le siguen con un porcentaje del 20 %.

El valor de la relación de consistencia obtenido en la tabla 27 es válido debido a que no supera el 10 % de acuerdo con la tabla 23 (Porcentajes máximos del ratio de consistencia CR)

Tabla 27. Validez ponderación nivel de madurez tecnológico. *Fuente:* Elaboración propia.

| λ_{Max} | CI | RI | CR | Validez CR < 10 % |
|-----------------|------|------|------|----------------------|
| 6.28 | 0.06 | 1.24 | 4.5% | Valido |

El resultado de la ponderación de las alternativas frente al coste total tecnológico se muestra a continuación en la tabla 28.

Tabla 28. Matriz de comparación del coste total tecnológico. *Fuente:* Elaboración propia.

| Alternativas | Baldosas cerámicas | Producción de cemento | Producción de puzolana | Incineración | Gasificación | Pirólisis | Sumatoria Normalización | Wi |
|---------------------------|-----------------------|-----------------------------|------------------------------|--------------|--------------|-----------|----------------------------|------|
| Baldosas cerámicas | 1.00 | 0.30 | 0.30 | 0.17 | 0.14 | 0.20 | 0.20 | 0.03 |
| Producción de cemento | 3.00 | 1.00 | 1.00 | 0.33 | 0.20 | 0.33 | 0.46 | 0.08 |
| Producción de puzolana | 3.00 | 1.00 | 1.00 | 0.33 | 0.14 | 0.33 | 0.44 | 0.07 |
| Incineración | 5.00 | 3.00 | 3.00 | 1.00 | 0.33 | 1.00 | 1.10 | 0.18 |
| Gasificación | 7.00 | 7.00 | 7.00 | 3.00 | 1 | 3.00 | 2.70 | 0.45 |
| Pirólisis | 5.00 | 3.00 | 3.00 | 1.00 | 0.33 | 1.00 | 1.10 | 0.18 |
| Total (N) | 24.00 | 15.27 | 15.27 | 5.84 | 2.15 | 5.87 | 6.00 | 1.00 |

De la tabla 28 se observa que la gasificación tiene el mayor peso respecto al coste total tecnológico.

El valor de la relación de consistencia obtenido en la tabla 29 es válido debido a que no supera el 10 % de acuerdo con la tabla 23 (Porcentajes máximos del ratio de consistencia CR)

Tabla 29. Validez ponderación coste total tecnológico. *Fuente:* Elaboración propia.

| λ_{Max} | CI | RI | CR | Validez CR < 10 % |
|-----------------|------|------|--------|----------------------|
| 6.22 | 0.04 | 1.24 | 3.50 % | Valido |

La ponderación respecto a los subproductos generados en cada alternativa se presenta en la tabla 30.

Tabla 30. Matriz de comparación de los subproductos generados. *Fuente:* Elaboración propia.

| Alternativas | Baldosas cerámicas | Producción de cemento | Producción de puzolana | Incineración | Gasificación | Pirólisis | Sumatoria Normalización | Wi |
|------------------------|--------------------|-----------------------|------------------------|--------------|--------------|-----------|-------------------------|------|
| Baldosas cerámicas | 1.00 | 1.00 | 1.00 | 5.00 | 1.00 | 0.20 | 0.71 | 0.12 |
| Producción de cemento | 1.00 | 1.00 | 1.00 | 5.00 | 1.00 | 0.20 | 0.71 | 0.12 |
| Producción de puzolana | 1.00 | 1.00 | 1.00 | 5.00 | 1.00 | 0.20 | 0.71 | 0.12 |
| Incineración | 0.20 | 0.20 | 0.20 | 1.00 | 0.20 | 0.11 | 0.18 | 0.03 |
| Gasificación | 1.00 | 1.00 | 1.00 | 5.00 | 1.00 | 0.20 | 0.71 | 0.12 |
| Pirólisis | 5.00 | 5.00 | 5.00 | 9.00 | 5.00 | 1.00 | 3.00 | 0.50 |
| Total (N) | 9.20 | 9.20 | 9.20 | 30 | 9.20 | 1.91 | 6.00 | 1.00 |

De la tabla 30 se observa que la pirólisis tiene el mayor peso respecto a los subproductos generados, lo cual es lógico considerando el bajo riesgo de generación de dioxinas y furanos. El valor de la relación de consistencia obtenido en la tabla 31 es válido debido a que no supera el 10 % de acuerdo con la tabla 23 (Porcentajes máximos del ratio de consistencia CR)

Tabla 32. Validez ponderación coste total tecnológico. *Fuente:* Elaboración propia.

| λ_{Max} | CI | RI | CR | Validez CR < 10 % |
|-----------------|------|------|--------|----------------------|
| 6.18 | 0.03 | 1.24 | 2.86 % | Valido |

Finalizado el cálculo de las ponderaciones (W_i) de cada criterio y de las alternativas respecto a dichos criterios, se procede a calcular la ponderación final a partir del producto de la matriz de ponderación de criterios por la matriz de ponderación de alternativas. La alternativa que tenga el mayor peso es seleccionada como la adecuada para el aprovechamiento de los lodos destintado.

En la tabla 33 se observa que la alternativa con la mayor ponderación es la gasificación, por tanto, es la seleccionada para continuar con el diseño del proceso para el aprovechamiento del residuo.

Tabla 33. Ponderación final del método AHP. *Fuente:* Elaboración propia.

| Alternativas | Ponderación de alternativas nivel madurez tecnológica | Ponderación de alternativas coste total tecnológico | Ponderación de alternativas Subproductos generados | Ponderación final de alternativas |
|------------------------|---|---|--|-----------------------------------|
| Baldosas cerámicas | 0.03 | 0.03 | 0.12 | 6% |
| Producción de cemento | 0.20 | 0.08 | 0.12 | 10% |
| Producción de puzolana | 0.06 | 0.07 | 0.12 | 9% |
| Incineración | 0.42 | 0.18 | 0.03 | 15% |
| Gasificación | 0.20 | 0.45 | 0.12 | 31% |
| Pirólisis | 0.09 | 0.18 | 0.50 | 29% |

9. REQUISITOS DE DISEÑO

9.1 Requisitos generales

Los requisitos generales establecidos para el diseño del proyecto son:

- En el diseño se prioriza la optimización del proceso productivo, reduciendo los traslados de materiales, recorridos de maquinaria y consumos globales de energía eléctrica, agua y combustibles.
- Se debe tener en cuenta la facilidad en la operación, supervisión y control durante la operación y mantenimiento de la instalación propuesta.
- La instalación propuesta se debe ajustar al esquema de proceso de la empresa productora de papel.
- Se debe cumplir la legislación ambiental en materia de emisiones, gestión de residuos y vertimientos líquidos.
- La planta de gasificación deberá tratar el 100 % de los lodos de destintado generados en la empresa.

9.2 Requisitos del proceso

Los requisitos relacionados con el proceso son los siguientes:

- La temperatura de la planta de gasificación definida es de 850 °C. La temperatura de entrada de gas de síntesis al motor debe ser menor a 80 °C.

- En cuanto a la humedad de los lodos de destintado, se requiere que este en un rango 10-15 % (IDAE,2006).
- Se requiere un ratio equivalente entre 0.2-0.4, de forma tal que se asegure un poder calorífico inferior aceptable y que el contenido de alquitranes no represente un problema para la operación.
- Se establecen 3 turnos de trabajo con jornadas laborales de 8 horas cada uno, acorde a la rotación que maneja actualmente la empresa y, por consiguiente, a la generación de lodos que se presenta durante las 24 horas del día.
- Se dará cumplimiento al sistema de gestión de la seguridad industrial y salud ocupacional.

9.3 Instalaciones y equipos

Los requisitos relacionados con las instalaciones son los siguientes:

- La instalación de los equipos de instrumentación y control de la planta de gasificación propuesta deberá contemplar el espacio disponible en el edificio de control actual y definir la necesidad de realizar una ampliación lo que conllevaría a una obra civil.
- Para el arranque de los equipos de la planta se requiere del soporte técnico en sitio de los proveedores, de tal forma que se puedan corregir adecuadamente cualquier tipo de situaciones que se puedan presentar.
- Las obras civiles deberán contar con estudios de suelos donde se soporte la necesidad o no de pilotaje para el soporte de las estructuras. Lo anterior, se requiere debido a la necesidad en antiguos proyectos de esta técnica por la inestabilidad del suelo.

10. DISEÑO DEL PROCESO DE GASIFICACIÓN

10.1 Etapas del proceso

En la figura 37, se muestra el esquema del proceso de gasificación que se compone de las etapas de secado, alimentación de los lodos de destintado al gasificador, la gasificación, el acondicionamiento del gas y, por último, la generación de electricidad. La descripción de cada una de las etapas se realizará a lo largo de esta sección.

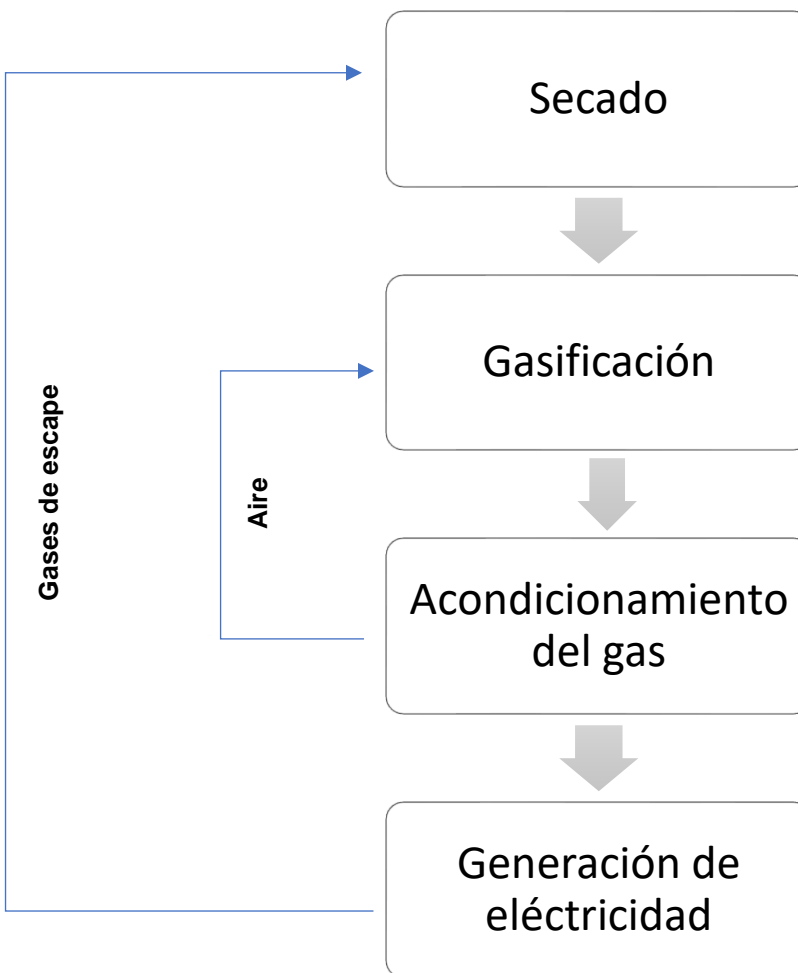


Figura 37. Esquema del proceso de gasificación. *Fuente:* Elaboración propia.

El proceso inicia con el secado de los lodos de destintado, el cual tiene como finalidad reducir la humedad de estos a valores del 10 al 15% considerados como los más adecuados para el proceso de gasificación (IDEA,2007). Seguido a esto, el residuo es transportado por medio de una cinta transportadora hacia el sistema de alimentación del gasificador que está compuesto por dos tolvas las cuales están aisladas y son accionadas mediante un grupo de válvulas para impedir la entrada de aire al equipo. Los lodos ingresan por la parte inferior del gasificador, estos entran en contacto con el lecho generado con la entrada de aire como agente gasificante y se produce el gas de síntesis y las cenizas que son eliminadas por la parte inferior del gasificador. El gas de síntesis que se genera es conducido a la etapa de acondicionamiento, la cual está configurada como se muestra en la figura 38. El gas de síntesis producido en el reactor arrastra una concentración de partículas de cenizas y de alquitranes, lo cual es perjudicial para la vida útil de los demás equipos. El sistema de acondicionamiento del gas deberá tener la capacidad para remover las partículas (cenizas y alquitranes) antes de ingresar a la etapa de generación eléctrica.

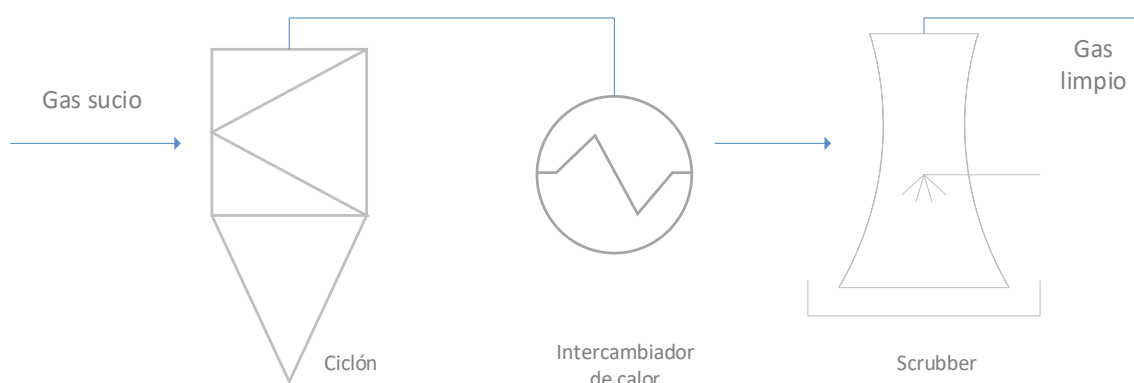


Figura 38. Esquema de la etapa de acondicionamiento del gas. Fuente: Elaboración propia.

El gas sucio ingresa a un ciclón de alta capacidad que se encarga de remover las partículas de cenizas y de alquitrán las cuales presentan un tamaño aproximado de $36 \mu\text{m}$ (Proenza,2013). El ciclón representa uno de los equipos más flexibles desde el punto de vista técnico porque permite ser diseñado con una gran variedad de materiales que son compatibles con la composición del gas y a temperaturas de hasta $1000 \text{ }^\circ\text{C}$, con lo que se adecua perfectamente a las condiciones del proceso de gasificación.

El gas de síntesis generado en el reactor se encuentra a altas temperaturas, lo cual hace viable que parte de esa de energía térmica sea aprovechada en el calentamiento del aire utilizado como agente gasificante. Por tanto, a la salida del ciclón el gas ingresa a un intercambiador de calor en donde se transfiere energía al aire que va a ser suministrado al gasificador. Seguido a esto, el gas entra a la unidad scrubber, la cual es la encargada de eliminar los alquitranes que no han sido removidos en procesos anteriores y reducir la temperatura por debajo de los 80 °C del gas de síntesis, acorde al cumplimiento de las condiciones de operación del motor de combustión interna (Logic-energy). El scrubber es un equipo que sobresale por su simplicidad y alta eficacia de recolección de partículas finas entre 0.5 y 10 micras, así como también de la absorción de algunos gases generados en el proceso. (Velo E.,2008)

Finalmente, el gas de síntesis acondicionado ingresa a un motor de combustión interna cuyo objetivo es la generación de electricidad que será suministrada al proceso de producción de papel. Los gases de escape generados son conducidos a la etapa de secado para aprovechar su energía térmica para eliminar la humedad de lodos como parte de su pretratamiento.

10.2 Balances de materia y energía en cada equipo

En esta sección se presentan los equipos que componen la planta de gasificación, los balances de materia y energía y por último el diagrama de procesos. En el Anexo C, se han realizado los cálculos de los balances de materia y energía de los equipos. En la tabla 34 se relacionan los equipos de proceso de la planta de gasificación propuesta:

Tabla 34. Equipos de procesos de la planta de gasificación. *Fuente:* Elaboración propia.

| Equipo de proceso |
|----------------------------------|
| Secador |
| Gasificador de lecho fluidizado |
| Ciclón |
| Intercambiador de calor gas-aire |
| Scrubber |
| Motor de combustión interna |

La relación de los equipos auxiliares se muestra en la tabla 35:

Tabla 35. Equipos auxiliares de la planta de gasificación. *Fuente:* Elaboración propia.

| Equipos auxiliares | |
|----------------------------------|-------------------------|
| Tolva de alimentación de biomasa | Quemador de gas |
| Soplantes de gas de síntesis | Extractor de cenizas |
| Bomba de agua del scrubber | Recipiente de cenizas |
| Soplantes de aire | Recipiente de alquitrán |
| Cintas transportadoras | |

10.2.1 Secador

Para calcular la cantidad de agua a eliminar de los lodos destintado, se parte del valor del 42.57 % promedio de la humedad a la salida de la screw press de la EDAR, acorde a los datos que se muestra en la tabla 1 del análisis inmediato residuo. Luego, se establece el 10 % de humedad como requisito de diseño para el ingreso de lodos al gasificador y se obtiene el caudal de agua evaporada como se muestra en la tabla 36.

Tabla 36. Caudal de agua a evaporar en el secador. *Fuente:* Elaboración propia.

| Nombre | Datos | Unidad | Valor |
|---|--------------|--------|---------|
| Caudal de lodos húmedo | $C_{húmedo}$ | kg/h | 5780.35 |
| Humedad del lodo a la entrada del gasificador | %H | | 10 |
| Caudal de agua evaporada | C_{H_2O} | kg/h | 1734.10 |

Sabiendo que se deben eliminar 1734.10 kg/h de agua contenida en los 5780.35 kg/h que ingresan, es posible calcular en el anexo C3 la potencia necesaria para secar los lodos de acuerdo con las condiciones de diseño requerida.

10.2.2 Gasificador de lecho fluidizado

En el gasificador se desarrollan una serie de reacciones químicas para producir un gas de síntesis a partir de los lodos de destintado. Este gas tiene asociado una potencia que es igual a la sumatoria de las potencias de cada una de las sustancias químicas que lo componen. Para determinar la potencia del gas de síntesis se deben establecer primero los parámetros de operación del gasificador, el análisis elemental del lodo y la composición del gas de síntesis. Los parámetros de operación del gasificador se consolidan en la tabla 37.

Tabla 37. Datos de entrada en el gasificador. *Fuente:* Elaboración propia.

| Nombre | Datos | Unidad | Valor |
|---|--------------|--------|-------|
| Caudal de lodos | C_{lodos} | kg/s | 1.10 |
| Poder calorífico inferior del lodo | $PCI_{10\%}$ | MJ/kg | 7.71 |
| Potencia disponible de los lodos | P_{lodos} | MW | 8.54 |
| Ratio Equivalente | ER | | 0.30 |
| Temperatura de salida del gas de síntesis | T | °C | 850 |
| Flujo másico de aire | C_{Aire} | kg/s | 0.67 |
| Temperatura del flujo másico de aire | T_{sa} | °C | 646 |
| Potencia térmica disponible en el flujo de aire | P_T | MW | 0.49 |

Para la composición del gas de síntesis se toma como referencia la composición del gas obtenida de la investigación de Di Fraia et. al 2022, que se basó en la gasificación de lodos de destintado de la industria papelera y en el desarrollo de un modelo matemático aplicado a este proceso y es mostrada en la tabla 38.

Tabla 38. Composición gas de síntesis. Fuente: Di Fraia et. al 2022.

| Componente | CO | H ₂ | CO ₂ | CH ₄ | C ₂ H ₄ | N ₂ |
|------------|------|----------------|-----------------|-----------------|-------------------------------|----------------|
| (%v/v) | 6.90 | 3.80 | 11.80 | 6.70 | 4.90 | 65.90 |

En el anexo C se han realizado los cálculos realizados para determinar los caudales y potencias de las corrientes de entrada (aire, lodo) y de salida (gas de síntesis, char, alquitranes) en el gasificador . Los resultados son relacionados en las siguientes tablas:

Tabla 39. Caudales y potencias de los productos de la gasificación. *Fuente:* Elaboración propia.

| Nombre | Datos | Unidad | Valor |
|--------------------------------------|-----------------|------------------|---------|
| PCI del gas seco | PCI_{gs} | kJ/Nm^3 | 4780.44 |
| Caudal másico gas húmedo | $M_{húmedo}$ | kg/h | 5256.00 |
| Flujo másico cenizas + char extraído | F_{char} | kg/h | 1130.00 |
| Flujo de cenizas volantes | $F_{Volantes}$ | kg/h | 130.00 |
| Flujo másico alquitranes | $F_{Alquitrán}$ | kg/h | 13.90 |
| Potencia del lodo disponible | P_{lodos} | MW | 8.54 |
| Potencia del gas de síntesis | P_T | MW | 7.12 |

10.2.3 Ciclón

A continuación, se muestra en la Tabla 40 se muestra el rendimiento del ciclón y los caudales de entrada y salida de las cenizas volantes, como resultado de los cálculos realizados en el anexo C.9.

