



UNIVERSIDAD CENTRAL "MARTA ABREU" DE LAS VILLAS
VERITATE SOLA NOBIS IMPONETUR VIRILISTOGA. 1948

*Facultad de Química y Farmacia.
Departamento de Ingeniería Química*

TRABAJO DE DIPLOMA

***Simulación en Aspen Plus del proceso de
gasificación de residuo de hidrolisis
enzimática de resina de pino.***

Autor: Reinaldo Ugalde Lima.

Tutor: P.T. Dr. Juan B. de Leon Benitez.

Dr. Luis E. Arteaga Perez.

Santa Clara, Julio del 2012

"Año 54 de la Revolución"

CON SU ENTRANABLE TRANSPARENCIA



RESUMEN

RESUMEN

El aprovechamiento de los residuos de la biomasa en los últimos años ha tomado un creciente interés por ser una materia prima con una alta disponibilidad, por su carácter renovable y por ser barata. Muchas investigaciones han estado dirigidas en aumentar su utilización integral para la generación de productos de alto valor agregado.

La combustión en lecho fluidizado aparece con buenas perspectivas dentro de las opciones tecnológicas para la disponibilidad energética a partir de un combustible.

En el presente trabajo se reportan los resultados experimentales del estudio preliminar de la gasificación del aserrín para la obtención de un gas de síntesis, utilizando para ello un gasificador experimental de lecho fluidizado, que como alternativa resulta atractiva y demuestra que es posible gasificar el aserrín para la obtención de un gas pobre en lugar de quemarlo.

Con estos resultados experimentales se desarrolla la simulación del proceso de gasificación, empleando para ello el software Aspen Plus 11.1, lo cual resulta importante y novedoso ya que permite establecer acciones en el comportamiento de las variables del proceso y ahorros de experimentos a nivel de laboratorio.

Finalmente con todos estos resultados se diseña el gasificador, se elabora el diagrama de flujo del proceso y se desarrolla la tarea de inversión con el consecuente análisis de factibilidad técnico económica, que como resultado final arroja que la tecnología de gasificación que se propone es rentable ya que se obtienen resultados positivos, con valores de VAN en el orden de \$ 1733714,35 MN, un 40% de la TIR y 3,3 años de periodo de recuperación de la inversión.

Finalmente se establecen las conclusiones y recomendaciones del trabajo para la continuidad de esta investigación que recién comienzan.

Palabras Clave:

Gasificación, Gas de síntesis, Simulación, Reformación, Termo-conversión.

SUMMARY

Summary

The use of the residuals of the biomass in the last years has taken a growing interest to be a matter it prevails with a high readiness, for its renewable character and to be cheap. Many investigations have been directed in increasing their integral use for the generation of products of high added value.

The combustion in channel fluidized appears with good perspectives inside the technological options for the energy readiness starting from a fuel.

Presently work the experimental results of the preliminary study of the gasification of the sawdust are reported for the obtaining of a synthesis gas, using for it an experimental gasifier of channel fluidized that is attractive as alternative and it demonstrates that it is possible to gasify the sawdust for the obtaining of a poor gas instead of burning it.

With these experimental results the simulation of the gasification process is developed, using for it the software Aspen Plus 11.1, that which is important and novel since allows to establish actions in the behaviour of the variables of the process and savings of experiments at laboratory level.

Finally with all these results the gasifier is designed, the diagram of flow of the process is elaborated and the investment task is developed with the economic consequent technical analysis of feasibility that as a result end throws that the gasification technology that intends is profitable since positive results are obtained, with values of they VAN in the order of \$1733714,35 MN, 40% of the TIR and 3,3 years of period of recovery of the investment.

Finally the conclusions and recommendations of the work settle down for the continuity of this investigation that newly begins.

Words Key: Gasification, Synthesis Gas, Modeling, Reforming, Thermo-conversion.

AGRADECIMIENTOS

AGRADECIMIENTOS

Resulta imposible al concluir este Trabajo de Diploma no agradecer a todas esas personas que de una forma u otra me han ayudado y apoyado en mi etapa estudiantil y especialmente en su culminación.