Tabla 40. Caudales y potencias de los productos de la gasificación. *Fuente:* Elaboración propia.

| Nombre | Símbolo | Unidad | Valor |
|--|-----------------|--------|-------|
| Rendimiento del ciclón | R_c | - | 90 % |
| Flujo de cenizas volantes a la entrada | $F_{volantes}$ | t/h | 0.13 |
| Flujo de cenizas volantes a la salida | $F_{Svolantes}$ | t/h | 0.01 |
| Flujo másico alquitranes | $F_{Alquitrán}$ | kg/h | 13.90 |

Las pérdidas de energía en la corriente del gas de síntesis se desprecian.

10.2.4 Intercambiador de calor aire-gas

El gas de síntesis que sale del ciclón se enfría a contracorriente con aire en un intercambiador de calor y de esta forma se aprovecha la potencia térmica de este para calentar el aire que será suministrado al gasificador, para promover las reacciones químicas del proceso de gasificación. A continuación, se presentan las consideraciones técnicas que se definieron para la operación y el cálculo de la energía recuperada:

- Se estima una caída de presión de 1.3 KPa (Arroyo C.,2011)
- El coeficiente de transferencia de calor igual a 375 W/m²*K y un área de transferencia de 4 m² (Sánchez A.,2017).
- Temperatura de entrada del gas de síntesis al intercambiador de 850 °C
- Temperatura de entrada del aire al intercambiador de 50 °C

En la Tabla 41 se muestran los valores de los parámetros de ingreso al intercambiador de calor para realizar los cálculos de los balances de materia y energía del recuperador de calor seleccionado.

Tabla 41. Valores de los parámetros de ingreso al recuperador. *Fuente:* Elaboración propia.

| Nombre | Símbolo | Unidad | Valor |
|--|-----------------|--------|-------|
| Temperatura de entrada del gas de síntesis | T_{eg} | °C | 850 |
| Temperatura de entrada del flujo másico del aire | T_{ea} | °C | 50 |
| Flujo másico de aire | $F_{Svolantes}$ | kg/h | 2412 |
| Flujo másico del gas de síntesis | $M_{húmedo}$ | kg/h | 5256 |

Los resultados de las energías intercambiadas por la corriente del gas de síntesis y las temperaturas de diseño a las salidas del intercambiador se observan en la tabla 42.

Tabla 42. Resultados de la energía transferida en el intercambiador de calor. *Fuente:* Elaboración propia.

| Nombre | Unidad | Gas de síntesis | Aire |
|---|--------|-----------------|------|
| Temperatura de salida de las corrientes | °C | 518 | 646 |
| Potencia de entrada del aire | MW | - | 0.25 |
| Energía térmica del gas | MW | 0.64 | - |
| Energía recuperada por el aire | MW | - | 0.48 |

10.2.5 Scrubber

Finalizada la etapa de transferencia de calor, el gas es conducido al Scrubber en donde se eliminan los alquitranes arrastrados en el gas de síntesis y se reduce la temperatura del gas de síntesis obtenido por debajo de los 80 °C (Velo,2008). La eficiencia de remoción de los scrubber se obtiene en función de la distribución de tamaños de partícula del material a remover, de la densidad, la geometría del equipo, el tipo de gas y la caída de presión

La figura 39 muestra la eficiencia de los equipos del fabricante Verlek, infiriéndose en términos generales, que a un tamaño de PM2.5 en adelante la eficiencia de remoción en el equipo es del 98 % como mínimo.

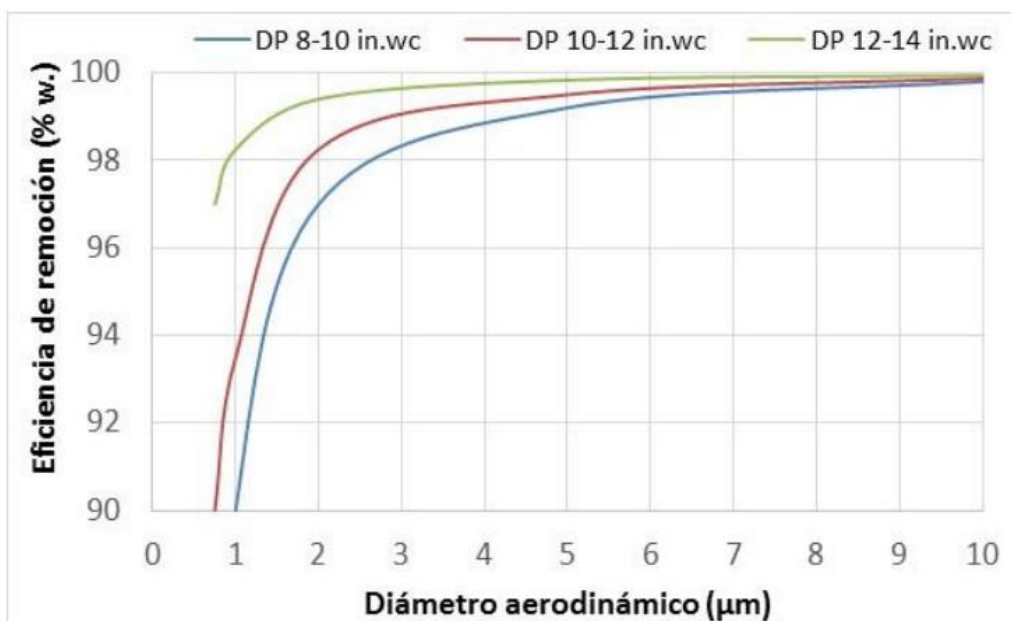


Figura 39. Eficiencia de remoción del Scrubber. *Fuente:* Verlek.

En la tabla 43, se toma como referencia una remoción del 98 % en el Scrubber y se presenta la remoción de alquitranes y de NO_x estimada en el diseño, las cuales son requeridas para dar cumplimiento a la normatividad ambiental.

Tabla 43. Remoción de contaminantes del gas de síntesis en el Scrubber. *Fuente:* Elaboración propia.

| Nombre | Unidad | Gas de síntesis |
|--|--------------------|-----------------|
| Remoción de alquitranes | % | 98.00 |
| Caudal de alquitrán separado | kg/h | 13.60 |
| Caudal de alquitranes a la salida | kg/h | 0.30 |
| Concentración de NO _x a la salida | mg/Nm ³ | 50.00 |

10.2.6 Motor de combustión interna

El gas de síntesis que ha sido acondicionado es conducido al motor de combustión interna, el cual tiene acoplado un generador que se encarga de transformar la energía química de la combustión en energía eléctrica. A continuación, en la tabla 44 se muestran los resultados obtenidos de la tabla C-22 del anexo C de la energía suministrada al proceso productivo y el rendimiento global del proceso de gasificación.

Tabla 44. Resultados de la energía transferida en el intercambiador de calor. *Fuente:* Elaboración propia.

| Datos | Valores | Unidades |
|---------------------------------|----------|-----------------------|
| Potencia del motor | 5.34 | MW |
| Energía eléctrica suministrada | 21756.50 | MWh _e /año |
| Energía gases de escape | 14633.31 | MWh _t /año |
| Energía disponible en los lodos | 46343.66 | MWh/año |
| Rendimiento de la gasificación | 78.52 % | - |

El motor seleccionado tiene una potencia eléctrica experimental superior a la teórica calculada a partir de la potencia de entrada de los gases.

Respecto a la potencia térmica de los gases de escape, el valor referenciado de 33 % fue obtenido de la experimentación realizada por Rinku (2017).

11. RESULTADOS FINALES

Una vez diseñado el proceso de gasificación, calculados los caudales másicos y potencias en cada una de las etapas, se procede a seleccionar los equipos comerciales que se adapten a las condiciones del proceso. La selección se realiza tanto para los equipos de proceso como para los equipos auxiliares.

11.1 Selección de los equipos de proceso

11.1.1 Secador S-01

Se ha seleccionado un secador de conducción rotativo de operación continua del fabricante Sernagiotto (ver figura 40), para eliminar la humedad contenida en los lodos de destintado mediante el ingreso de una mezcla de aire caliente proveniente del quemador de gas natural **Q-01A/B** y de los gases de escape del motor de combustión interna de la planta de gasificación. El secador consiste en un tambor rotatorio de doble paso con tres cilindros coaxiales por donde circula el aire entre el cilindro interno y el intermedio. El lodo ingresa en contracorriente al aire por un extremo del cilindro interno, atraviesa el secadero y retorna por el cilindro externo para salir por el mismo extremo por donde ingreso al equipo.



Figura 40. Secador Rotativo. *Fuente:* Catalogo Sernagiotto.

Una de las ventajas de este equipo es que permite variar la velocidad de rotación del tambor con la finalidad de modificar el tiempo de residencia de los lodos en el interior y de esta forma controlar la humedad a la salida del equipo, que para el caso de estudio se requiere en un 10%. De la tabla 36 se conoce que es necesario eliminar 1734.10 kg/h de agua contenida en el material que ingresa al secador para reducir la humedad desde un 42.57% a un 10%, y usando este valor, de la tabla 45 se selecciona el modelo CSD 15B que posee una capacidad de evaporación de 2000 kg/h para evaporar el agua de la humedad.

Tabla 45. Datos técnicos del secador rotativo. *Fuente:* Catalogo Sernagiotto.

| Modelo | Capacidad de evaporación (kg/h) |
|---------------|--|
| CSD 3B | 350 |
| CSD 6B | 700 |
| CSD 9B | 1000 |
| CSD 12B | 1500 |
| CSD 15B | 2000 |

El secador requiere un tiempo de parada de 30 minutos y un tiempo de puesta en funcionamiento de 45 minutos. El mantenimiento requerido es muy reducido, no requiriéndose personal especializado para su funcionamiento. En la tabla 46, se muestran las especificaciones técnicas del modelo CSD 15B

Tabla 46. Especificaciones técnicas del secador rotativo CSD 15B. *Fuente:* Catalogo Sernagiotto.

| Datos | Unidades | CSD 15B |
|------------------------------------|-----------------|----------------|
| Humedad | % | |
| Agua Evaporada | kg/h | 2000 |
| Combustible | Gas natural | |
| Consumo específico de combustible. | kcal/kg | 950 |

El consumo promedio de gas natural en el quemador es de 950 Kcal/kg de acuerdo con los datos del fabricante.

11.1.2 Gasificador GA-01

La selección del gasificador se realiza con base al caudal de lodos, la generación y PCI del gas síntesis del caso de estudio. En la tabla 46, se muestran las especificaciones técnicas del gasificador seleccionado.

Tabla 46. Especificaciones del gasificador . *Fuente:* Catalogo Greenvinci.

| Características | Unidades | Valor |
|---------------------------|--------------------|-----------|
| Consumo de biomasa | kg/h | 4000 |
| Agente gasificante | Aire | |
| Caudal de gas a la salida | Nm ³ /h | 4000-5000 |
| PCI medio del gas | MJ/Nm ³ | 2.0-6.0 |
| Temperatura del gas | °C | 850-1150 |

El gasificador seleccionado de la figura 41, tiene integrado una cinta transportadora que recibe el lodo a la salida del secador rotativo y dispone de una entrada de aire caliente que proviene del intercambiador de calor de la etapa de acondicionamiento del gas con materiales compatibles conforme a los 646 °C con los que ingresa el aire.

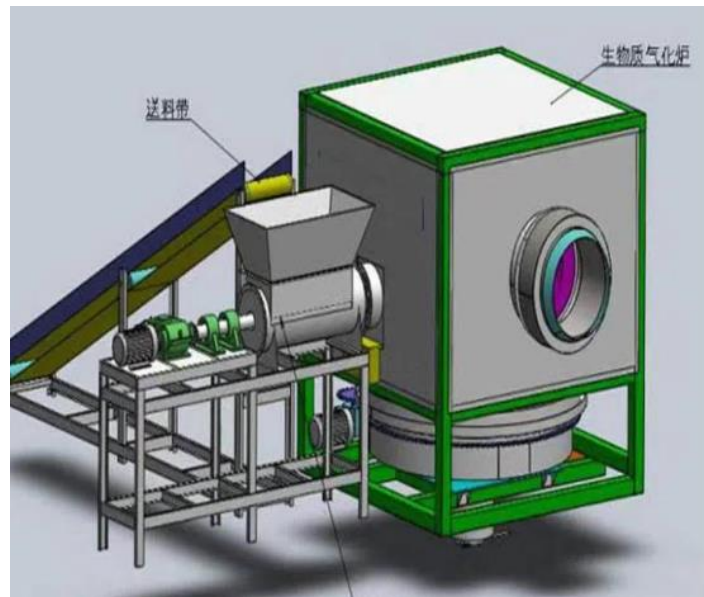


Figura 41. Gasificador de . *Fuente:* Catalogo Vincienergy.

11.1.3 Ciclón CI-01

Los ciclones de alta capacidad garantizan remociones importante para tamaños de partículas superiores a $20 \mu\text{m}$ (Echeverry C.,2006). Teniendo en cuenta las anteriores consideraciones técnicas y los cálculos realizados en el anexo C-9, se ha seleccionado como la opción más adecuada la instalación de un ciclón de alta capacidad. En la figura 42, se señalan las principales dimensiones del ciclón de entrada tangencial. El diámetro del ciclón identifica el diseño básico del equipo y las demás medidas son proporcionadas acorde al diámetro del ciclón.

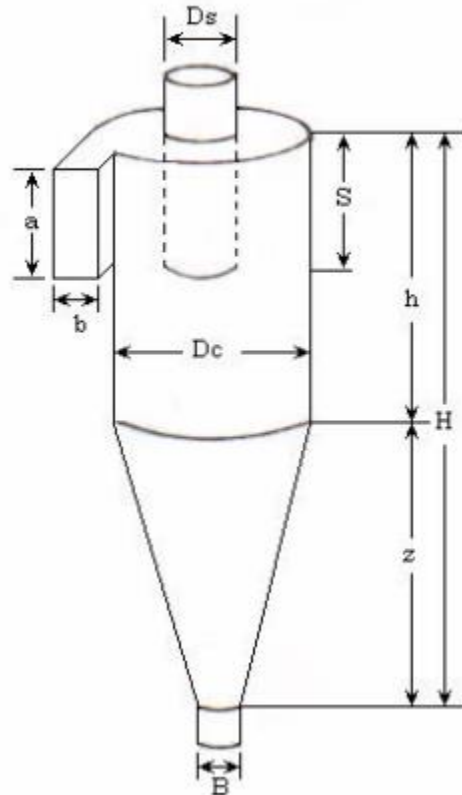


Figura 42. Esquema de dimensiones ciclón de alta capacidad. *Fuente: Echeverry C.,2006.*

En lo concerniente a las dimensiones comerciales de los ciclones de alta capacidad, se muestra en la tabla 47 las especificaciones presentadas por dos fabricantes: Stairmand y Swift. Para el caso de estudio, se selecciona el tipo Swift ya que está diseñado para partículas superiores a los 20 μm y presenta una abertura a la salida de mayor tamaño.

Tabla 47. Especificaciones técnicas fabricantes de ciclones de alta capacidad. *Fuente: Echeverry C.,2006.*

| Dimensión | Nomenclatura | Tipo de ciclón | |
|-----------------------------|--------------|----------------|-------|
| | | Stairmand | Swift |
| Diámetro del ciclón | Dc/Dc | 1.0 | 1.0 |
| Altura de entrada | a/Dc | 0.75 | 0.80 |
| Ancho de entrada | b/Dc | 0.37 | 0.35 |
| Altura de salida | S/Dc | 0.87 | 0.85 |
| Diámetro de salida | Ds/Dc | 0.75 | 0.75 |
| Altura parte cilíndrica | h/Dc | 1.50 | 1.70 |
| Altura parte cónica | z/Dc | 2.50 | 2.00 |
| Altura total del ciclón | H/Dc | 4.00 | 3.70 |
| Diámetro salida partículas | B/Dc | 0.37 | 0.40 |
| Factor de configuración | G | 29.79 | 30.48 |
| Numero cabezas de velocidad | NH | 8.00 | 7.96 |
| Numero de vórtices | N | 3.70 | 3.40 |

Para asegurar la extracción continua del material particulado se utilizará una válvula rotatoria de estrella, como la que se observa en la figura 43.



Figura 43. Sistema de descarga del ciclón. *Fuente: Echeverry C.,2006.*

11.1.4 Scrubber SC-01

El Scrubber seleccionado corresponde al de la serie LTV del fabricante Verlek, son equipos de alta eficiencia empleados para remoción de partículas, gases o partículas y gases simultáneamente por medio de contacto directo entre la corriente del gas de síntesis con microgotas de agua en aspersión. La remoción de partículas se lleva a cabo por impacto y difusión, mientras que los gases se remueven por absorción en el líquido. El sistema de lavado está compuesto principalmente por una columna Venturi, un colector centrífugo y un sistema de recirculación y tratamiento del agua de lavado, como se ilustra en la figura 44.

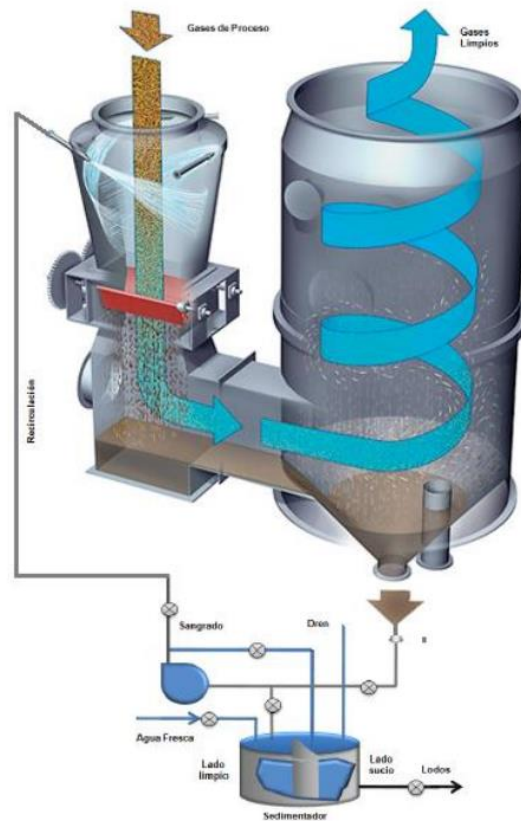


Figura 44. Funcionamiento del Scrubber. *Fuente: Verlek*

El efecto Venturi genera un cambio de presión y pulveriza el agua inyectada en forma de aerosol en la garganta, con lo cual se asegura el choque con las partículas contaminantes. Posteriormente esta niebla es separada en el separador ciclónico y eliminador de nieblas, como se observa en la figura 45.



Figura 45. Eliminador de niebla instalado en el Scrubber. *Fuente: Verlek*

La función de los eliminadores de niebla es la separación de partículas líquidas que son arrastradas por la corriente del gas de síntesis que sale del Scrubber, dejando al gas libre de partículas cuyo tamaño sea superior a las tres micras, como las partículas líquidas. Una vez que estas partículas líquidas han sido eliminadas, los gases permiten la visibilidad y se disipa la niebla.



Figura 46. Tanque sedimentador de lodos. *Fuente: Verlek*

La corriente de agua con partículas se conduce a un tanque sedimentador como el de la figura 46 ,en donde se neutraliza, se concentran los lodos a un 10 % en peso y luego son separados para recircular el agua nuevamente (Verlek).

11.1.5 Intercambiador de calor. IC-01

El intercambiador de calor tiene como objetivo la recuperación de energía del gas de síntesis a través del calentamiento del aire que será conducido hacia el gasificador como agente gasificante para que se pueda realizar las reacciones de gasificación. El gas de síntesis se enfría a contracorriente con aire como se muestra en la figura 47.

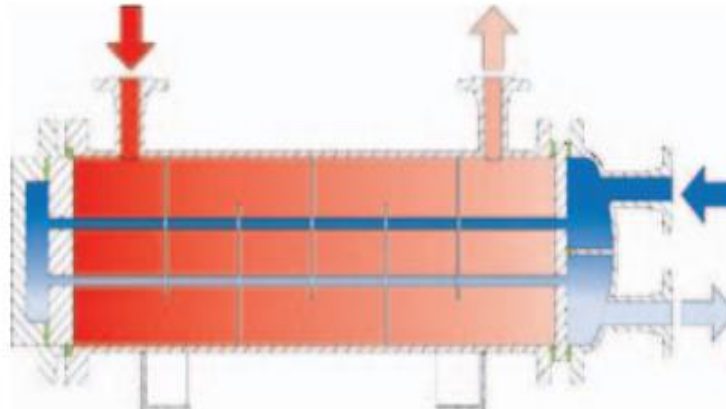


Figura 47. Intercambiador de calor gas de síntesis - aire. *Fuente: Funke GmbH*

En la tabla 48, se muestran las especificaciones técnicas del intercambiador de calor seleccionado.

Tabla 48. Especificaciones técnicas intercambiador de calor. *Fuente: Funke GmbH*

| Componente | Material | Opcional |
|-----------------------------------|------------------------|----------|
| Tubos internos | Acero fino, 1.4571 | St35.8l |
| Placas tubulares | Acero fino, 1.4571 | |
| Baffles | Acero fino, 1.4571 | |
| Carcasa | St35.8l | |
| Cámara de conexión entrada de gas | St35.8l/P 265 GH | |
| Cámara de conexión salida de gas | Acero fino, 1.4571 | |
| Pintura | color aluminio silicio | |

Las medidas de esta serie se detallan en la hoja de dimensiones

| Flujo del fluido | Sobrepresión máxima de servicio | Prueba de sobrepresión |
|------------------|---------------------------------|------------------------|
| Lado carcasa | 10 bar | |
| Lado tubos | 0,5 bar* | |

*Sobrepresión del cálculo 6 bar

11.1.6 Motor de combustión interna MCI-01

El motor de combustión interna utilizara como comburente el aire en condiciones normales de presión y temperatura. Como consideraciones de operación se definen las siguientes:

- Se asume combustión completa
- Se define un exceso de aire del 10 %

Con las anteriores consideraciones se selecciona el modelo TGC 2032 V16 del fabricante Nordic AB, teniendo en cuenta los resultados obtenidos en la tabla C-22.

Tabla 49. Especificaciones técnicas modelo motor TGC 2032 V16 *Fuente: Nordic AB.*

| Engine type | TCG 2032 | V16 |
|-------------------------------------|----------|------|
| Electrical power ³⁾ | kW | 3510 |
| Mean effective pressure | bar | 17,0 |
| Thermal output ⁴⁾ | ±8 % kW | 3125 |
| Electrical efficiency ⁵⁾ | % | 43,3 |
| Thermal efficiency ⁵⁾ | % | 38,5 |
| Total efficiency ⁵⁾ | % | 81,8 |

En la figura 48 se muestra el motor de combustión TGC 2032 V16.



Figura 48. Motor de combustión interna. *Fuente: Diesel Motor Nordic AB.*

11.2 Selección de los equipos auxiliares

11.2.1 Quemador de gas Q-01

Para el secado de los lodos se requiere una potencia del aire de 5945.92 kW de acuerdo con los cálculos realizados en la tabla C-3 de los anexos. La potencia del aire recuperado de los gases de escape del motor de combustión interna es de 640 kW, por lo que se requiere suministrar una potencia de 5305.92 kW mediante un sistema de quemadores. A continuación, en la tabla 50 se presenta las especificaciones técnicas del modelo MXS3-2000 seleccionado. Como el requerimiento de potencia es superior se eligen 2 quemadores para suplir la demanda de potencia.

Tabla 50. Especificaciones técnicas quemador de gas *Fuente: Catalogo Bruciatori Santin*

| Modelo | Kcal/h | Consumos de GLP kg/h | Consumos de metano m3/h |
|-----------|----------------------|----------------------|-------------------------|
| MXS1-200 | 200.000 (232 KW) | 16,6 | 23,5 |
| MXS1-400 | 400.000 (465KW) | 33,33 | 47,05 |
| MXS2-500 | 500.000 (581 KW) | 41,66 | 58,82 |
| MXS2-800 | 800.000 (939 KW) | 66,66 | 94,11 |
| MXS3-1200 | 1.200.000 (1.395 KW) | 100,00 | 141,17 |
| MXS3-1600 | 1.600.000 (1.860 KW) | 133,33 | 188,23 |
| MXS3-2000 | 2.000.000 (2325KW) | 166,66 | 235,29 |

Una de las ventajas que ofrecen los quemadores seleccionados es que tienen integrado el tren de soplado de aire/gas y el panel de comandos con la unidad de control.

En la figura 49 se presenta el modelo del quemador de gas seleccionado del proveedor bruciatori santin.



Figura 49. Quemador de gas natural. *Fuente: Catalogo Bruciatori Santin*

11.2.2 Cinta transportadora CT-01

Una vez el lodo es deshidratado en la screw press de la EDAR, se transporta a través de la cinta transportadora hacia el secador rotativo S-01 para ser secado a una humedad del 10 %. La distancia necesaria para el traslado es de 4 m, para lo cual es seleccionada la cinta transportadora de la figura 50.

Tabla 51 Especificaciones técnicas cinta transportadora 4.5 m *Fuente: Soroto.*

| Transportadores de banda | 4,5 m |
|--------------------------|-----------|
| Ancho de la banda | 34 cm |
| Velocidad | 32 cm/sek |
| Altura | 23 cm |
| Largo | 450 cm |
| Inclinación Max. | 30/45° |
| Motor | 240 V |
| Salida | 0.50 kW |
| Ancho del armazón | 48 cm |
| Peso | 85 kg |

En la figura 50 se muestra el modelo de la banda transportadora del proveedor SOROTO.



Figura 50. cinta transportadora 4.5 m *Fuente: Soroto.*

11.2.3 Cinta transportadora CT-02

La cinta transportadora CT-02 cumple la función de transportar el caudal de lodos (3960 kg/h) a la salida del secador hacia el gasificador, en un tramo de 6 m. El modelo seleccionado se especifica en la tabla 52

Tabla 52 Especificaciones técnicas cinta transportadora 6 m *Fuente: Soroto.*

| Transportadores de banda | 6 m |
|--------------------------|-----------|
| Ancho de la banda | 34 cm |
| Velocidad | 32 cm/sek |
| Altura | 23 cm |
| Largo | 600 cm |
| Inclinación Max. | 30/45° |
| Motor | 240 V |
| Salida | 0.55 kW |
| Ancho del armazón | 48 cm |
| Peso | 100 kg |

11.2.4 Tolva de alimentación TA-01

La tolva de alimentación recibe el flujo de lodos desde la cinta transportadora a la salida del secador CT-01 y lo almacena para mantener la alimentación continua al gasificador GA-01. Los sensores de nivel máximo y mínimo se encuentran vinculados mediante lazo de control tanto a la cinta transportadora como a la compuerta de descarga. En la tabla 53 se muestra las especificaciones técnicas del equipo seleccionado de la firma Eintragsystem für Schüttgüter.

Tabla 53. Especificaciones tolvas de alimentación Plus 19 *Fuente:* Eintragsystem für Schüttgüter.

| Capacidad de almacenamiento (m ³) | Potencia transportador (kW) | Potencia transportador cruzado (kW) | Altura máxima dosificador (mm) | Capacidad de descargar (kg/h) |
|---|-----------------------------|-------------------------------------|--------------------------------|-------------------------------|
| 4 | 0.75 | 0.55 | 1800 | 4000 |

En la figura 51 se presenta el modelo que ofrece la firma Eintragsystem für Schüttgüter.

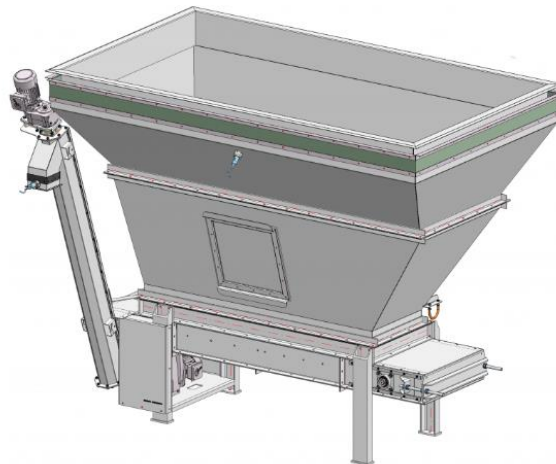


Figura 51. Tolva de alimentación de lodos. *Fuente:* Catalogo Eintragsystem für Schüttgüter.

11.2.5 Extractor de cenizas EC-01

El extractor EC-01 cumple la función de realizar la extracción de cenizas del gasificador por un sistema rompe bóvedas acoplado que asegura un llenado constante del tornillo sin fin y garantiza un caudal constante y continuo de las cenizas por cada rotación. Las especificaciones del equipo seleccionada de la marca Novatec fs se observa en la tabla 54.

Tabla 54. Extractor de cenizas Flow Control. *Fuente:* Catalogo Novatec fs.

| Capacidad de almacenamiento (m3) | Longitud sin fin (m) | Diámetro exterior sin fin (mm) | Diámetro de extracción (mm) | Longitud del tornillo (m) |
|----------------------------------|----------------------|--------------------------------|-----------------------------|---------------------------|
| 5 | 7 | 140 | 1250 | 2 |

En la figura 52 se observa el diseño del equipo, para su automatización se instalan sensores de nivel máximo y mínimo que regula la rotación del tornillo sin fin.



Figura 52. Diseño del extractor de cenizas Flow Control. *Fuente:* Catalogo Novatec fs.

11.2.6 Selección de los soplantes

11.2.6.1 Soplantes de aire del gasificador y del intercambiador de calor SO-01 / SO-02.

A continuación, se presentan los soplantes que serán utilizados para suministrar aire al gasificador y al intercambiador de calor. El proveedor escogido es Kaesser, fabricante del modelo de la serie EB (ver figura 53) de soplantes accionados a transmisión, aptos para temperaturas de aire de -20°C a 150°C , con lo cual cumple a cabalidad este requerimiento para las corrientes de aire a manejar en este caso de estudio.



Figura 53. Soplantes Kaesser serie EB . *Fuente:* Catalogo Kaesser.

De acuerdo con el diseño de proceso y a los cálculos realizados en el anexo C, el caudal manejado por las corrientes de aire es el mismo y equivalente a $33.60 \text{ m}^3/\text{min}$, con este valor se selecciona de la tabla el soplante EB421C para cada corriente de aire.

Tabla 54. Especificaciones soplantes de aire Kaesser. *Fuente:* Catalogo Kaesser.

| Modelo | Sobrepresión | | Vacío | | Pot. nom. máx. del motor kW | Conexión de tubería DN | Dimensiones Sin armario eléctrico an x prof x al mm | Masa máx. kg | Dimensiones Con capota silenciadora an x prof x al mm | Peso máx. kg |
|------------|----------------------------------|---|----------------------------------|---|--------------------------------|---------------------------|--|-----------------|--|-----------------|
| | Presión diferencial máx. mbar | Flujo volumétrico máx. ¹⁾ m ³ /min | Presión diferencial máx. mbar | Flujo volumétrico máx. ¹⁾ m ³ /min | | | | | | |
| BB 52 C | | 4,7 | | 4,7 | 7,5 | 50 | 785 x 635 x 940 | 140 | | 210 |
| BB 69 C | 1000 | 5,9 | 500 | 5,9 | 11 | 65 | 800 x 660 x 960 | 195 | 800 x 790 x 1120 | 325 |
| BB 89 C | | 8,2 | | 8,3 | 15 | | 890 x 660 x 960 | 201 | | 331 |
| CB 111 C | 800 | 8,8 | 400 | 8,9 | 18 | 80 | 855 x 1.010 x 1.290 | 263 | 990 x 1.160 x 1.290 | 443 |
| CB 131 C | 1.000 | 12,3 | 500 | 12,4 | 30 | | 302 | 482 | | |
| DB 166 C | 1.000 | 15,6 | 500 | 15,7 | 37 | 100 | 990 x 1.070 x 1.120 | 432 | 1.110 x 1.160 x 1.290 | 632 |
| DB 236 C | | 21,1 | | 22,3 | 45 | | | 462 | | 662 |
| EB 291 C | 1.000 | 28,6 | 500 | 28,8 | 75 | 150 | 1.240 x 1.370 x 1.510 | 921 | 1.420 x 1.600 x 1.659 | 1.261 |
| EB 421 C | | 40,1 | | 40,4 | 75 | | | 900 | | 1.300 |
| FB 441 C | 1.000 | 41,3 | 500 | 41,6 | 90 | 200 | 1.790 x 1.450 x 1.750 | 1.450 | 1.920 x 1.620 x 1.910 | 1.960 |
| FB 621 C | | 58,5 | | 58,9 | 132 | | | 1.865 | | 2.375 |
| FB 791 C | 800 | 71,3 | 450 | 71,8 | 110 | 250 | 1.870 x 1.450 x 1.900 | 1.717 | | 2.247 |
| HB 950 C | 1.000 | 93,1 | 500 | 91,65 | 200 | 250 | 1.700 x 1.700 x 1.950 | 3.005 | 2.170 x 1.864 x 2.110 | 3.805 |
| HB 1300 PI | | 125 | | 122,93 | 250 | | | 3.465 | | 4.285 |
| HB 1600 PI | 800 | 156 | 450 | 153,27 | | 300 | 2.710 x 1.000 x 2.300 | 3.625 | 3.205 x 2.150 x 2.010 | 4.445 |

11.2.6.2 Soplante del gas en el intercambiador de calor y en el motor de combustión interna SO-03 / SO-04

El gas de síntesis requiere ser transportado al intercambiador de calor desde la salida del ciclón y desde la salida del Scrubber hacia el motor de combustión interna. De la tabla C-10, se observa que el caudal del gas de síntesis a impulsar es de 77.40 m³/min, siendo necesaria la selección del modelo HB950 C de la tabla 55 para cada corriente.

Tabla 54. Especificaciones soplantes de gas Kaesser. *Fuente:* Catalogo Kaesser.

| Modelo | Sobrepresión | | Vacío | | Pot. nom. máx. del motor kW | Conexión de tubería DN | Dimensiones Sin armario eléctrico an x prof x al mm | Masa máx. kg | Dimensiones Con capota silenciadora an x prof x al mm | | Peso máx. kg |
|------------|----------------------------------|---|----------------------------------|---|--------------------------------|---------------------------|--|-----------------|--|-------|-----------------|
| | Presión diferencial máx. mbar | Flujo volumétrico máx. ⁽¹⁾ m³/min | Presión diferencial máx. mbar | Flujo volumétrico máx. ⁽¹⁾ m³/min | | | | | | | |
| BB 52 C | | 4,7 | | 4,7 | 7,5 | 50 | 785 x 635 x 940 | 140 | | | 210 |
| BB 69 C | 1000 | 5,9 | 500 | 5,9 | 11 | 65 | 800 x 660 x 960 | 195 | 800 x 790 x 1120 | 325 | |
| BB 89 C | | 8,2 | | 8,3 | 15 | | 890 x 660 x 960 | 201 | | 331 | |
| CB 111 C | 800 | 8,8 | 400 | 8,9 | 18 | 80 | 855 x 1.010 x 1.290 | 263 | 990 x 1.160 x 1.290 | 443 | |
| CB 131 C | 1.000 | 12,3 | 500 | 12,4 | 30 | | | 302 | | 482 | |
| DB 166 C | 1.000 | 15,6 | 500 | 15,7 | 37 | 100 | 990 x 1.070 x 1.120 | 432 | 1.110 x 1.160 x 1.290 | 632 | |
| DB 236 C | | 21,1 | | 22,3 | 45 | | | 482 | | 682 | |
| EB 291 C | 1.000 | 28,6 | 500 | 28,8 | 75 | 150 | 1.240 x 1.370 x 1.510 | 921 | 1.420 x 1.600 x 1.659 | 1.261 | |
| EB 421 C | | 40,1 | | 40,4 | 75 | | | 966 | | 1.306 | |
| FB 441 C | 1.000 | 41,3 | 500 | 41,6 | 90 | 200 | 1.790 x 1.450 x 1.750 | 1.450 | 1.920 x 1.620 x 1.910 | 1.960 | |
| FB 621 C | | 58,5 | | 58,9 | 132 | | | 1.865 | | 2.375 | |
| FB 791 C | 800 | 71,3 | 450 | 71,8 | 110 | 250 | 1.870 x 1.450 x 1.900 | 1.717 | | 2.247 | |
| HB 950 C | 1.000 | 93,1 | 500 | 91,65 | 200 | 250 | 1.700 x 1.700 x 1.950 | 3.005 | 2.170 x 1.864 x 2.110 | 3.805 | |
| HB 1300 PI | | 125 | | 122,93 | | | | 3.465 | | 4.285 | |
| HB 1600 PI | 800 | 156 | 450 | 153,27 | 250 | 300 | 2.710 x 1.600 x 2.350 | 3.625 | 3.205 x 2.150 x 2.610 | 4.445 | |

11.2.6.3 Soplante del aire en el motor de combustión interna SO-05

El soplante que serán utilizado para el suministro de aire al motor de combustión interna es el modelo CMR-X del proveedor Sodeca de la figura 54.



Figura 54. Soplantes de aire centrífugos CMR-X . *Fuente:* Catalogo Sodeca.

Con base a los cálculos del anexo C se selecciona de la tabla 55 el modelo CMR-1031-2T IE3 requerido para impulsar el aire.

Tabla 55. Especificaciones soplantes de aire Sodeco. *Fuente:* Catalogo Sodeco.

| Modelo | Velocidad (r/min) | Intensidad máxima admisible (A) | | | Potencia instalada (kW) | Caudal máximo (m³/h) | Nivel presión sonora dB(A) | Peso aprox. (Kg) | According ErP |
|-----------------|----------------------|---------------------------------|-------|-------|----------------------------|-------------------------|-------------------------------|---------------------|---------------|
| | | 230V | 400V | 690V | | | | | |
| CMR-1031-2T IE3 | 2875 | 5,34 | 3,07 | | 1,50 | 5160 | 80 | 48 | 2015 |
| CMR-1135-2T IE3 | 2910 | 7,32 | 4,21 | | 2,20 | 7800 | 83 | 39 | 2015 |
| CMR-1240-2T IE3 | 2900 | 13,00 | 7,50 | | 4,00 | 11100 | 86 | 103 | 2015 |
| CMR-1240-4T IE3 | 1420 | 2,82 | 1,62 | | 0,75 | 5800 | 71 | 72 | 2015 |
| CMR-1445-2T IE3 | 2930 | | 14,10 | 8,17 | 7,50 | 16500 | 87 | 122 | 2015 |
| CMR-1445-4T IE3 | 1455 | 4,07 | 2,34 | | 1,10 | 8030 | 72 | 97 | 2015 |
| CMR-1650-2T IE3 | 2945 | | 20,00 | 11,60 | 11,00 | 18850 | 89 | 210 | 2015 |
| CMR-1650-4T IE3 | 1440 | 5,41 | 3,11 | | 1,50 | 10500 | 74 | 122 | 2015 |
| CMR-1650-6T IE3 | 940 | 3,36 | 1,93 | | 0,75 | 7410 | 64 | 117 | 2015 |
| CMR-1856-4T IE3 | 1440 | 10,70 | 6,15 | | 3,00 | 15150 | 79 | 157 | 2015 |
| CMR-1856-6T IE3 | 945 | 4,68 | 2,69 | | 1,10 | 10050 | 70 | 152 | 2015 |
| CMR-2063-4T IE3 | 1465 | | 10,30 | 5,97 | 5,50 | 24450 | 80 | 249 | 2015 |
| CMR-2063-6T IE3 | 950 | 6,43 | 3,70 | | 1,50 | 16100 | 71 | 212 | 2015 |
| CMR-2063-8T | 705 | 5,63 | 3,25 | | 1,10 | 11600 | 65 | 211 | 2015 |
| CMR-2271-4T IE3 | 1470 | | 20,90 | 12,10 | 11,00 | 34610 | 85 | 340 | 2015 |
| CMR-2271-6T IE3 | 970 | 12,00 | 6,91 | | 3,00 | 22750 | 76 | 294 | 2015 |
| CMR-2271-8T | 705 | 7,10 | 4,10 | | 1,50 | 17360 | 69 | 276 | 2015 |
| CMR-2380-4T IE3 | 1470 | | 41,00 | 23,80 | 22,00 | 48000 | 83 | 431 | 2015 |

Las dimensiones del equipo se muestran en la figura 55.