Mis más sinceros agradecimientos:

Índice

Índice.	Pág
Introducción.....	1
Capítulo #1. Revisión Bibliográfica	
1.1-Introduccion.....	4
1.2- Los Biocombustibles.	7
1.3 Conversión de biomasa.	9
1.3.1 Vías bioquímicas de conversión.....	10
1.3.2 Conversión termoquímica.....	10
1.3.2.1 Combustión.....	12
1.3.2.2 Pirólisis.	12
1.3.2.3 Gasificación.	13
1.4.- Consideraciones generales sobre el aserrín.	15
1.4.1-Propiedades termo físicas del aserrín.....	15
1.5 - Usos y aplicaciones del aserrín.....	18
1.6- Simulación de procesos en la industria química.....	19
1.6.1-Características esenciales en los simuladores de procesos disponibles.....	20
Conclusiones parciales.....	21
Capítulo #2 Análisis y simulación del proceso tecnológico.	
2.1- Descripción de la instalación experimental.....	22
2.2- Descripción del esquema tecnológico.....	23
2.3- Caracterización del aserrín como combustible.....	24
2.3.1- Análisis de componentes.....	25
2.3.2- Análisis elemental.....	25
2.4- Modelos matemáticos para sección de gasificación.....	26
2.5- Definición de parámetros para medir la eficiencia en el proceso.....	28
2.6- Caracterización de los resultados experimentales.....	28
2.6.1- Materiales y métodos.....	28
2.7- Validación del modelo.	31
2.8- Aplicación del modelo. Efecto de los parámetros operacionales.....	32
Conclusiones parciales.....	36
Capitulo #3. Diseño preliminar y evaluación económica de una planta de gasificación.	

Índice

3.1- Propuesta de Inversión.....	37
3.1.1-Problema Primitivo.....	37
3.1.2- Estudio de Mercado.....	37
3.1.3- Demanda y Capacidad.....	37
3.1.4- Alternativas tecnológicas.....	37
3.1.5- Consumos fundamentales.....	37
3.2-Memoria descriptiva del proceso.....	38
3.3- Selección del equipamiento.....	39
3.4-Dimensionamiento de los equipos seleccionados.....	41
3.4.1- Diseño del molino de martillos.....	41
3.4.2- Diseño del reactor de lecho fluidizado (gasificador).....	42
3.4.3- Diseño del soplador.....	44
3.5-Memoria descriptiva de los Sistemas Auxiliares.....	45
3.6- Análisis económico de la alternativa analizada.....	46
Conclusiones parciales.....	50
Conclusiones.....	51
Recomendaciones.....	51
Bibliografía.....	53

INTRODUCCIÓN

Introducción

En los últimos años ha tomado un creciente interés el aprovechamiento de la biomasa lignocelulósica por ser una materia prima con una alta disponibilidad, por su carácter renovable y por ser barata. Muchas investigaciones han estado dirigidas en aumentar su utilización integral para la generación de productos de alto valor agregado.

El uso de los residuos lignocelulósicos y principalmente los residuos de biomasa ofrece, por su bajo costo, perspectivas excelentes para la producción a mayor escala de bioetanol como combustible. El uso de estos materiales lignocelulósicos permitirá un sustancial incremento de la capacidad de producción del etanol combustible y una reducción del costo de producción de este a un nivel competitivo, debido a los costos relativamente bajos de la materia prima.

Los procesos tecnológicos que existen, en la mayoría de los casos, se han desarrollado sin tener en consideración su impacto ambiental. Como consecuencia, se ha hecho entonces necesario introducir en ellos transformaciones tecnológicas, que permitan lograr prácticas o procesos más limpios. Una de las alternativas sería, transformar la tecnología existente en otra que logre los mismos resultados mediante un proceso menos agresivo, siendo en esa proyección un paso de interés lograr disminuir la agresividad del proceso tecnológico, transformando sus residuales en productos que puedan ser materias primas para otros productos, es decir, en coproductos del sistema.