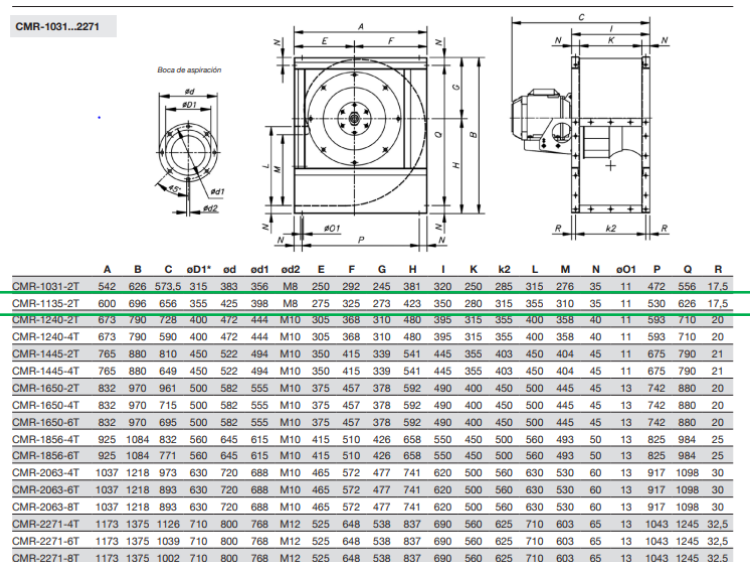


Figura 55. Dimensiones soplantes de aire CMR-1031-2T IE3. *Fuente:* Catalogo Sodeca.

11.2.7 Bomba de agua BA-01 A/B

La bomba se requiere para suministrar el agua requerida por los aspersores del scrubber y garantizar la adecuada remoción de alquitranes y gases contaminantes. El requisito más importante que debe cumplir el equipo es el suministro de agua en régimen de media a alta presión (90-120 psi), conforme al fabricante del Scrubber. De la tabla C-12 se tiene que el caudal estimado de bombeo es de 0.82 t/h, con este valor y cumpliendo las condiciones de presión de trabajo se selecciona la bomba de alta presión de la tabla 56 de la marca Sulzer.

Se contempla la instalación de una bomba de respaldo para aseguramiento del proceso.

Tabla 56. Especificaciones bombas de agua. *Fuente:* Catalogo Sulzer

| | 50 Hz | 60 Hz |
|---------------------------|-------------------------------|-------------------|
| Capacities | up to 1'350 m ³ /h | up to 7'250 USgpm |
| Heads | up to 95 m | up to 445 ft. |
| Pressures | up to 75 bar | up to 1'090 psi |
| Temperatures | up to 200°C | up to 392°F |
| Maximum speed of rotation | up to 3'000 rpm | up to 3'550 rpm |

El modelo de la bomba de alta presión del proveedor Sulzer se muestra en la figura 56.



Figura 55. Bomba de agua PRF 50 Hz. *Fuente:* Catalogo Sulzer

11.2.8 Recipiente para almacenamiento de cenizas y lodos de alquitrán RM-01/02.

Las cenizas y lodos de alquitrán retirados en el gasificador y en los equipos de acondicionamiento del gas se descargan en tolvas autobasculante a razón de 130 kg/h para las cenizas del gasificador y de 0.13 kg/h para las volantes en el ciclón.

Se plantea usar tres recipientes ubicados debajo de los sitios de descarga, soportados por una estructura metálica. Las tolvas de residuos se transportarán mediante una carretilla elevadora hasta el punto de descarga de los residuos sólidos. El modelo de las tolvas seleccionadas del proveedor LC logística se muestran en la figura 56.



Figura 56. Modelo tolvas autobasculantes . *Fuente:* LC Logística.

A continuación, se presentan las especificaciones técnicas de las tolvas en las siguientes tablas:

Tabla 57. Especificaciones de la tolva de almacenamiento de cenizas del gasificador.
Fuente: LC Logística

Ficha técnica

| | |
|-------------|----------------|
| Dimensiones | 1860x1600x1045 |
| Peso Kg | 200 |
| Carga Kg | 2000 |
| Litros | 1500 |
| Referencia | 12036 |

Las especificaciones de las dos tolvas restante se presentan en la tabla 58

Tabla 58. Especificaciones de la tolva de cenizas volantes y alquitranes. *Fuente:* LC Logística

Ficha técnica

| | |
|-------------|---------------|
| Dimensiones | 1100x1000x635 |
| Peso Kg | 70 |
| Carga Kg | 1000 |
| Litros | 260 |
| Referencia | 12035 |

12. VIABILIDAD ECONÓMICA

El presente capítulo tiene como finalidad determinar la rentabilidad del proyecto para lo cual es necesario conocer el monto de las inversiones de las etapas de la, estimar los costes directos e indirectos, relacionar los beneficios obtenidos de la gestión de los lodos y de la venta de los productos obtenidos en el proceso. Finalmente, se consolidará esta información y se determinará el flujo de caja e indicadores de rentabilidad como la tasa interna de retorno, el periodo de retorno de la inversión y de esta forma evaluar si el proyecto es económicamente viable.

12.1 Costes directos

Como costes directos se han considerado los relacionados con la operación y la gestión de los residuos producidos, los cuales se enlistan a continuación:

- Coste de electricidad de los equipos
- Coste de combustible
- Coste de gestión de los alquitranes.
- Coste de mantenimiento

12.1.1 Coste de electricidad de la planta

Para determinar el coste de electricidad de la planta es necesario determinar el consumo de energía eléctrica de cada uno de los equipos, partiendo del conocimiento de la potencia de trabajo y con esta información poder calcular la potencia total que deberá ser contratada y por consiguiente, el consumo eléctrico de la instalación.

En la tabla 59 se relacionan las potencias y se calculan los consumos eléctricos para los equipos de la planta.

Tabla 59. Potencia y consumos de energía eléctrica para los equipos de proceso. *Fuente: Elaboración propia.*

| Equipo | | Proveedor | | Potencia (kW) | Unidad | Horas diarias operativas | Energía kWh/día |
|---------------------------------|--|--------------------------------|-----------------|----------------|-------------------------------------|--------------------------|-----------------|
| TAG | Descripción | Marca | Modelo | | | | |
| S-01 | Secador rotativo | Sernagiotto | CSD 15 B | 40,10 | 1 | 24 | 962,40 |
| G-01 | Gasificador | Vincienergy | | 28,00 | 1 | 24 | 672,00 |
| C-01 | Ciclón | Stairmand | Stairmand | 53,00 | 1 | 24 | 1272,00 |
| SC-01 | Scrubber | Verlek | LTV | 48,00 | 1 | 24 | 1152,00 |
| IC-01 | Intercambiador de calor | Funke | FK ST 35 | 31,00 | 1 | 24 | 744,00 |
| MCI-01 | Motor de combustión | Nordic AB | TGC2032 | 15,00 | 1 | 24 | 360,00 |
| Q-01 | Quemador de gas | Bruciatori Santin | MXS3-2000 | 31,00 | 2 | 24 | 1488,00 |
| CT01 | Cinta transportadora | Soroto | 4.5 m | 0,50 | 1 | 22 | 11,00 |
| CT02 | Cinta transportadora | Soroto | 6 m | 0,55 | 1 | 22 | 12,10 |
| TA-01 | Tolva de alimentación | Eintragsystem für Schüttgüter. | Plus 19 | 1,30 | 1 | 24 | 31,20 |
| EC-01 | Extractor de cenizas | Novatec fs. | Flow control | 1,00 | 1 | 24 | 24,00 |
| SO-01 | Soplante de aire del gasificador | Kaesser | EB421C | 40 | 1 | 24 | 960,00 |
| SO-02 | Soplante de aire del intercambiador de calor | Kaesser | EB421C | 40 | 1 | 24 | 960,00 |
| SO-03 | Soplante de gas del gasificador | Kaesser | HB950 C | 55 | 1 | 24 | 1320,00 |
| SO-04 | Soplante de gas del intercambiador de calor | Kaesser | HB950 C | 55 | 1 | 24 | 1320,00 |
| SO-05 | Soplante de aire del motor de combustión | Sodeco | CMR-1031 2T IE3 | 5 | 1 | 24 | 120,00 |
| BA01 A/B | Bomba de agua del Scrubber | Sulzer | PRF 50 Hz | 20 | 1 | 24 | 480,00 |
| Potencia Instalada (kW) | | | | 506,45 | Consumo eléctrico (kWh/día) | | 12896,70 |

Una vez calculada la potencia instalada de la planta de gasificación y el consumo de energía eléctrica diario, se procede a determinar el coste anual asociado al consumo de energía eléctrica, como se presenta en la tabla 60.

Tabla 60. Consumo de energía eléctrica anual de la planta. *Fuente: Elaboración propia.*

| Datos | Valor |
|--|-----------|
| Potencia instalada (kW) | 506,45 |
| Consumo eléctrico (kWh/día) | 12896,70 |
| Tarifa de energía (€/ kWh) | 0,052 |
| Coste total de energía eléctrica (€/año) | 232037,70 |

Nota: La tarifa eléctrica usada corresponde a la regulada por la CREG en Colombia.

12.1.2 Coste de combustible

En la tabla 61 se determina el coste anual asociado al consumo de gas natural en los quemadores para secar lodos a un 10 % de humedad. En la determinación se considera una eficiencia en el quemador del 90 % y el consumo de gas natural dado por el fabricante.

Tabla 61. Coste del consumo de gas natural en los quemadores. *Fuente: Elaboración propia.*

| Unidad | Consumo de gas (m ³ /h) | Tarifa de gas (€/m ³) | Horas de operación diarias | Gasto diario (€/día) | Gasto anual (€/año) |
|--------|------------------------------------|-----------------------------------|----------------------------|----------------------|---------------------|
| 2 | 235,29 | 0,13 | 24 | 1629,30 | 563739,47 |

Nota: La tarifa de gas natural usada corresponde a la establecida por Ecopetrol S.A. para los industriales.

12.1.3 Coste de gestión de los alquitranes

Para determinar el coste de gestión de los alquitranes generados en el proceso de gasificación, se referencia que a la salida del sedimentador del sistema de limpieza del Scrubber se obtiene una concentración de lodos del 10 %. Con esta información y con el caudal de alquitranes que se retiran del gas de la tabla 43 se obtiene el flujo de lodos a gestionar, como se muestra en la tabla 62.

Tabla 62. Coste de gestión de los alquitranes. *Fuente: Elaboración propia.*

| Flujo de lodos (Kg/h) | Tarifa de gestión del residuo (€/kg) | Horas de operación diarias | Gasto diario (€/día) | Gasto anual (€/año) |
|-----------------------|--------------------------------------|----------------------------|----------------------|---------------------|
| 122,40 | 0,03 | 24 | 88,13 | 30492,29 |

12.1.4 Coste de Mantenimiento

Los costos de mantenimiento de la planta están asociados a las actividades realizadas de manera predictiva y preventiva para mantener los equipos. De acuerdo con Proenza et. al (2013) el coste de mantenimiento es del 3 % del coste de inversión del proyecto. En la tabla 63 se presenta el costo estimado para las actividades de mantenimiento de la planta.

Tabla 63. Coste de mantenimiento de la planta. *Fuente: Elaboración propia.*

| Porcentaje asociado a la inversión | Inversión inicial (€) | Coste de mantenimiento (€/año) |
|------------------------------------|-----------------------|--------------------------------|
| 3 % | 3.316.120 | 99.483,60 |

12.2 Costes indirectos

Los costes indirectos establecidos no están relacionados con el nivel de producción, pero son necesarios para llevar a cabo la producción industrial. Teniendo en cuenta lo anterior se relacionan los costes asociados a la contratación de personal permanente, las amortizaciones, y otros costes requeridos.

12.2.1 Coste de contratación de personal

A continuación, en la tabla 64 se describe el personal requerido para la operación de la planta.

Tabla 64. Coste de contratación de personal. *Fuente: Elaboración propia.*

| Cargo | Unidad | Turnos | Salario (€/año) | Seguridad social (€/año) | Costo anual (€/año) |
|--------------------------|--------|--------|-----------------|--------------------------|---------------------|
| Jefe de planta | 1 | 1 | 18.000 | 10.980 | 28.980 |
| Supervisor mantenimiento | 1 | 1 | 9.000 | 5.490 | 14.490 |
| Operario | 4 | 3 | 12.000 | 7.320 | 19.320 |
| Total | | | | | 62.790 |

La operación de la planta está concebida para las 24 horas, por lo que será necesario una rotación de tres turnos con un día de descanso a la semana para el personal operativo, por tanto, se requerirá de un operario supernumerario para dar cumplimiento a dicha rotación.

El jefe de planta y el supervisor de mantenimiento se encargarán de cumplir el plan de producción por la gerencia de planta, realizando la adecuada gestión de los recursos humanos y técnicos necesarios.

12.2.2 Amortización

En la tabla 65 se especifica la amortización que se realizarán sobre las diferentes inversiones definidas en el presupuesto. El término de amortización hace referencia a la depreciación efectiva por el uso, exposición al clima y otros factores a los que pueden afectar la infraestructura civil, equipos propuestos en el diseño del proceso.

Tabla 65. Coste de amortización. *Fuente: Elaboración propia.*

| Inversiones iniciales requeridas por el proyecto. | | Coste (€) | Periodo de amortización (año) | Coste de amortización (€/año) |
|---|---------------------------------------|-----------|-------------------------------|-------------------------------|
| 1 | Inversiones en obra civil | 209.776 | 25 | 8.391,04 |
| 2 | Inversión en equipos | 2.903.760 | 15 | 193.584,00 |
| 3 | Inversión en instalaciones eléctricas | 202.584 | 15 | 13.505,60 |
| Total | | | | 215.480,64 |
| Total (+IVA 21%) | | | | 260.731,57 |

12.2.3 Otros costes indirectos

En la tabla 66 se relacionan otros costes relacionados con gastos de análisis ambientales de los residuos, de la limpieza de las instalaciones y del suministro de los elementos de seguridad a los trabajadores.

Tabla 66. Otros costes indirectos. *Fuente: Elaboración propia.*

| Servicios | | Coste (€/año) |
|-------------------------|---|---------------|
| 1 | Análisis CRETIP de los lodos | 3250 |
| 2 | Limpieza de los cuartos de control y planta | 2500 |
| 3 | Material de papelería | 1500 |
| 4 | Elementos de protección personal | 3000 |
| Total | | 7250 |
| Total (+IVA 21%) | | 8772,5 |

12.3 Consolidado de costes del proyecto

En la tabla 67 se consolidan los costes anuales del proyecto, los cuales serán tenidos en cuenta para el análisis económico.

Tabla 67. Resumen de costes del proyecto. *Fuente: Elaboración propia.*

| Costes directos | |
|--|-------------------|
| Coste del consumo eléctrico (€/año) | 232.037,43 |
| Coste del consumo de combustible (€/año) | 563.739,47 |
| Coste de la gestión del alquitrán (€/año) | 30.492,29 |
| Coste de mantenimiento de la planta (€/año) | 99.483,60 |
| Costes indirectos | |
| Coste de la contratación de personal (€/año) | 62.790,00 |
| Otros costes indirectos (€/año) | 8.772,50 |
| Total (€/año) | 997.315,16 |

12.4 Beneficios

Los beneficios económicos considerados para el análisis económico serán los provenientes del ahorro por el suministro de la energía eléctrica al proceso de producción de papel y el de la venta de las cenizas generadas en el proceso de gasificación para su uso en la agricultura.

También se tendrán en cuenta los ahorros obtenidos al no tener que realizar el pago de las tarifas de la gestión de los lodos a empresas terceras.

12.4.1 Ahorro por el suministro de energía eléctrica

En la tabla 68 se calcula el beneficio obtenido del suministro de la energía eléctrica al proceso de producción de papel, teniendo en cuenta que la empresa dejara de comprar la energía equivalente que se provee de la planta de gasificación. La tarifa eléctrica es la correspondiente a la regulada en Colombia.

Tabla 68. Ahorro por el suministro de energía eléctrica. *Fuente: Elaboración propia.*

| Datos | Energía eléctrica kWh/año | Tarifa (€/kWh) | Beneficio venta (€/año) |
|----------------------|---------------------------|----------------|-------------------------|
| Energía suministrada | 21.756.500 | 0,052 | 1.131.338 |

12.4.2 Venta de cenizas

Para determinar el beneficio por la venta de cenizas para su uso en la agricultura (IDEA,2006), se tiene en cuenta el caudal determinado en la tabla 39 y el precio de venta de las cenizas. A continuación, en la tabla 69 se muestra el beneficio obtenido.

Tabla 69. Beneficio de la venta de cenizas. *Fuente: Elaboración propia.*

| Producto | Caudal másico (kg/h) | Precio (€/kg) | Beneficio venta (€/año) |
|----------|----------------------|-------------------------|-------------------------|
| Cenizas | 1130 | 2,00 x 10 ⁻³ | 18,767.04 |

12.4.3 Ahorro en la gestión de los lodos

En la tabla 70 se presenta el ahorro que se obtiene por no disponer del residuo con empresas terceras y que corresponde a dejar de pagar una tarifa por la gestión. La tarifa de gestión del residuo ha sido compartida por la empresa papelera.

Tabla 70. Ahorro de la gestión de lodos. *Fuente: Elaboración propia.*

| Producto | Caudal másico (kg/h) | Precio (€/kg) | Beneficio venta (€/año) |
|---------------------|----------------------|-----------------------|-------------------------|
| Lodos de destintado | 5780 | $1,50 \times 10^{-2}$ | 720.000,39 |

12.5 Flujo de caja del proyecto

Con base a la determinación de los costes y beneficios asociados a la producción de la planta de gasificación, se construye el flujo de caja para posteriormente obtener el cálculo de los indicadores como el VAN (valor actual neto), el TIR (tasa interna de retorno), y el periodo de recuperación de la inversión (PRI). En la tabla 70 se observa el flujo de caja del proyecto.

Tabla 70. Flujo de caja del proyecto . *Fuente: Elaboración propia.*

| Año | Ingresos (€) | Gastos (€) | Amortización (€) | Bb (€) | Bn (€) | FC (€) | FCn/(1+ir)^n (€) |
|-------|--------------|------------|------------------|-------------|-----------------|------------------|--------------------|
| 1.00 | 1851338.40 | 997315.16 | 260731.57 | 593291.66 | 593291.66 | 854023.24 | 847245.27 |
| 2.00 | 1947607.99 | 1049175.55 | 260731.57 | 637700.87 | 637700.87 | 898432.44 | 884228.20 |
| 3.00 | 2048883.61 | 1103732.68 | 260731.57 | 684419.36 | 513314.52 | 774046.09 | 755762.30 |
| 4.00 | 2155425.56 | 1161126.78 | 260731.57 | 733567.21 | 550175.40 | 810906.98 | 785468.75 |
| 5.00 | 2267507.68 | 1221505.37 | 260731.57 | 785270.74 | 588953.06 | 849684.63 | 816497.96 |
| 6.00 | 2385418.08 | 1285023.65 | 260731.57 | 839662.86 | 629747.15 | 890478.72 | 848907.47 |
| 7.00 | 2509459.82 | 1351844.88 | 260731.57 | 896883.37 | 672662.53 | 933394.10 | 882757.32 |
| 8.00 | 2639951.74 | 1422140.81 | 260731.57 | 957079.35 | 717809.51 | 978541.09 | 918110.19 |
| 9.00 | 2777229.23 | 1496092.13 | 260731.57 | 1020405.52 | 765304.14 | 1026035.71 | 955031.48 |
| 10.00 | 2921645.15 | 1573888.92 | 260731.57 | 1087024.65 | 815268.49 | 1076000.06 | 993589.46 |
| 11.00 | 3073570.69 | 1655731.15 | 260731.57 | 1157107.97 | 867830.98 | 1128562.55 | 1033855.36 |
| 12.00 | 3233396.37 | 1741829.17 | 260731.57 | 1230835.63 | 923126.72 | 1183858.29 | 1075903.54 |
| 13.00 | 3401532.98 | 1832404.28 | 260731.57 | 1308397.12 | 981297.84 | 1242029.42 | 1119811.61 |
| 14.00 | 3578412.70 | 1927689.31 | 260731.57 | 1389991.81 | 1042493.86 | 1303225.43 | 1165660.55 |
| 15.00 | 3764490.16 | 8344333.24 | 260731.57 | -4840574.66 | -3630430.99 | -3369699.42 | -2990082.57 |
| 16.00 | 3960243.64 | 2133381.47 | 260731.57 | 1566130.60 | 1174597.95 | 1435329.53 | 1263522.86 |
| 17.00 | 4166176.31 | 2244317.30 | 260731.57 | 1661127.44 | 1245845.58 | 1506577.15 | 1315716.53 |
| 18.00 | 4382817.48 | 2361021.80 | 260731.57 | 1761064.10 | 1320798.08 | 1581529.65 | 1370211.98 |
| 19.00 | 4610723.99 | 2483794.94 | 260731.57 | 1866197.48 | 1399648.11 | 1660379.68 | 1427109.51 |
| 20.00 | 4850481.64 | 2612952.27 | 260731.57 | 1976797.79 | 1482598.34 | 1743329.92 | 1486513.78 |
| | | | | | FC medio | 925333.26 | 16955821.56 |

Para los cálculos se fija un interés nominal (i_n) del 6,0%, un índice de precios de consumo (IPC) de 5,2%, para obtener un interés real (i_r) de 0,80%. Adicional a lo anterior, en la determinación del flujo de caja se tiene en cuenta los costos de sustitución de equipos y de instalaciones eléctricas.

Del flujo de caja obtenido se realiza el cálculo de los indicadores de rentabilidad:

$VAN = €12.943.316,36$

De acuerdo con el VAN calculado se infiere que el proyecto es rentable.

$TIR = 21,26\%$

Este valor nos permite definir que para tasas de financiación menores al 21.26%, el proyecto tendría beneficios favorables. Como la TIR calculada se encuentra por encima de la tasa de interés real, el proyecto es rentable.

$PR: 4,34$ años

El PR permite estimar el tiempo necesario para recuperar la inversión inicial. Para el caso de estudio el valor obtenido es de 4,34 años, el cual es un periodo aceptable para realizar la inversión.

13. CONCLUSIONES

En el presente trabajo final de máster que consistió en la evaluación de alternativas para el aprovechamiento de los lodos de destintado en una empresa de producción de papel tisú, se ha alcanzado a cumplir con los objetivos específicos planteados como lo detallan los siguientes argumentos.

En el estudio del proceso productivo de producción de papel tisú, se identificaron aquellas etapas del proceso en donde se generan los lodos de destintado y las operaciones unitarias para su deshidratación, como actividad de suma importancia para la gestión adecuada de este. Adicionalmente, fue posible obtener la caracterización fisicoquímica de los lodos de destintado por parte de la empresa, lo cual fue el insumo principal para realizar la selección de las posibles alternativas para la gestión del residuo.

Se realizó la evaluación de varias alternativas de aprovechamiento seleccionándose como la más adecuada la gasificación, por medio de la aplicación del método Saaty de jerarquía analítica a una valoración previa realizada por un panel de expertos.

Se efectuó el diseño del proceso de gasificación teniendo en cuenta las propiedades del residuo, del gas de síntesis producido y la experiencia de algunas plantas de biomasa actualmente en operación, buscando siempre que el proceso demandara el mínimo de energía posible a través de la recuperación de energía térmica en el gas de síntesis y los gases de escape generados en la etapa de generación de energía eléctrica en el motor de combustión interna.

En lo que respecta al análisis económico, los resultados obtenidos indican que el proyecto además de ser viable tiene buena rentabilidad y un periodo de retorno de la inversión razonable.

Así mismo, el proceso de gasificación permite que la empresa obtenga beneficios económicos importantes a corto plazo al reducir los costes asociados a la gestión de los lodos de destintado, lo que hace posible la implementación del proyecto a pesar del monto de las inversiones iniciales que se deben realizar.



Evaluación de alternativas para el aprovechamiento de lodos de destintado generados en una empresa de producción de papel tisú.

Anexos

Anexo A. Encuesta panel de expertos

Se ha realizado la investigación bibliográfica de alternativas para el aprovechamiento del lodo de destintado generado en la empresa papelera, obteniéndose las siguientes alternativas de aprovechamiento: la producción de baldosas cerámicas, producción de cemento, producción de puzolana, la incineración, la gasificación y la pirólisis. Posteriormente, se realiza el análisis de soluciones con el fin de elegir la alternativa más adecuada para la gestión del residuo, empleando el método de las jerarquías analíticas para la toma de decisiones. La selección se ha realizado fijando los criterios: nivel de madurez tecnológica, el riesgo de los subproductos generados y el coste total derivado de los costes de inversión y de operación de cada alternativa. En la tabla 1, se muestran los resultados de la evaluación de cada uno de los criterios.

Tabla 1. Nivel de madurez tecnológica. *Fuente:* Elaboración propia

| Alternativa | Pirólisis | Gasificación | Incineración | Producción de Puzolana | Producción de cemento | Baldosas Cerámicas |
|-------------------------------|-----------|--------------|--------------|------------------------|-----------------------|--------------------|
| Nivel de madurez | 8 | 9 | 9 | 5 | 9 | 6 |
| Coste tecnológico (€/t) | 141 | 132 | 140 | 152 | 152 | 196 |
| Riesgo Subproductos generados | Baja | Media | Alta | Media | Media | Media |

Para el nivel de madurez tecnológica se estableció una escala de 1 a 9, siendo 9 el grado de madurez más alto para una tecnología. El riesgo de subproductos generados está asociado a la presencia de dioxinas y furanos como resultado del aprovechamiento del residuo.

Como ya se había mencionado el método empleado para la valoración es el proceso analítico jerárquico que establece la escala fundamental para representar las intensidades

de los juicios, la cual es mostrada en la tabla 2. La comparación de cada uno de los criterios y la comparación directa por parejas de las alternativas respecto a los criterios definidos.

Para ello se utilizan matrices de decisión pareadas usando la escala fundamental de la tabla 2 del método (Saaty, 1980).

Tabla 2. Escala de juicios método AHP

| Escala numérica | Escala verbal | Explicación |
|-----------------|---|---|
| 1 | Igual importancia | Los dos elementos contribuyen igualmente a la propiedad o criterio. |
| 3 | Moderadamente más importante un elemento que el otro | El juicio y la experiencia previa favorecen a un elemento frente al otro. |
| 5 | Fuertemente más importante un elemento que en otro | El juicio y la experiencia previa favorecen fuertemente a un elemento frente al otro. |
| 7 | Mucho más fuerte la importancia de un elemento que la del otro, | Un elemento domina fuertemente. Su dominación está probada en práctica |
| 9 | Importancia extrema de un elemento frente al otro. | Un elemento domina al otro con el mayor orden de magnitud posible |

A continuación, se plantean las siguientes cuestiones para seleccionar la alternativa más adecuada para el aprovechamiento de los lodos de destintado teniendo en cuenta la información expuesta en las tablas 1 y 2.

Por ejemplo, si el nivel de madurez tecnológica (i) es moderadamente más importante que el coste total tecnológico (j), la posición en la matriz será $a_{ij} = 3$, entonces cuando se compare el coste total tecnológico con el nivel de madurez su valoración será, $a_{ji} = 1/3$.

Indicar con una X la alternativa elegida

1) El nivel de madurez tecnológica frente al criterio de coste tecnológico es:

| “Si la opción es mejor o igual” | | “Si la opción es peor” | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g. 1/5 | |
| c. 5 | | h. 1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

2) El nivel de madurez tecnológica frente al riesgo de subproductos generados es:

| “Si la opción es mejor o igual” | | “Si la opción es peor” | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g. 1/5 | |
| c. 5 | | h. 1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

3) El coste tecnológico frente al riesgo de subproductos generados es:

| “Si la opción es mejor o igual” | | “Si la opción es peor” | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g. 1/5 | |
| c. 5 | | h. 1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

En las siguientes cuestiones se hace referencia a la comparación del nivel de madurez tecnológica de cada una de las alternativas propuestas.

- 4) Con base al nivel de madurez tecnológica de la tabla 1, la producción de baldosas cerámicas frente a la producción de cemento es:

| “Si la opción es mejor o igual” | | “Si la opción es peor” | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g. 1/5 | |
| c. 5 | | h. 1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

- 5) tecnológica de la tabla 1, la producción de baldosas cerámicas frente a la producción de puzolana es:

| “Si la opción es mejor o igual” | | “Si la opción es peor” | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g. 1/5 | |
| c. 5 | | h. 1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

- 6) Con base al nivel de madurez tecnológica de la tabla 1, la producción de baldosas cerámicas frente a la incineración es:

| "Si la opción es mejor o igual" | | "Si la opción es peor" | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g. 1/5 | |
| c. 5 | | h. 1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

- 7) Con base al nivel de madurez tecnológica de la tabla 1, la producción de baldosas cerámicas frente a la gasificación es:

| "Si la opción es mejor o igual" | | "Si la opción es peor" | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g. 1/5 | |
| c. 5 | | h. 1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

- 8) Con base al nivel de madurez tecnológica de la tabla 1, la producción de baldosas cerámicas frente a la pirólisis es:

| "Si la opción es mejor o igual" | | "Si la opción es peor" | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g. 1/5 | |
| c. 5 | | h. 1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

- 9) Con base al nivel de madurez tecnológica de la tabla 1, la producción de cemento frente a la producción de puzolana es:

| “Si la opción es mejor o igual” | | “Si la opción es peor” | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g.1/5 | |
| c. 5 | | h.1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

- 10) Con base al nivel de madurez tecnológica de la tabla 1, la producción de cemento frente a la incineración es:

| “Si la opción es mejor o igual” | | “Si la opción es peor” | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g.1/5 | |
| c. 5 | | h.1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

- 11) Con base al nivel de madurez tecnológica de la tabla 1, la producción de cemento frente a la gasificación es:

| "Si la opción es mejor o igual" | | "Si la opción es peor" | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g.1/5 | |
| c. 5 | | h.1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

12) Con base al nivel de madurez tecnológica de la tabla 1, la producción de cemento frente a la pirólisis es:

| "Si la opción es mejor o igual" | | "Si la opción es peor" | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g.1/5 | |
| c. 5 | | h.1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

13) Con base al nivel de madurez tecnológica de la tabla 1, la producción de puzolana frente a la incineración es:

| "Si la opción es mejor o igual" | | "Si la opción es peor" | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g.1/5 | |
| c. 5 | | h.1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

14) Con base al nivel de madurez tecnológica de la tabla 1, la producción de puzolana frente a la gasificación es:

| “Si la opción es mejor o igual” | | “Si la opción es peor” | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g.1/5 | |
| c. 5 | | h.1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

15) Con base al nivel de madurez tecnológica de la tabla 1, la producción de puzolana frente a la pirólisis es:

| “Si la opción es mejor o igual” | | “Si la opción es peor” | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g.1/5 | |
| c. 5 | | h.1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

16) Con base al nivel de madurez tecnológica de la tabla 1, la incineración frente a la gasificación es:

| "Si la opción es mejor o igual" | | "Si la opción es peor" | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g. 1/5 | |
| c. 5 | | h. 1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

17) Con base al nivel de madurez tecnológica de la tabla 1, la incineración frente a la pirólisis es:

| "Si la opción es mejor o igual" | | "Si la opción es peor" | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g. 1/5 | |
| c. 5 | | h. 1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

18) Con base al nivel de madurez tecnológica de la tabla 1, la gasificación frente a la pirólisis es:

| "Si la opción es mejor o igual" | | "Si la opción es peor" | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g. 1/5 | |
| c. 5 | | h. 1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

En las siguientes cuestiones se hace referencia a la comparación del coste tecnológico de cada una de las alternativas propuestas.

19) Con base al coste tecnológico de la tabla 1, la producción de baldosas cerámicas frente a la producción de cemento es:

| “Si la opción es mejor o igual” | | “Si la opción es peor” | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g.1/5 | |
| c. 5 | | h.1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

20) Con base al coste tecnológico de la tabla 1, la producción de baldosas cerámicas frente a la producción de puzolana es:

| “Si la opción es mejor o igual” | | “Si la opción es peor” | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g.1/5 | |
| c. 5 | | h.1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

21) Con base al coste tecnológico de la tabla 1, la producción de baldosas cerámicas frente a la incineración es:

| "Si la opción es mejor o igual" | | "Si la opción es peor" | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g. 1/5 | |
| c. 5 | | h. 1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

22) Con base al coste tecnológico de la tabla 1, la producción de baldosas cerámicas frente a la gasificación es:

| "Si la opción es mejor o igual" | | "Si la opción es peor" | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g. 1/5 | |
| c. 5 | | h. 1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

23) Con base al coste tecnológico de la tabla 1, la producción de baldosas cerámicas frente a la pirólisis es:

| "Si la opción es mejor o igual" | | "Si la opción es peor" | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g. 1/5 | |
| c. 5 | | h. 1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

24) Con base al coste tecnológico de la tabla 1, la producción de cemento frente a la producción de puzolana es:

| “Si la opción es mejor o igual” | | “Si la opción es peor” | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g.1/5 | |
| c. 5 | | h.1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

25) Con base al coste tecnológico de la tabla 1, la producción de cemento frente a la incineración es:

| “Si la opción es mejor o igual” | | “Si la opción es peor” | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g.1/5 | |
| c. 5 | | h.1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

26) Con base al coste tecnológico de la tabla 1, la producción de cemento frente a la gasificación es:

| “Si la opción es mejor o igual” | | “Si la opción es peor” | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g. 1/5 | |
| c. 5 | | h. 1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

27) Con base al coste tecnológico de la tabla 1, la producción de cemento frente a la pirólisis es:

| “Si la opción es mejor o igual” | | “Si la opción es peor” | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g. 1/5 | |
| c. 5 | | h. 1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

28) Con base al coste tecnológico de la tabla 1, la producción de puzolana frente a la incineración es:

| “Si la opción es mejor o igual” | | “Si la opción es peor” | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g. 1/5 | |
| c. 5 | | h. 1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

29) Con base al coste tecnológico de la tabla 1, la producción de puzolana frente a la gasificación es:

| “Si la opción es mejor o igual” | | “Si la opción es peor” | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g.1/5 | |
| c. 5 | | h.1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

30) Con base al coste tecnológico de la tabla 1, la producción de puzolana frente a la pirólisis es:

| “Si la opción es mejor o igual” | | “Si la opción es peor” | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g.1/5 | |
| c. 5 | | h.1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

31) Con base al coste tecnológico de la tabla 1, la incineración frente a la gasificación es:

| "Si la opción es mejor o igual" | | "Si la opción es peor" | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g. 1/5 | |
| c. 5 | | h. 1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

32) Con base al coste tecnológico de la tabla 1, la incineración frente a la pirólisis es:

| "Si la opción es mejor o igual" | | "Si la opción es peor" | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g. 1/5 | |
| c. 5 | | h. 1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

33) Con base al coste tecnológico de la tabla 1, la gasificación frente a la pirólisis es:

| "Si la opción es mejor o igual" | | "Si la opción es peor" | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g. 1/5 | |
| c. 5 | | h. 1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

En las siguientes cuestiones se hace referencia a la comparación del riesgo de subproductos generados de cada una de las alternativas propuestas.

34) Con base al riesgo de los subproductos generados de la tabla 1, la producción de baldosas cerámicas frente a la producción de cemento es:

| “Si la opción es mejor o igual” | | “Si la opción es peor” | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g. 1/5 | |
| c. 5 | | h. 1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

35) Con base al riesgo de los subproductos generados de la tabla 1, la producción de baldosas cerámicas frente a la producción de puzolana es:

| “Si la opción es mejor o igual” | | “Si la opción es peor” | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g. 1/5 | |
| c. 5 | | h. 1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

36) Con base al riesgo de los subproductos generados de la tabla 1, la producción de baldosas cerámicas frente a la incineración es:

| “Si la opción es mejor o igual” | | “Si la opción es peor” | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g.1/5 | |
| c. 5 | | h.1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

37) Con base al riesgo de los subproductos generados de la tabla 1, la producción de baldosas cerámicas frente a la gasificación es:

| “Si la opción es mejor o igual” | | “Si la opción es peor” | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g.1/5 | |
| c. 5 | | h.1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

38) Con base al riesgo de los subproductos generados de la tabla 1, la producción de baldosas cerámicas frente a la pirólisis es:

| “Si la opción es mejor o igual” | | “Si la opción es peor” | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g.1/5 | |
| c. 5 | | h.1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

39) Con base al riesgo de los subproductos generados de la tabla 1, la producción de cemento frente a la producción de puzolana es:

| “Si la opción es mejor o igual” | | “Si la opción es peor” | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g.1/5 | |
| c. 5 | | h.1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

40) Con base al riesgo de los subproductos generados de la tabla 1, la producción de cemento frente a la incineración es:

| “Si la opción es mejor o igual” | | “Si la opción es peor” | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g.1/5 | |
| c. 5 | | h.1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

41) Con base al riesgo de los subproductos generados de la tabla 1, la producción de cemento frente a la gasificación es:

| "Si la opción es mejor o igual" | | "Si la opción es peor" | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g. 1/5 | |
| c. 5 | | h. 1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

42) Con base al riesgo de los subproductos generados de la tabla 1, la producción de cemento frente a la pirólisis es:

| "Si la opción es mejor o igual" | | "Si la opción es peor" | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g. 1/5 | |
| c. 5 | | h. 1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

43) Con base al riesgo de los subproductos generados de la tabla 1, la producción de puzolana frente a la incineración es:

| "Si la opción es mejor o igual" | | "Si la opción es peor" | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g. 1/5 | |
| c. 5 | | h. 1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

44) Con base al riesgo de los subproductos generados de la tabla 1, la producción de puzolana frente a la gasificación es:

| “Si la opción es mejor o igual” | | “Si la opción es peor” | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g.1/5 | |
| c. 5 | | h.1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

45) Con base al riesgo de los subproductos generados de la tabla 1, la producción de puzolana frente a la pirólisis es:

| “Si la opción es mejor o igual” | | “Si la opción es peor” | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g.1/5 | |
| c. 5 | | h.1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

46) Con base al riesgo de los subproductos generados de la tabla 1, la incineración frente a la gasificación es:

| "Si la opción es mejor o igual" | | "Si la opción es peor" | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g. 1/5 | |
| c. 5 | | h. 1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

47) Con base al riesgo de los subproductos generados de la tabla 1, la incineración frente a la pirólisis es:

| "Si la opción es mejor o igual" | | "Si la opción es peor" | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g. 1/5 | |
| c. 5 | | h. 1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

48) Con base al riesgo de los subproductos generados de la tabla 1, la gasificación frente a la pirólisis es:

| "Si la opción es mejor o igual" | | "Si la opción es peor" | |
|---------------------------------|--|------------------------|--|
| a. 1 | | f. 1/3 | |
| b. 3 | | g. 1/5 | |
| c. 5 | | h. 1/7 | |
| d. 7 | | i. 1/9 | |
| e. 9 | | | |

Respuestas del cuestionario

El panel lo integran dos catedráticos de la universidad Jaume I, tres empleados de la empresa papelera y por el autor del presente trabajo. Por razones de confidencialidad los nombres de los empleados de la empresa no son revelados, en lugar de eso se hace referencia a los cargos que ocupan.