Actualmente existe una escalada en los precios de la energía y un aumento en las emisiones de CO₂, que amenaza el clima del planeta. Ante estos problemas, existe un consenso cada vez mayor sobre la necesidad de elaborar un nuevo modelo energético con las máximas aportación posible de energías renovables (solar, biomasa, etc.), hidrógeno e incluso energía nuclear, a fin de garantizar el suministro a un precio razonable con el menor daño medioambiental posible.

Las formas de aprovechamiento energético de la biomasa son diversas dependiendo de su naturaleza. Así, es posible obtener etanol, cada vez más utilizado como combustible de automoción, a partir de la fermentación de los diferentes residuos de celulosa.

En el proceso para la obtención de bioetanol a partir de aserrín como residuo linocelulosicos se prevé como alternativa la utilización del aserrín que resulta como desecho de la etapa de hidrólisis, propiciando el aprovechamiento energético de este con la introducción de una etapa de gasificación, que permita obtener gas de síntesis ($\text{CO} + \text{H}_2$) mediante calefacción controlada del aserrín a temperaturas superiores a 800 °C en atmósfera de aire.

El gas de síntesis obtenido puede utilizarse como combustible directo, como fuente para obtención de H_2 .

La gasificación, dada la severidad del tratamiento, está particularmente indicada para el tratamiento de residuos vegetales difícilmente aprovechables por otras vías.

La combustión en lecho fluidizado aparece con buenas perspectivas dentro de las opciones tecnológicas para la disponibilidad energética a partir de un combustible.

De acuerdo a la experiencia previa que sobre el tema existe, se establece:

Hipótesis científica:

Es factible desde el punto de vista tecnológico, económico y medioambiental, desarrollar una tecnología que permita la utilización de los desechos sólidos de la producción de etanol de lignocelulosicos a partir del aserrín que se genera en la etapa de hidrólisis de este proceso.

En concordancia con esto, son objetivos del presente trabajo los siguientes:

Objetivo general:

Evaluar posibilidades, tecnológicas y ambientalmente compatibles, para la obtención de productos de alto valor agregado a partir de los desechos sólidos de la producción de etanol de lignocelulosicos.

Objetivos específicos:

- Establecer el potencial de aprovechamiento energético de los residuos sólidos de la planta de producción de biocombustibles a partir de aserrín.
- Evaluar la tecnología de gasificación a partir de aserrín, a partir de la simulación del proceso utilizando el software Aspen Plus 11.1.
- Elaborar y evaluar propuestas de inversión que propicien el aprovechamiento de los desechos.

En el trabajo se alcanzan los siguientes resultados:

TAREAS:

- Definir los desechos generados en la planta de producción de Biocombustibles a partir de las cuales se pueden desarrollar el proceso de conversión de estos desechos en productos valiosos sobre la base de las factibilidades técnico económico necesario para ello.
- Determinación del marco teórico sobre la base de la bibliografía más actualizada.
- Definición del Esquema de Flujo del Proceso de conversión.
- Simulación del proceso.
- Seleccionar el equipamiento necesario para llevar a cabo el proceso de conversión.
- Valoración económica y medio ambiental del proceso.

CAPÍTULO 1:

Revisión bibliográfica:

Capítulo 1: Revisión Bibliográfica:**1.1- Introducción.**

La gasificación es una vía importante para la conversión de desechos y materiales biomásicos para productos gaseosos útiles: gas combustible para quemado directo en aplicaciones térmicas (hornos, calderas) o quemado en calderas a carbón, gas para motores, turbinas y celdas de combustible, o como materia prima para producción de combustibles o químicos. Específicamente apuntando a la generación de singas, donde el hidrógeno se convierte en el centro del planteo. Aproximadamente el 95% del hidrógeno producido hoy proviene de materia prima carbonosa, principalmente de origen fósil. Sólo una fracción de este hidrógeno se utiliza actualmente para fines energéticos; la mayor parte sirve como materia prima química para la petroquímica, alimentos, electrónica y metalúrgica.