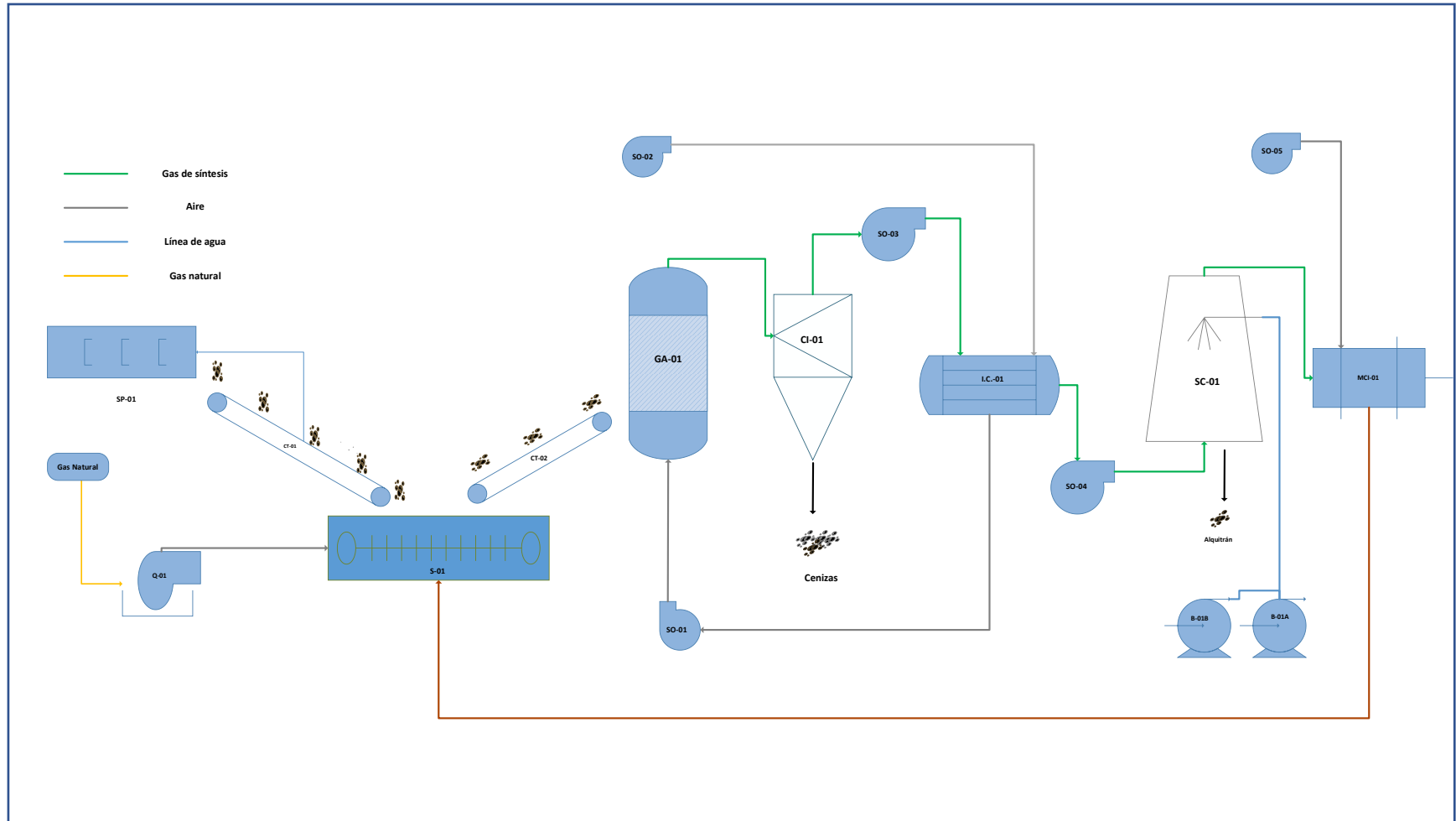
A continuación, se presentan los resultados del cuestionario diligenciado por cada uno de los expertos:

El nivel de madurez tecnológica frente al criterio de coste tecnológico es:

| Pregunta | Paco Colomer | Antonio Gallardo | Orlando De La Ossa | Jefe de Proyectos | Jefe de gestión ambiental | Coordinador ambiental |
|----------|--------------|------------------|--------------------|-------------------|---------------------------|-----------------------|
| 1 | G | F | H | G | H | H |
| 2 | H | I | F | H | F | F |
| 3 | F | I | B | F | B | B |
| 4 | G | F | G | G | G | G |
| 5 | A | F | A | A | A | A |
| 6 | I | F | H | H | H | H |
| 7 | H | G | H | H | H | H |
| 8 | F | G | F | F | F | F |
| 9 | C | B | C | C | C | C |
| 10 | G | F | F | F | F | F |
| 11 | F | F | A | A | A | A |
| 12 | B | C | B | B | B | B |
| 13 | I | F | H | H | H | H |
| 14 | H | F | G | G | G | G |
| 15 | F | F | F | F | F | F |
| 16 | B | B | B | B | B | B |
| 17 | D | B | C | C | C | C |
| 18 | C | A | B | B | B | B |
| 19 | F | F | G | G | G | G |
| 20 | F | F | G | G | G | G |
| 21 | F | G | H | H | H | H |

| Pregunta | Antonio Gallardo | Paco Colomer | Orlando De La Ossa | Jefe de Proyectos | Jefe de gestión ambiental | Coordinador ambiental |
|----------|------------------|--------------|--------------------|-------------------|---------------------------|-----------------------|
| 22 | I | G | H | G | H | H |
| 23 | G | B | A | A | A | A |
| 24 | A | F | F | F | F | F |
| 25 | F | F | G | G | G | G |
| 26 | H | F | F | F | F | F |
| 27 | F | F | F | G | F | F |
| 28 | F | F | A | A | A | A |
| 29 | H | B | B | B | B | B |
| 30 | F | B | A | A | A | A |
| 31 | F | A | A | B | A | A |
| 32 | A | A | C | C | C | C |
| 33 | B | A | A | A | A | A |
| 34 | A | D | G | G | G | G |
| 35 | A | C | A | A | A | A |
| 36 | C | B | C | C | C | C |
| 37 | A | A | A | A | A | A |
| 38 | G | H | G | G | G | G |
| 39 | A | H | C | C | C | C |
| 40 | C | C | A | A | A | A |
| 41 | A | D | G | G | G | G |
| 42 | G | B | G | G | G | G |
| 43 | C | B | I | I | I | I |
| 44 | A | F | G | G | G | G |
| 45 | G | F | G | G | G | G |
| 46 | G | B | G | G | G | G |
| 47 | I | F | I | I | I | I |
| 48 | G | A | G | G | G | G |

Anexo B. Diagrama de procesos



Anexo C. Cálculo de los balances de materia y energía de los equipos.

C.1. Determinación del PCI de los lodos al 10 % de humedad.

Los lodos de destintado deben secarse hasta un 10 % de humedad para ser gasificados, por tanto, se requiere determinar el PCI a esta humedad tomando como referencia el poder calorífico superior y la composición del hidrogeno del análisis elemental.

Tabla C-1. Determinación del PCI al 10 % de humedad. Fuente: Elaboración propia.

| Datos | Valores | Unidades | Observaciones |
|--------------|---------|----------|--|
| PCS | 9,25 | MJ/kg | Poder calorífico promedio superior del lodo. |
| H | 2,07 % | - | Porcentaje de hidrogeno obtenido del análisis elemental. |
| h | 10 % | - | Humedad requerida del residuo a gasificar. |
| $PCI_{10\%}$ | 7,71 | MJ/kg | Porcentaje de humedad al 10 % de humedad. $PCI_{10\%} = (PCS - 206H) * \left(\frac{100 - h}{100} \right) - 23 * h$ |

C.2. Cálculo de la potencia de los lodos de destintado.

El paso siguiente consiste en calcular el caudal de lodos al 10 % de humedad y la potencia del residuo por medio del PCI calculado en la tabla C-1.

Tabla C-2. Caudales y potencia de los lodos de destintado. Fuente: Elaboración propia.

| Datos | Valores | Unidades | Observaciones |
|----------------------------|---------|----------|---|
| <i>Generación de lodos</i> | 48.000 | t/año | Generación anual de lodos al 40 % de humedad. |
| $H_{40\%}$ | 40 % | - | Porcentaje de humedad del lodo |
| C_{lodos} | 1,11 | kg/s | Caudal de lodos al 10 % humedad. |
| m_v | 1734,10 | kg/h | Caudal de agua a eliminar del lodo de destintado que ingresa al secador rotativo. |
| P_{lodos} | 8,54 | MW | Potencia disponible del residuo. $P_{lodos} = (C_{lodos} \times PCI_{10\%})$ |

C.3. Cálculo de la potencia de secado de los lodos

Tabla C-3. Determinación de la potencia necesaria para el secado del lodo. Fuente: Elaboración propia.

| Datos | Valores | Unidades | Observaciones |
|---------------------------------|------------|------------------------------------|--|
| m_v | 1734,10 | kg _v /h | Caudal de agua a eliminar del lodo de destintado que ingresa al secador rotativo. |
| T_{s1} | 90 | °C | Temperatura de entrada del aire al secador. |
| ϕ_1 | 10% | | Humedad relativa de entrada del aire al secador. |
| ϕ_2 | 60 % | | Humedad relativa de salida del aire al secador. |
| Diagrama de Mollier | | | Observaciones |
| v_{e1} | 1,10 | m ³ /kg _{as} | Volumen específico de entrada del aire al secador. |
| W_1 | 0,045 | kg _v / kg _{as} | Humedad específica de entrada del aire al secador. |
| T_{s2} | 53,5 | °C | Temperatura de salida del aire al secador. |
| v_{e2} | 1,02 | m ³ /kg _{as} | Volumen específico de salida del aire al secador. |
| W_2 | 0,061 | kg _v / kg _{as} | Humedad específica de salida del aire al secador. |
| Diagrama de Mollier | | | Observaciones |
| ΔW | 0,016 | kg _v / kg _{as} | Cambio en la humedad específica en el secado. |
| m_{as} | 108381,25 | kg _{as} /h | Caudal de aire requerido para secar el lodo de destintado. $m_{as} = \frac{m_v}{\Delta W}$ |
| V_{as} | 119.219,38 | m ³ /h | Caudal volumétrico de aire requerido para secar el lodo de destintado. $V_{as} = m_{as} * v_{e1}$ |
| Condiciones críticas ambiente | | | Observaciones |
| $T_s^{Invierno}$ | 5,5 | °C | Temperatura seca mínima del exterior. |
| $\phi_s^{Invierno}$ | 83% | | Humedad relativa más alta del exterior. |
| Diagrama de Mollier Figura A3-1 | | | Observaciones |

| | | | |
|---------------------------------|---------|-----------------------------|--|
| h_f | 215 | $\text{kJ/ kg}_{\text{as}}$ | Entalpía final de la humidificación del aire |
| Cálculos | | | Observaciones |
| Diagrama de Mollier Figura A3-2 | | | |
| h_i | 17,5 | $\text{kJ/ kg}_{\text{as}}$ | Entalpía exterior del aire en la peor condición. |
| Δh | 197,50 | $\text{kJ/ kg}_{\text{as}}$ | Diferencia de la entalpía del aire |
| P_{as} | 5945,92 | kW | Potencia necesaria para el secado del lodo. |

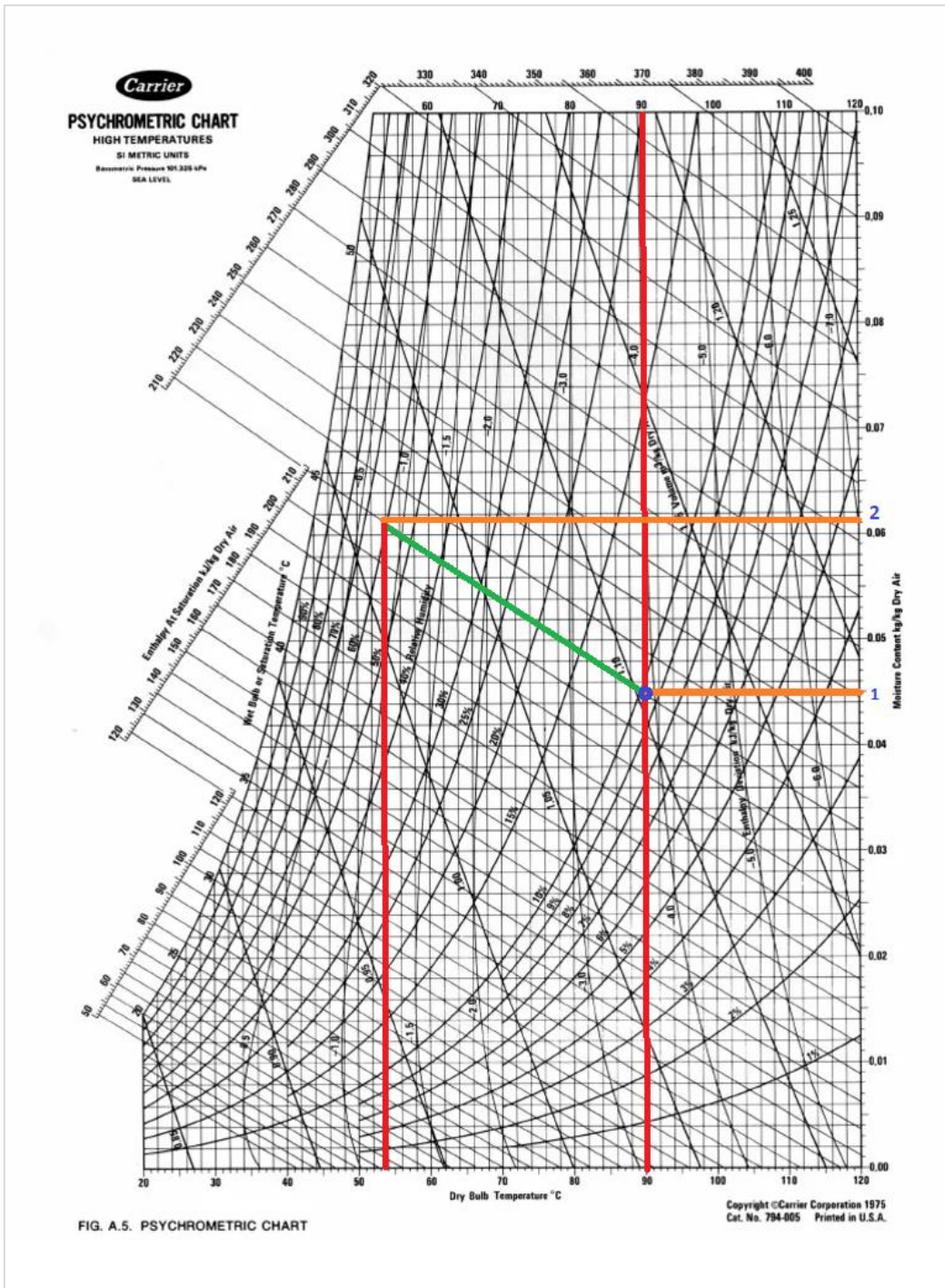


Figura A3-1. Diagrama psicrométrico altas temperaturas.

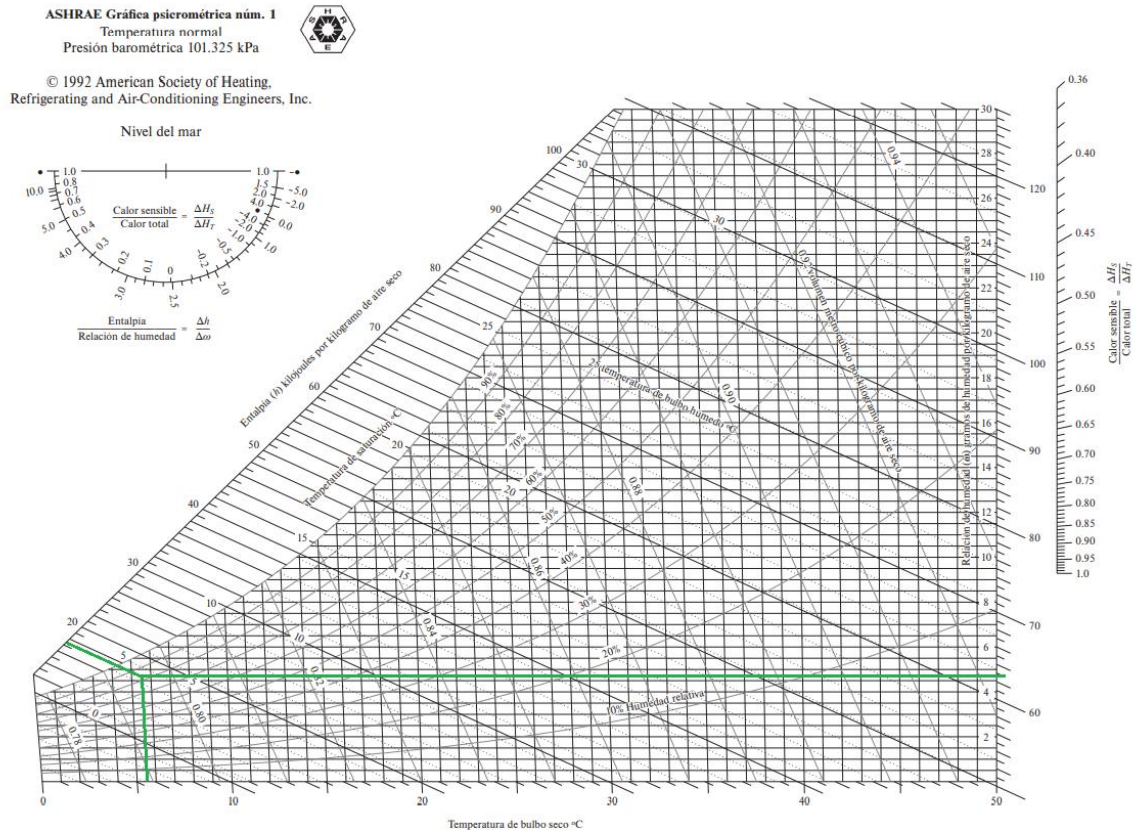


Figura A3-2. Diagrama psicrométrico bajas temperaturas.

C.4. Cálculo del caudal del aire

Tabla C-4. Cálculo cantidad estequiométrica del oxígeno. Fuente: Elaboración propia.

| Componente | Porcentaje Masa (%) | Masa molar (M_i) (kg/Kmol) | Cantidad de componente por cada 100 Kg Lodo $n_i = m_i/M_i$ (kmol/100 Kg) | Productos de la combustión | Fracción de O que se consume en la combustión completa (Y_i) | Moles estequiométricos de O consumidos en la combustión $n_{eO} = n \cdot Y$ (kmol/100 Kg biomasa) |
|------------------|---------------------|--------------------------------|---|----------------------------|--|--|
| C | 23,60 | 12,00 | 1,97 | CO ₂ | 2,00 | 3,93 |
| H | 2,07 | 1,00 | 2,07 | H ₂ O | 0,50 | 1,03 |
| O | 32,80 | 16,00 | 2,05 | - | -1,00 | -2,05 |
| N | 0,29 | 14,00 | $2,07 \times 10^{-2}$ | N ₂ | 0 | 0 |
| S | 0,08 | 32,00 | $2,60 \times 10^{-3}$ | SO ₂ | 2,00 | $5,20 \times 10^{-3}$ |
| H ₂ O | 10,00 | 18,00 | 0,55 | - | - | 0 |
| | | | | | | 2,92 |

Tabla C-5. Cálculo del caudal del aire. Fuente: Elaboración propia.

| Datos | | Valores | Unidades |
|--------------|--|---------|-------------------------------------|
| n_{eO} | Moles estequiométricos de O | 2,92 | kmoles O /100 kg lodos |
| n_{eO_2} | Moles estequiométricos de O ₂ $n_{eO_2} = n_{eO}/2$ | 1,46 | kmoles O ₂ /100 kg lodos |
| PM_{Aire} | Peso molecular del aire | 28,84 | kg aire /100 kg lodos |
| n_{eA} | Moles estequiométricos de aire $n_{eA} = n_{eO_2} \cdot (100/21)$ | 6,96 | Kg aire / kmoles aire |
| m_{eAire} | Masa de aire estequiométrica $m_{eAire} = n_{eA} \cdot PM_{Aire}$ | 200,63 | kg aire /100 kg lodos |
| V_{Aire} | Volumen de aire $P \cdot V = n \cdot R \cdot T$ | 155,99 | Nm ³ de aire/100kg lodos |
| ER | Ratio equivalente | 0,3 | - |
| m_{Aire} | Masa de aire real $m_{Aire} = m_{eAire} \cdot ER/100$ | 0,60 | kg aire /kg lodos |
| $Aire_{est}$ | Caudal de aire estequiométrico $m_{eAire} \cdot C_{Lodos}$ | 2,20 | kg aire /s |
| C_{Aire} | Caudal de aire real $m_{Aire} \cdot C_{Lodos}$ | 0,67 | kg aire /s |

La relación $Aire_{est}/C_{lodos}$ calculada es igual 2,00, Arena et. al (2013) señala un rango de trabajo entre 1,47-1,90 , por lo que este resultado no se aleja sustancialmente de dicha recomendación.