Sin embargo, la cuota de hidrogenación en el mercado de la energía está aumentando con la implementación de sistemas de pilas combustible y la creciente demanda de combustibles de emisiones nulas.

La biomasa tiene el potencial de acelerar la realización del hidrógeno como combustible principal del futuro, como la biomasa es renovable y consume CO₂ en la atmósfera durante el crecimiento, puede tener un mínimo impacto neto de CO₂ en comparación con los combustibles fósiles. Sin embargo, el hidrógeno de la biomasa tiene desafíos sustantivos.

Las demostraciones tecnológicas aún no se han completado. El rendimiento de hidrógeno es bajo a partir de biomasa ya que el contenido de hidrógeno de la biomasa es bajo, para empezar (6% frente al 25% para el metano) y el contenido de energía es bajo, debido al contenido de oxígeno(40%).

El contenido de energía de la materia prima es una limitación inherente del proceso.

Las tecnologías de conversión de biomasa se pueden dividir en dos categorías:

- 1) La producción por vías directas.
- 2) La conversión de los intermedios almacenables.

Las vías directas tienen la ventaja de ser sencillas. Las rutas indirectas tienen pasos adicionales de producción, pero tienen la ventaja que se puede distribuir la producción de los intermedios, minimizando los costos de transporte de la biomasa. Los intermediarios pueden ser enviados a una central de producción de hidrógeno de instalaciones a gran escala. Ambas clases tienen caminos termoquímicos y biológicos.

Tareas prometedoras en la biomasa para la conversión de hidrógeno de tecnología de I + D están determinados por la oferta del sector materias primas de bajo coste de la biomasa y los mercados para el hidrógeno en las zonas donde las materias primas están disponibles. Las áreas de investigación incluyen: preparación alimentación materia prima, acondicionamiento del gas de gasificación, integración del sistema, desarrollo de sistemas modulares, integración de coproductos valiosos, etc.

La gasificación térmica incluirá la secuencia

- Biomasa+energía $\rightarrow$ CO+H₂+CH₄+...

Como se ha expresado aparecen productos intermedios, así en la pirólisis:

- Biomasa +Energía $\rightarrow$ bio oil+char+gas

El reformado catalítico del Bio Oil:

- Bio-oil + H₂O $\rightarrow$ CO + H₂
- CO + H₂O $\rightarrow$ CO₂ + H₂

La gasificación de biomasa en lecho fluidizado ofrece ventajas como la posibilidad del escalado a medio y larga escala, la posibilidad de acotar temperatura del lecho para evitar aglomeraciones.

En general, los modelos de gasificación en lecho fluidizado se distinguen en modelos termodinámicos, modelos según régimen de flujo y modelos transitorios. Debe destacarse el modelo simple de fase doble que supone que todo el gas exceso de la velocidad mínima de fluidización fluye en el lecho como burbujas, mientras la emulsión permanece estacionario en las condiciones de fluidización mínima (**Toomey, 1953**).

De pobre ajuste experimental, el avance con el modelo de Davidson, sobre la mecánica de fluidos, asumiendo burbujas esféricas libres de sólidos, en un lecho cuyos sólidos se desplazan fuera del camino de las burbujas como un fluido viscoso y el gas fluye a través de la región densa en situación viscosa incompresible (**J.F. Davidson, 1963**).

A partir de éste surgieron modelos en base a consideraciones de las burbujas, la posibilidad de dos o tres regiones y por lo tanto de la cantidad de parámetros, llegando al modelo K-L en tres fases (burbuja ,nube, emulsión), con sus parámetros en términos de una variable como el tamaño efectivo de burbujas (**Kunii, 2001**).

En el modelo de dos fases (burbuja y emulsión), isotérmico, la fase emulsión contiene todas las partículas y una fracción del gas, es continua y permanece en una condición de fluidización incipiente. Todo el gas en el conocido como flujo de exceso, en exceso para mantener la fluidización incipiente, se supone pasa a través del lecho como burbujas sin sólidos, es decir, de gran acento en la hidrodinámica del proceso.