C.5. Cálculo del poder calorífico del gas de síntesis

Para el cálculo del poder calorífico del gas de síntesis se toma como referencia la composición del gas de síntesis obtenida de la investigación de Di Fraia et. al (2022), que se basó en la gasificación de lodos de destintado de la industria papelera y en el desarrollo de un modelo matemático aplicado a este proceso. La composición del gas de síntesis se muestra en la tabla C-6. Con las fracciones de cada componente del gas se realiza un balance de especies para el cálculo de la composición volumétrica del gas.

Tabla C-6. Composición gas de síntesis. Fuente: Di Fraia et. al 2022.

| Componente | CO | H ₂ | CO ₂ | CH ₄ | C ₂ H ₄ | N ₂ |
|------------|------|----------------|-----------------|-----------------|-------------------------------|----------------|
| (%v/v) | 6,90 | 3,80 | 11,80 | 6,70 | 4,90 | 65,90 |

De la Tabla C-4 se extraen el número de moles estequiométrico de las especies que componen el lodo de destintado y del oxígeno requerido para el proceso ; sin embargo, para calcular las moles de las especies que componen el aire , las moles de O del aire (n_{eO}) se multiplican $n_{eO} \cdot ER$, luego para encontrar los moles de N se multiplica por (79/21). A continuación, se observan en la tabla C-7 los resultados.

Tabla C-7. Cantidad molar especies en el aire. Fuente: Elaboración propia.

| Datos | Valores | Unidades | Observaciones |
|---|---------|----------|---|
| Cantidad molar componentes de los lodos | | | |
| C | 1,97 | kmol | Moles de carbono presentes en el lodo |
| H | 2,07 | kmol | Moles de hidrogeno presentes en el lodo |
| O | 2,05 | kmol | Moles de oxígeno presentes en el lodo |
| N | | kmol | Moles de nitrógeno presentes en el lodo |
| S | | kmol | Moles de azufre presentes en el lodo |
| Cantidad molar componentes del aire | | | |
| O | 0,88 | kmol | Moles de oxígeno del aire |
| N | 3,30 | kmol | Moles de nitrógeno del aire |

Finalizado el cálculo de las moles de cada componente al ingreso del gasificador, se realiza el balance de especies para determinar la composición volumétrica del gas ,como se muestra en la Tabla C-8:

Tabla C-8. Cálculo de las fracciones volumétricas del gas. Fuente: Elaboración propia.

| Compuesto | Masa Molar | Composición | C kmol | H kmol | N kmol | O kmol | S kmol | Numero de moles ni (kmol/100 Kg lodo) | Fracción volumétrica Yi |
|-----------|------------|-------------|--------|--------|--------|----------------------|-----------------------|---------------------------------------|-------------------------|
| CO | 28,00 | 6,90% | 0,14 | - | - | 0,14 | - | 0,14 | 2,62% |
| CO2 | 44,00 | 11,80% | 0,23 | - | - | 0,46 | - | 0,23 | 4,48% |
| CH4 | 16,00 | 6,70% | 0,13 | 0,53 | - | - | - | 0,13 | 2,54% |
| H2 | 2,00 | 3,80% | - | 0,08 | - | - | - | 0,08 | 1,51% |
| C2H4 | 16,00 | 4,90% | 0,19 | 0,39 | - | - | - | 0,19 | 3,72% |
| N2 | 28,00 | - | - | - | 3,32 | - | - | 3,32 | 64,00% |
| H2O | 18,00 | - | - | 2,19 | - | 1,09 | - | 1,09 | 21,09% |
| SO2 | 64,00 | - | - | - | - | $5,2 \times 10^{-3}$ | $2,60 \times 10^{-3}$ | $2,60 \times 10^{-3}$ | 0,05% |
| TOTAL | | - | 0,69 | 3,18 | 3,32 | 1,70 | $2,60 \times 10^{-3}$ | 5,19 | 100,00% |

Una vez calculadas las fracciones volumétricas se procede al cálculo de las fracciones másicas de los compuestos del gas de síntesis y posteriormente, a la determinación del PCI del gas seco (Ver tabla C-9). Por ejemplo, el cálculo de la fracción másica del monóxido de carbono se realizaría:

$$X_i = \frac{(n_C * PM_C) + (n_O * PM_O)}{\sum n_{i_{totales}} * PM_i}$$

$n_{i_{totales}}$: moles totales de cada especie

PM_i :Peso molecular de la especie

Tabla C-9. Cálculo del PCI del gas seco. *Fuente: Elaboración propia.*

| Compuesto | Masa Molar | Fracción Volumétrica Yi | | Fracción Volumétrica Xi | | PCI* kJ/Nm3 | PCI* Yi Gas seco kJ/Nm3 |
|-----------|------------|-------------------------|---------------|-------------------------|---------------|----------------|-------------------------------|
| | | Base seca % | Base húmeda % | Base seca % | Base húmeda % | | |
| CO | 28.00 | 2.62 | 3.32 | 4.46% | 5.80% | 12.618 | 418.48 |
| CO2 | 44.00 | 4.48 | 5.67 | 11.98% | 15.58% | | |
| CH4 | 16.00 | 2.54 | 3.22 | 2.47% | 3.22% | 35.807 | 1153.12 |
| H2 | 2.00 | 1.51 | 1.92 | 0.09% | 0.12% | 10.788 | 207.06 |
| C2H4 | 16.00 | 3.72 | 4.71 | 3.26% | 4.25% | 63.727 | 3001.79 |
| N2 | 28.00 | 64.00 | 81.10 | 54.53% | 70.91% | | |
| H2O | 18.00 | 21.09 | - | 23.10% | - | | |
| SO2 | 64.00 | 0.05 | 0.06 | 0.10% | 0.13% | | |
| TOTAL | | - | 0.6 | 85.20 | 65.52 | | 4780.44 |

Nota: El PCI de cada uno de los componentes se obtuvieron de la literatura (Çengel,2006).

C.6. Cálculo de la potencia del gas de síntesis

Para determinar las potencia del gas de síntesis es necesario realizar el cálculo de los siguientes parámetros.

Primero se inicia el volumen molar del gas que se obtiene aplicando la ley de los gases ideales , seguido a esto, se determina los valores de la densidad , caudales , la presión de vapor y temperatura de rocío como se muestra en la tabla C-10.

Tabla C-10. Parámetros del gas de síntesis. Fuente: *Elaboración propia*.

| Datos | Valores | Unidades | Observaciones |
|-----------------|---------|--------------------------|--|
| T | 273.15 | K | Temperatura en condiciones normales |
| P | 101325 | Pa | Presión en condiciones normales |
| R | 8.314 | J/mol*K | Constante ley de gases ideales |
| V_m | 22.41 | Nm ³ /kmol | Volumen molar del gas |
| V_{seco} | 0.92 | Nm ³ /kg lodo | Volumen del gas seco |
| ρ_{seco} | 1.23 | kg/ Nm ³ | Densidad del gas seco |
| Q_{seco} | 1.02 | Nm ³ /s | Caudal volumétrico del gas seco |
| M_{seco} | 1.24 | kg/s | Caudal másico del gas seco |
| $V_{húmedo}$ | 1.16 | Nm ³ /kg lodo | Volumen del gas húmedo |
| $\rho_{húmedo}$ | 1.14 | kg/ Nm ³ | Densidad del gas húmedo |
| $Q_{húmedo}$ | 1.29 | Nm ³ /s | Caudal volumétrico del gas húmedo |
| $M_{húmedo}$ | 1.46 | kg/s | Caudal másico del gas volumétrico |
| M_{agua} | 0.22 | kg/s | Caudal de agua presente en el gas |
| P_V | 27.21 | kPa | Presión de vapor $P_v = ((M_{agua}/Q_{seco}) * RT) / M_{H_2O}$ |

Otro parámetro para tener en cuenta es la temperatura de rocío que está relacionada con las condiciones a la cual el vapor de agua del gas condensaría. El cálculo de ese parámetro se realiza a través de la siguiente ecuación:

$$T_{Rocío} = 6.54 + 14.526 * \ln(P_v) + 0.7389 * \ln(pv)^2 + 0.09486 * \ln(pv)^3 + 0.4569 * \ln(pv)^{0.1984}$$

Reemplazando el valor de la presión de vapor , se tiene:

$$T_{Rocío} = 60.64 \text{ } ^\circ\text{C}$$

La potencia total del gas de síntesis está en función de la potencia del gas seco como combustible (P_{gs}) y de la potencia térmica del gas de síntesis (P_{tg}), cómo se observa en la siguiente ecuación:

$$P_T = P_{gs} + P_{tg}$$

Cálculo de la potencia del gas seco como combustible

La potencia del gas seco se obtiene del producto del PCI de la Tabla C-9 por el caudal volumétrico del gas seco (M_{seco}) de la Tabla C-10

$$P_{gs} = PCI * M_{seco}$$

Se obtiene como resultado, $P_{gs} = 4.86$ MW.

Cálculo de la potencia térmica del gas de síntesis

La potencia térmica se obtiene de la suma de la potencia térmica disponible en el gas seco (P_{tgs}) y la potencia térmica disponible en la humedad del gas (P_{tgh}), de acuerdo con la siguiente relación:

$$P_{tg} = P_{tgs} + P_{tgh}$$

La potencia térmica P_{tgs} es determinada a través del producto de las diferencias de entalpías de cada componente por el caudal másico del gas seco. Las entalpías son calculadas a través de la integración del calor específico en función de una temperatura inicial de 25 °C y una final de 850 °C dada por la temperatura de operación del gasificador y de la como se observa en las siguientes relaciones:

$$\Delta Hi = \frac{Xi}{PMi} * \int_{298.15}^{1123.15} C_{Pi}(T) dT$$

$$P_{tg} = M_{seco} * \Delta Hi$$

Tabla C-11. Cálculo de la potencia térmica del gas de síntesis seco. *Fuente: Elaboración propia.*

| | Calor específico $C_p = a + b \cdot T + c \cdot T^2 + d \cdot T^3$ | | | | $h_{i,entrada}$ | $h_{i,salida}$ | $\Delta h_{i,gas}$ | $\Sigma h_{i,gas}$ |
|--|---|-----------------------|------------------------|------------------------|--------------------|--------------------|--------------------|--------------------|
| | a | b | C | d | (kJ/mol) | (kJ/mol) | (kJ/Kg) | (kJ/Kg) |
| CO | 28.16 | 1.70×10^{-3} | 5.41×10^{-6} | 2.20×10^{-9} | 8514.82 | 34375.20 | 112.49 | 1357.30 |
| CO ₂ | 22.26 | 5.98×10^{-2} | -3.50×10^{-5} | 7.50×10^{-9} | 9000.34 | 49173.32 | 353.61 | |
| CH ₄ | 19.89 | 5.02×10^{-2} | 1.30×10^{-5} | -1.10×10^{-8} | 8254.55 | 55765.72 | 229.83 | |
| N ₂ | 28.9 | -1.6×10^{-3} | 8.10×10^{-6} | 2.90×10^{-9} | 8611.25 | 34121.57 | 408.35 | |
| H ₂ | 29.11 | -1.9×10^{-3} | 4.00×10^{-6} | 8.70×10^{-10} | 8628.32 | 33039.48 | 30.51 | |
| SO ₂ | 25.78 | 5.8×10^{-2} | -3.81×10^{-5} | 8.61×10^{-9} | 9944.63 | 50952.20 | 0.51 | |
| C ₂ H ₄ | 3.95 | 1.56×10^{-2} | 8.34×10^{-5} | 1.77×10^{-9} | 2.61×10^3 | 5.44×10^4 | 221.99 | |
| $P_{tg} = M_{seco} * \Delta H_i$ | | | | | | | | |
| | | | | | | | P _{tg} | 1.69 MW |

Para el cálculo de la potencia térmica disponible en la humedad del gas (P_{tgh}) se tuvieron en cuenta los siguientes cambios:

La diferencia de entalpías experimentado por el cambio de temperatura de 850 °C hasta $T_{Rocio} = 60.64$ °C.

Tabla C-12. Cálculo de la potencia térmica de vapor de 850 °C a 60.64 °C. *Fuente: Elaboración propia.*

| | Calor específico $C_p = a + b \cdot T + c \cdot T^2 + d \cdot T^3$ | | | | $h_{v,60.64^\circ C}$ | $h_{v,850^\circ C}$ | Δh_v | Σh_v |
|--|---|----------------------------|-------------------------|-----------------------------|-----------------------|---------------------|----------------------------|--------------|
| | a | b | C | d | (kJ/mol) | (kJ/mol) | (kJ/Kg) | (kJ/Kg) |
| H ₂ O | 32.2 4 | 1.90 x 10 ⁻³ | 1.10 x 10 ⁻⁵ | -3.60 x 10 ⁻⁹ | 12.083 | 40.969 | 28.886 | 337 |
| $P_{850-60.64} = M_{vapor} * \Delta H_v$ | | | | | | | | |
| | | | | | | | P _{850- 60.4} | 0.073 MW |

La entalpía del cambio de fase a 101.325 KPa.

$$\Delta h_{v-l} = (2675.4 - 417.51) \text{ KJ/Kg} = 2258 \text{ kJ/Kg}$$

$$P_{\Delta h_v} = 0.49 \text{ MW}$$

De la literatura se obtienen las entalpías del líquido y vapor saturado a la presión señalada (Çengel, Y. A.).

La diferencia de entalpías experimentado por el cambio de temperatura de 60.64 °C hasta la temperatura ambiente de 25 °C.

Tabla C-13. Cálculo de la potencia térmica de vapor de 60.64 °C a 25 °C. *Fuente: Elaboración propia.*

| | Calor específico $C_p = a + b \cdot T + c \cdot T^2 + d \cdot T^3$ | | | | $h_{v,25^\circ\text{C}}$ | $h_{v,60.64^\circ\text{C}}$ | Δh_v | Σh_v |
|---|---|-------------------------|-------------------------|--------------------------|--------------------------|-----------------------------|---------------|----------------------------|
| | a | B | c | d | (kJ/mol) | (kJ/mol) | (kJ/Kg) | (kJ/kg) |
| H ₂ O | 32.24 | 1.90 x 10 ⁻³ | 1.10 x 10 ⁻⁵ | -3.60 x 10 ⁻⁹ | 9786.87 | 12.083 | 2296 | 337 |
| $P_{850-60.64} = M_{\text{vapor}} \cdot \Delta H_v$ | | | | | | | $P_{60.4-25}$ | 5.87 x 10 ⁻³ MW |

Teniendo en cuenta los cálculos anteriores, se procede a determinar la potencia térmica asociada al vapor de agua de la siguiente manera:

$$P_{tgh} = P_{60.64-25} + P_{850-60.64} + P_{\Delta h_v}$$

$$P_{tgh} = 0.57 \text{ MW}$$

La potencia total del gas de síntesis se calcula a través de la adición de la potencia del gas seco como combustible y la potencia térmica.

$$P_T = (4.86 + 1.69 + 0.57) \text{ MW} = 7.12 \text{ MW}$$

C.7. Cálculo de los caudales de las cenizas

La proyección del cauda de cenizas extraído se basa en el porcentaje de cenizas obtenido del análisis inmediato realizado por la empresa.

Tabla C-14. Cálculo de los flujos de cenizas. *Fuente: Elaboración propia.*

| Datos | Valores | Unidades | Observaciones |
|----------------|---------|-------------------------|---|
| % Cenizas | 32 | kg Cenizas /100kg lodos | Porcentaje de cenizas de acuerdo con el análisis inmediato. |
| $F_{Cenizas}$ | 1,26 | t/h | Flujo másico de cenizas $F_{Cenizas}=(\% \text{ Cenizas} * C_{Lodos})$ |
| $F_{Volantes}$ | 0,13 | t/h | Flujo de cenizas volantes $F_{volantes}=(10 \% * F_{cenizas})$ |
| F_{char} | 1,13 | T/h | Flujo de cenizas extraído |

Las cenizas volantes son arrastradas por el gas de síntesis fuera del gasificador y son retiradas en el ciclón que hace parte de la etapa de acondicionamiento del gas. Se proyecta un 10% de cenizas volantes del caudal de char generado en la gasificación (Reklaitis,1986).

Las cenizas son retiradas del reactor por medio de un extractor de cenizas y vendidas por su uso en agricultura (IDAE,2006).

C.8. Cálculo del caudal de los alquitranes

Según la literatura consultada la proporción de alquitranes con respecto al gas de síntesis formado está en el rango de 0,5 a 3 g/Nm³ de gas, como hipótesis más pesimista tomamos que esta proporción sea de 3 g/Nm³ [18]. A continuación, en la Tabla A.18 se muestra los cálculos realizados:

Tabla C-15. Cálculo del flujo de alquitranes. *Fuente: Elaboración propia.*

| Datos | Valores | Unidades | Observaciones |
|-----------------|---------|-------------------|--|
| % alquitranes | 3,00 | g/Nm ³ | Porcentaje de generación de alquitranes |
| $F_{Alquitrán}$ | 13,90 | kg/h | Flujo másico de cenizas $F_{Alquitrán}=(\% \text{ alquitrán} * Q_{húmedo})$ |

C.9. Ciclón

El separador ciclónico se ubica a la salida del gasificador con la función de retirar las cenizas que pueden ser arrastradas por el gas de síntesis. Para la selección del separador ciclónico se debe determinar en primer lugar el tamaño de partículas de las cenizas, seguido a esto, se elige el tipo de ciclón de acuerdo con los márgenes de la eficiencia de remoción de diseño y al dimensionamiento de las partículas realizado previamente.

El tamaño de las partículas de las cenizas del gas de síntesis de acuerdo con Proenza et. al (2013), es de $37\mu\text{m}$ para procesos de gasificación con biomasa y los márgenes de eficiencia de los ciclones se observan en la tabla C-15.

Tabla C-16. Eficiencias de remoción de tipos de ciclones. *Fuente: Echeverry C.,2006.*

| Familia de ciclones | Eficiencia de remoción (%) | | |
|---------------------|----------------------------|-------|--------|
| | PST | PM10 | PM 2.5 |
| Convencionales | 70-90 | 30-90 | 0-40 |
| Alta eficiencia | 80-99 | 60-95 | 20-70 |
| Alta capacidad | 80-99 | 10-40 | 0-10 |

En la tabla C-15, se observa que los ciclones de alta eficiencia y de alta capacidad tienen una alto porcentaje de separación para para el rango PST ($0-100\mu\text{m}$) en el que se encuentra el tamaño de partículas de las cenizas. Los ciclones de alta eficiencia tienen mayores caídas de presión en su operación, lo cual deriva en un mayor costo energético para el transporte del gas sucio a través del ciclón. Los ciclones de alta capacidad garantizan remociones importante para tamaños de partículas superiores a $20\mu\text{m}$ (Echeverry C., 2006). Teniendo en cuenta las anteriores consideraciones técnicas se selecciona como la opción más adecuada, la instalación del ciclón de alta capacidad. En la siguiente Tabla C-16, se muestran los cálculos realizados para hallar los caudales máxicos en el ciclón para una eficiencia del equipo de 90 %.