Adicionalmente existen estudios sobre el llamado modelo de flujo neto, que se refiere a la generación neta del número de moles de gas en la fase emulsión, debido a la devolatilización y las reacciones homo y heterogéneas, diferenciando en tomar modelo flujo pistón en la fase burbuja y de mezcla completa en fase emulsión (Yan, 1998).

La mayoría de ellos atendieron al tratamiento del sólido carbón. Recientes trabajos incorporan el estudio sobre la gasificación de biomasa (Sadaka, 2002).

Respecto al modelo de fluidización, para lecho fluido burbujeante, con ventajas como permitir operar con diferentes tipos de biomasa (incluso con contenidos importantes de cenizas), gran rendimiento termodinámico, facilidad y seguridad de operación, confiabilidad mecánica(pocos dispositivos móviles en el interior del gasificador), tiempo de arranque y parada corta, facilidad de control de temperatura, originalmente pensado como reactor pistón, se presentaban desvíos en el contacto G-S considerando el pasaje de gas en el lecho.

La situación ideal de conversión total de carbón, alquitranes e hidrocarburos en gases combustibles, se aleja o se acerca de acuerdo a factores intervinientes en las propias reacciones termoquímicas y las ligadas al diseño del reactor, el uso del aire como agente oxidante (produce gas de bajo poder calorífico) aunque su reemplazo por oxígeno influye sobre los productos de la gasificación (disminución de alquitranes pero bajo tenor de hidrógeno, monóxido y alto contenido de dióxido). Se presenta un diagrama simplificado de ocurrencia de proceso, según temperatura y relación aire-combustible(A/C) para biomasa.

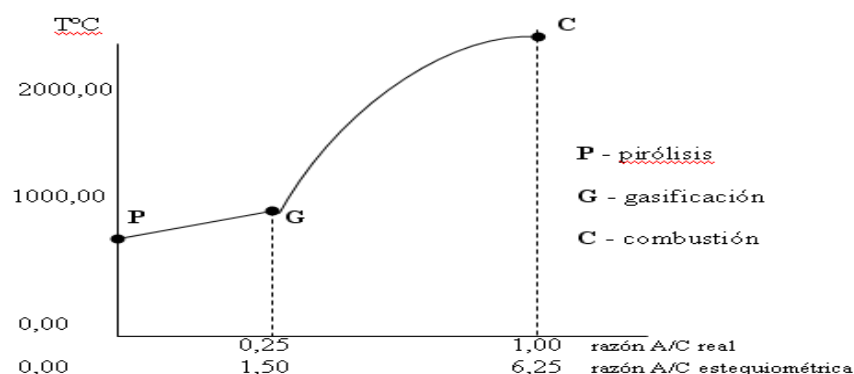


Figura 1.1- Diagrama aire-combustible y razón de equivalencia.

No debe descuidarse la atención de la presencia de alquitranes e impurezas. En el caso de los alquitranes las posibilidades se resumen en atenderlos por las vías de reducción in situ o pos gasificación, de acuerdo a la secuencia de las figuras:

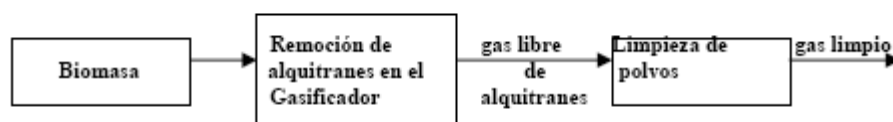


Figura 1.2: Deducción in situ.

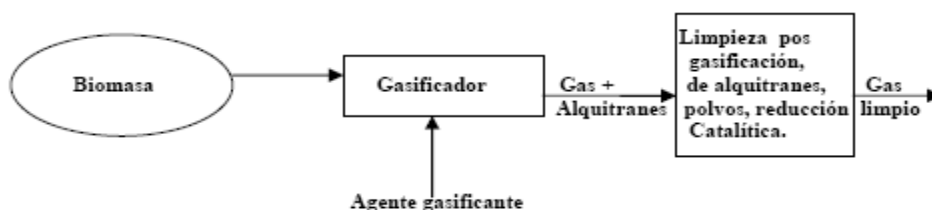


Figura 1.3: Reducción pos gasificación.