Tabla C-17. Balance de materia en el ciclón. *Fuente: Elaboración propia.*

| Datos | Valores | Unidades | Observaciones |
|--------------------------|---------|----------|--|
| $\eta_{\text{ciclón}}$ | 90 % | - | Eficiencia de trabajo definida del ciclón |
| Entrada al ciclón | | | |
| $M_{\text{Húmedo}}$ | 5,23 | t/h | Caudal del gas de síntesis |
| F_{volantes} | 0,13 | t/h | Caudal de las cenizas volantes |
| $F_{\text{Alquitrán}}$ | 13,90 | kg/h | Caudal del alquitrán |
| Salida del ciclón | | | |
| $M_{\text{Húmedo}}$ | 5,23 | t/h | Caudal del gas de síntesis |
| $F_{\text{Alquitrán}}$ | 13,90 | kg/h | Caudal del alquitrán |
| $F_{\text{Svolantes}}$ | 0,01 | t/h | Caudal del gas de las cenizas volantes |
| $C_{\text{Eliminadas}}$ | 0,12 | t/h | Cenizas eliminadas en el ciclón $C_{\text{Eliminadas}} = 0,9 * F_{\text{volantes}}$ |

C.10. Intercambiador de calor aire-gas

El gas de síntesis que sale del ciclón se enfría a contracorriente con aire en un intercambiador de calor y de esta forma se aprovecha la potencia térmica de este para calentar el aire que será suministrado al gasificador para promover las reacciones químicas del proceso de gasificación. A continuación, se presentan las consideraciones técnicas que se definieron para la operación y el cálculo de la energía recuperada:

Se estima una caída de presión de 1.3 KPa (Arroyo C.,2011)

El coeficiente de transferencia de calor igual a 375 W/m²*K y un área de transferencia de 4 m² (Sánchez A.,2017).

Temperatura de entrada del gas de síntesis al intercambiador de 850 °C

Temperatura de entrada del aire al intercambiador de 50 °C

El cálculo de las temperaturas del gas de síntesis y del aire a la salida del intercambiador mediante la siguiente relación :

$$UA/(M_{seco} * C_{pgas}) = \left[\frac{(T_{eg} - T_{sg})}{(T_{eg} - T_{sg}) - (T_{sa} - T_{ea})} \right] * \ln \left[\frac{(T_{sa} - T_{sg}) + (T_{ea} - T_{sa})}{(T_{sa} - T_{eg})} \right]$$

Donde,

M_{seco} : Caudal másico del gas de síntesis en kg/s

C_{pgas} : Calor específico del gas de síntesis en J/kg*K

T_{eg} : Temperatura a la entrada del gas al intercambiador en K

T_{sg} : Temperatura a la salida del gas al intercambiador en K

T_{ea} : Temperatura a la entrada del aire al intercambiador en K

T_{sa} : Temperatura a la salida del aire al intercambiador en K

Después de una iteración se obtiene que T_{sg} : 791.15 K y T_{sa} :919.15 K.

Energía transferida por el gas de síntesis

La energía cedida por el gas de síntesis es determinada por medio del cálculo de la entalpia de la misma forma como se realizó en el gasificador, así como se muestra en la tabla C-17

$$\Delta Hi = \frac{Xi}{PMi} * \int_{791.15}^{1123.15} C_{Pi}(T) dT$$

Tabla C-18. Cálculo de la entalpía del gas de síntesis húmedo. *Fuente: Elaboración propia.*

| | Calor específico $C_p = a + b \cdot T + c \cdot T^2 + d \cdot T^3$ | | | | $h_{i,salida}$ | $h_{i,entrada}$ | $\Delta h_{i,gas}$ | $\Sigma h_{i,gas}$ |
|--|---|-----------------------|------------------------|------------------------|--------------------|--------------------|--------------------|--------------------|
| | a | b | C | d | (kJ/mol) | (kJ/mol) | (kJ/kg) | (kJ/kg) |
| CO | 28.16 | 1.70×10^{-3} | 5.41×10^{-6} | 2.20×10^{-9} | 23484.63 | 34337.46 | 47.21 | 639.50 |
| CO ₂ | 22.26 | 5.98×10^{-2} | -3.50×10^{-5} | 7.50×10^{-9} | 31301.09 | 49162.57 | 157.22 | |
| CH ₄ | 19.89 | 5.02×10^{-2} | 1.30×10^{-5} | -1.10×10^{-8} | 32499.91 | 55640.56 | 111.94 | |
| N ₂ | 28.9 | -1.6×10^{-3} | 8.10×10^{-6} | 2.90×10^{-9} | 23437.44 | 34141.63 | 171.34 | |
| H ₂ | 29.11 | -1.9×10^{-3} | 4.00×10^{-6} | 8.70×10^{-10} | 23017.97 | 33030.65 | 12.51 | |
| SO ₂ | 25.78 | 5.8×10^{-2} | -3.81×10^{-5} | 8.61×10^{-9} | 33101.97 | 50952.20 | 0.22 | |
| C ₂ H ₄ | 3.95 | 1.56×10^{-2} | 8.34×10^{-5} | 1.77×10^{-9} | 2.20×10^4 | 5.44×10^4 | 139.05 | |
| H ₂ O | 32.24 | 1.92×10^{-3} | 1.10×10^{-5} | -3.60×10^{-9} | 27513.07 | 40975.55 | 157.73 | |
| $P_{cg} = M_{húmedo} * \Sigma h_{i,gas}$ | | | | | | | P_{tg} | 0.64 MW |

Energía recuperada por el aire

Para el cálculo de la energía recuperada por el aire, se debe tener en cuenta la energía al ingreso de este (0,25 kW y 50 °C), la cual es proporcionada por el fabricante del soplador que lo impulsa hacia el intercambiador de calor, así como también su humedad relativa para determinar la presión de vapor de la corriente húmeda. Con estos parámetros la energía total del aire recuperada es calculada mediante la adición de la potencia del aire seco (P_{as}) y la potencia de la humedad (P_{ah}) como se muestra en la siguiente relación:

$$P_{ta} = P_{as} + P_{ah}$$

En la Tabla C-18 se muestran Los cálculos de la energía recuperada por el aire seco.

Tabla C-19. Cálculo de la energía recuperada por el aire seco. *Fuente: Elaboración propia.*

| | Calor específico $C_p = a + b \cdot T + c \cdot T^2 + d \cdot T^3$ | | | | $h_{i,50^\circ\text{C}}$ | $h_{i,646^\circ\text{C}}$ | $\Delta h_{i,\text{gas}}$ | $\Sigma h_{i,\text{gas}}$ |
|--|---|-------------------|--------------------|--------------------|--------------------------|---------------------------|---------------------------|---------------------------|
| | a | b | C | d | (KJ/mol) | (KJ/mol) | (KJ/Kg) | (KJ/Kg) |
| N ₂ | 28.90 | -1.6 10^{-3} | 8.10 10^{-6} | -3.00 10^{-9} | 27478.88 | 9340.07 | 496.87 | 637.20 |
| O ₂ | 25.48 | 1.5 10^{-2} | -7.20 10^{-6} | 1.00 10^{-9} | 28222.78 | 8950.59 | 140.33 | |
| $P_{as} = C_{\text{Aire}} * \Sigma h_{i,\text{gas}}$ | | | | | | | P_{as} | 0.43 MW |

Energía recuperada por el aire húmedo

El método de cálculo para la energía recuperada por el aire húmedo es similar al realizado en el gasificador para el gas de síntesis. Por tanto, se debe calcular la temperatura de rocío en función de la presión de vapor del aire a las condiciones de entrada, como se muestra en la tabla C-19.

Tabla C-20. Cálculo de la energía recuperada por la humedad. *Fuente: Elaboración propia.*

| Datos | Valores | Unidades | Observaciones |
|----------------------|---------|----------|---|
| T _{entrada} | 50.00 | °C | Temperatura de entrada del aire |
| P _{vsat} | 12.35 | kPa | Presión de vapor saturado a 50°C |
| %H _r | 64% | | Humedad relativa obtenida de la carta psicrométrica a 50 °C. $P_{\text{vapor}} = P_{\text{vsat}} * \%H_r$ |
| P _{vapor} | 7.90 | kPa | Presión de vapor |
| T _{Rocío} | 41.20 | °C | Temperatura de rocío $T_{\text{Rocío}} = 6.54 + 14.526 * \ln(Pv) + 0.7389 * \ln(pv)^2 + 0.09486 * \ln(pv)^3 + 0.4569 * \ln(pv)^{0.1984}$ |

Para el cálculo de la potencia térmica disponible en la humedad del aire (P_{ah}) se tuvieron en cuenta los siguientes cambios:

La diferencia de entalpías experimentado por el cambio de temperatura de 41.2 °C hasta $T_{Rocío} = 646$ °C.

Tabla C-20. Cálculo de la potencia térmica de vapor de 41.2 °C a 646 °C. *Fuente: Elaboración propia.*

| | Calor específico $C_p = a + b \cdot T + c \cdot T^2 + d \cdot T^3$ | | | | $h_{v,41.2^\circ C}$ | $h_{v,646^\circ C}$ | Δh_v | Σh_v |
|------------------|---|----------------------------|----------------------------|-----------------------------|----------------------|---------------------|--------------|--------------|
| | a | b | c | d | (kJ/mol) | (kJ/mol) | (kJ/kg) | (kJ/kg) |
| H ₂ O | 32.2 4 | 1.90 x 10 ⁻³ | 1.10 x 10 ⁻⁵ | -3.60 x 10 ⁻⁹ | 10333.6 3 | 32640.9 0 | 22307.2 7 | 1239.3 |

La entalpía del cambio de fase a 101.325 KPa.

$$\Delta h_{v-l} = (2675.4 - 417.51) \text{ KJ/Kg} = 2258 \text{ kJ/kg}$$

De la literatura se obtienen las entalpías del líquido y vapor saturado a la presión señalada (Çengel, Y. A.).

La diferencia de entalpías experimentado por el cambio de temperatura de 41.2 °C hasta la temperatura ambiente de 25 °C.

Tabla C-21. Cálculo de la potencia térmica de vapor de 41.2 °C a 25 °C. *Fuente: Elaboración propia.*

| | Calor específico $C_p = a + b \cdot T + c \cdot T^2 + d \cdot T^3$ | | | | $h_{v,25^\circ\text{C}}$ | $h_{v,41.2^\circ\text{C}}$ | Δh_v | Σh_v |
|------------------|---|----------------------------|----------------------------|-----------------------------|--------------------------|----------------------------|--------------|--------------|
| | a | b | c | d | (kJ/mol) | (kJ/mol) | (kJ/kg) | (kJ/kg) |
| H ₂ O | 32.24 | 1.90 x 10 ⁻³ | 1.10 x 10 ⁻⁵ | -3.60 x 10 ⁻⁹ | 9786.87 | 10333.63 | 546.76 | 30.4 |

Teniendo en cuenta los cálculos anteriores, se procede a determinar la potencia térmica asociada al vapor de agua de la siguiente manera:

$$P_{ah} = P_{41.2-25} + P_{646-41.2} + P_{\Delta h_v}$$

$$P_{ah} = 0.05 \text{ MW}$$

La energía total recuperada por el aire (P_{TA}) se calcula a través de la adición de la potencia del gas seco como combustible y la potencia térmica.

$$P_{TA} = (0.43 + 0.05) \text{ MW} = 0.48 \text{ MW}$$

C.11. Motor de combustión interna

Tabla C-22. Cálculo de la energía eléctrica y rendimiento global. *Fuente: Elaboración propia.*

| Datos | Valores | Unidades | Observaciones |
|--|----------|-----------------------|---|
| P_{gas} | 5.34 | MW | Potencia de los gases $P_{gasr} = P_{seco} + P_{TA}$ |
| η_e | 44.60 % | - | Rendimiento eléctrico del motor según el fabricante. |
| P_{et} | 2.38 | MW _e | Potencia eléctrica teórica $P_{et} = P_{Motor} * \eta_e$ |
| Si $P_{et} < P_{exp}$ | | | Se escoge el motor |
| $P_{fabricante}$ | 3510 | kW _e | Potencia eléctrica del fabricante |
| $E_{suministrada}$ | 21756.50 | MWh _e /año | Energía eléctrica suministrada al proceso productivo $E_{suministrada} = (P_{et} * N^{\circ}_{horas})$ |
| η_t | 33.00 % | - | Rendimiento térmico de los gases de escape (Rinku,2017) |
| $E_{Térmica}$ | 14633.21 | MWh _t /año | Energía térmica de los gases de escape |
| E_{lodos} | 46343.66 | MWh _e /año | Energía disponible de los lodos |
| H | 78.52 % | - | Rendimiento global de la planta de gasificación. |

C.12. Cálculo del caudal de bombeo en el Scrubber

Tabla C-23. Cálculo del caudal de bombeo de agua en el Scrubber. *Fuente: Elaboración propia.*

| Datos | Valores | Unidades | Observaciones |
|--------------|---------|----------|--|
| $R_{G/L}$ | 6.36 | - | Relación Flujo de gas y líquido en el Scrubber (Sanchez,2017) |
| $M_{Húmedo}$ | 5.23 | t/h | Rendimiento eléctrico del motor según el fabricante. |
| F_{AGUA} | 0.82 | t/h | Flujo de bombeo al Scrubber $F_{AGUA} = M_{Húmedo} / R_{G/L}$ |

La relación de flujo $R_{G/L}$ se obtiene de la simulación realizada por Sánchez (2017) en un Scrubber, como parte de la propuesta del sistema de limpieza del gas en una planta de gasificación



Evaluación de alternativas para el aprovechamiento de lodos de destintado generados en una empresa de producción de papel tisú.

Presupuesto



Evaluación de alternativas para el aprovechamiento de lodos de destintado generados en una empresa de producción de papel tisú.

TABLA DE CONTENIDO

| | |
|---|----|
| 1. Objetivo..... | 28 |
| 2. Inversión en equipamiento..... | 28 |
| 3. Inversión en obra civil..... | 30 |
| 4. Inversión en instalaciones eléctricas..... | 30 |
| 5. Inversión total..... | 31 |

1. Objetivo

En este documento se relacionan las tablas presupuestales a partir de los cuales se determinan las inversiones y costos asociados a la ejecución del proyecto de estudio, teniendo en cuenta la obra civil, las instalaciones eléctricas y los equipos de la planta.

2. Inversión en equipamiento

A partir del diseño de la ingeniería se seleccionan los equipos de proceso y auxiliares requeridos, con base a los cálculos realizados y a las especificaciones técnicas de los equipos que se encuentran en el mercado.

En la tabla 1 se presenta el presupuesto del equipamiento para el proceso propuesto y se relacionan la empresa proveedora, los modelos seleccionados y el precio asociado a cada equipo. Al consolidar esta información se obtiene el presupuesto de inversión correspondiente al equipamiento.

Tabla 1. Inversión en equipamiento de la planta. *Fuente: Elaboración propia.*

| Equipo | | Proveedor | | Unidad | Precio unitario € | Precio € |
|--------------|---|--------------------|-----------------|--------|----------------------|-------------|
| TAG | Descripción | Marca | Modelo | | | |
| S-01 | Secador rotativo | Sernagiotto | CSD 15 B | 1 | 345000.00 | 345000.00 |
| G-01 | Gasificador | Vincienergy | | 1 | 1545000.00 | 1545000.00 |
| C-01 | Ciclón | Stairmand | Stairmand | 1 | 37920.00 | 37920.00 |
| SC-01 | Scrubber | Verlek | LTV | 1 | 79000.00 | 79000.00 |
| IC-01 | Intercambiador de calor | Funke | FK ST 35 | 1 | 95200.00 | 95200.00 |
| MCI-01 | Motor de combustión | Nordic AB | TGC2032 | 1 | 314000.00 | 314000.00 |
| Q-01 | Quemador de gas | Brucciatori Santin | MXS3-2000 | 2 | 153000.00 | 306000.00 |
| CT01 | Cinta transportadora | Soroto | 4.5 m | 1 | 3800.00 | 3800.00 |
| CT02 | Cinta transportadora | Soroto | 6 m | 1 | 4500.00 | 4500.00 |
| TA-01 | Tolva de alimentación | Eintragsystem | Plus 19 | 1 | 22500.00 | 22500.00 |
| EC-01 | Extractor de cenizas | Novatec fs. | Flow control | 1 | 18000.00 | 18000.00 |
| SO-01 | Soplante de aire del gasificador | Kaesser | EB421C | 1 | 19000.00 | 19000.00 |
| SO-02 | Soplante de aire del intercambiador de | Kaesser | EB421C | 1 | 19000.00 | 19000.00 |
| SO-03 | Soplante de gas del gasificador | Kaesser | HB950 C | 1 | 25000.00 | 25000.00 |
| SO-04 | Soplante de gas del intercambiador de calor | Kaesser | HB950 C | 1 | 19000.00 | 19000.00 |
| SO-05 | Soplante de aire del motor de combustión | Sodeco | CMR-1031 2T IE3 | 1 | 10000.00 | 10000.00 |
| RM-01 | Recipientes metálicos | LC Logística | 1500 L | 1 | 1290.00 | 1290.00 |
| RM-02/03 | Recipientes metálicos | LC Logística | 260 L | 2 | 775.00 | 1550.00 |
| BA01 A/B | Bomba de agua del scrubber | Sulzer | PRF 50 Hz | 2 | 19000.00 | 38000.00 |
| Total | | | | | | 2903760 |

3. Inversión en obra civil

En la tabla 2 se detallan cada una de las inversiones correspondientes a las obras civiles requeridas para la instalación de los equipos de la planta de gasificación. El cálculo de la superficie para cada ítem se obtiene de estimaciones a nivel satelital de la planta y para los precios unitarios se hace de los ratios económicos divulgados por el Colegio de Ingenieros Industriales de la Comunidad Valenciana

Tabla 2. Inversión en obra civil. *Fuente: Elaboración propia.*

| Nº | Descripción | Unidad | m2 | €/m2 | € |
|-------|---|--------|------|------|---------|
| 1 | Nave industrial planta de gasificación | 1 | 1000 | 180 | 180.000 |
| 2 | Plataforma de anclaje para las cintas transportadoras | 6 | 29 | 19 | 551 |
| 3 | Sala de soplantes con aislamiento | 1 | 64 | 300 | 19.200 |
| 4 | Sala de control | 1 | 25 | 225 | 5.625 |
| 5 | Pavimentación circulación de vehículos y peatones | 1 | 220 | 20 | 4.400 |
| Total | | | | | 209.776 |

4. Inversión en instalaciones eléctricas

La inversión que se requiere en instalaciones eléctricas se determina mediante la aplicación de ratio fijado por el Colegio de Ingenieros Industriales de la Comunidad Valenciana y la potencia total instalada del equipamiento de la planta calculada en la tabla 59 de la memoria del proyecto. El cálculo de la inversión se presenta en la tabla 3.

Tabla 3. Inversión en instalaciones eléctricas. *Fuente: Elaboración propia.*

| Nº | Descripción | Unidad | kW | Ratio €/ Kw | Coste € |
|----|--------------------------------|--------|--------|-------------|---------|
| 1 | Costo instalaciones eléctricas | 1 | 506.45 | 0.4 | 202584 |

La inversión en instalaciones eléctricas contempla la compra de transformadores, baterías automáticas de condensadores para compensación de la energía reactiva y acometidas eléctricas.

5. Inversión total

En la tabla 4 se consolidan los costos obtenidos anteriormente para determinar el valor total de la inversión inicial que requiere el proyecto.

Tabla 4. Inversión inicial del proyecto. *Fuente: Elaboración propia.*

| Inversiones iniciales requeridas por el proyecto | | Coste (€) |
|---|---------------------------------------|---------------------|
| 1 | Inversiones en obra civil | 209.776 |
| 2 | Inversión en equipos | 2.903.760 |
| 3 | Inversión en instalaciones eléctricas | 202.584 |
| Total | | 3.316.120 |
| Total (+IVA 21%) | | 4.012.505,20 |