1.2.- Los Biocombustibles.

Se entiende por biocombustible a aquellos combustibles que se obtienen de biomasa, es decir, de organismos recientemente vivos (como plantas) o sus desechos metabólicos (como estiércol).

Recientemente ha surgido un gran interés por los biocombustibles, principalmente debido a que los gobiernos pretenden disminuir su dependencia de los combustibles fósiles y así lograr mayor seguridad energética. Además, se mencionan diversas ventajas de los biocombustibles con respecto a otras energías, como la menor contaminación ambiental, la sustentabilidad de los mismos y las oportunidades para sectores rurales. Tanto los combustibles fósiles como los biocombustibles, tienen origen biológico. Toda sustancia susceptible de ser oxidada puede otorgar energía. Si esta sustancia procede de plantas, al ser quemada devuelve a la atmósfera dióxido de carbono que la planta tomó del aire anteriormente. Las plantas, mediante la fotosíntesis, fijan energía solar y dióxido de carbono en moléculas orgánicas.

En el caso de los biocombustibles, la sustancia a ser quemada proviene de fotosíntesis reciente, por eso se afirma que la utilización de biocombustibles no tiene impacto neto en la cantidad de dióxido de carbono que hay en la atmósfera. Algunos la consideran energía renovable en el sentido que el ciclo de plantación y cosecha se podría repetir indefinidamente, teniendo en cuenta que no se agoten los suelos ni se contaminen los campos de cultivo.

El biodiesel es un biocombustible que se fabrica a partir de cualquier grasa animal o aceites vegetales, que pueden ser ya usados o sin usar. Se suele utilizar girasol, canola o soja, los cuales, en algunos casos, son cultivados exclusivamente para producirlo. Se puede usar puro o mezclado con gasoil en cualquier proporción en motores diesel. El principal productor de biodiesel en el mundo es Alemania, que concentra el 63% de la producción. Le sigue Francia con el 17%, Estados Unidos con el 10%, Italia con el 7% y Austria con el 3%.

El sistema más habitual es la transformación de estos aceites a través de un proceso de transesterificación. De este modo, a partir de alcohol metílico, hidróxido sódico (soda cáustica) y aceite vegetal se obtiene un éster que se puede utilizar directamente en un motor diesel sin modificar, obteniéndose glicerina como subproducto. La glicerina puede utilizarse para otras aplicaciones.

El bioetanol, también llamado etanol de biomasa, es un alcohol que se obtiene a partir de maíz, sorgo, caña de azúcar o remolacha. Permite sustituir las gasolinas o naftas en cualquier proporción y generan contaminación ambiental. Brasil es el principal productor de bioetanol, 45% de la producción mundial, Estados Unidos representa el 44%, China el 6%, la Unión Europea el 3%, India el 1% y otros países el restante 1%.

El bioetanol puede proceder del maíz como en los EEUU o de la caña de azúcar como el que se fabrica en Brasil. En este último país se ha venido utilizando el alcohol como combustible de automoción desde los años 60 aproximadamente.

La caña de azúcar, la remolacha o el maíz no son la única fuente de azúcar. Puede ser utilizada la celulosa para obtener azúcar. La celulosa es una larga cadena formada por “eslabones” de glucosa. De este modo, casi todo residuo vegetal será susceptible de ser transformado en azúcar y luego gracias a la fermentación por levaduras obtener el alcohol destilando el producto obtenido.

El biogás, resulta de la fermentación de los desechos orgánicos. Este combustible es una alternativa más en la matriz energética del país.

1.3 Conversión de biomasa

La forma voluminosa e incómoda de la biomasa es un importante obstáculo para un rápido cambio. A distinción de gas o líquido no puede ser almacenada, o transportada con facilidad, especialmente en su utilización para el transporte esta proporciona una motivación importante para la conversión de la biomasa sólida en líquido y los combustibles gaseosos, que pueden lograrse a través de uno de los dos caminos principales: vía bioquímica y termoquímica

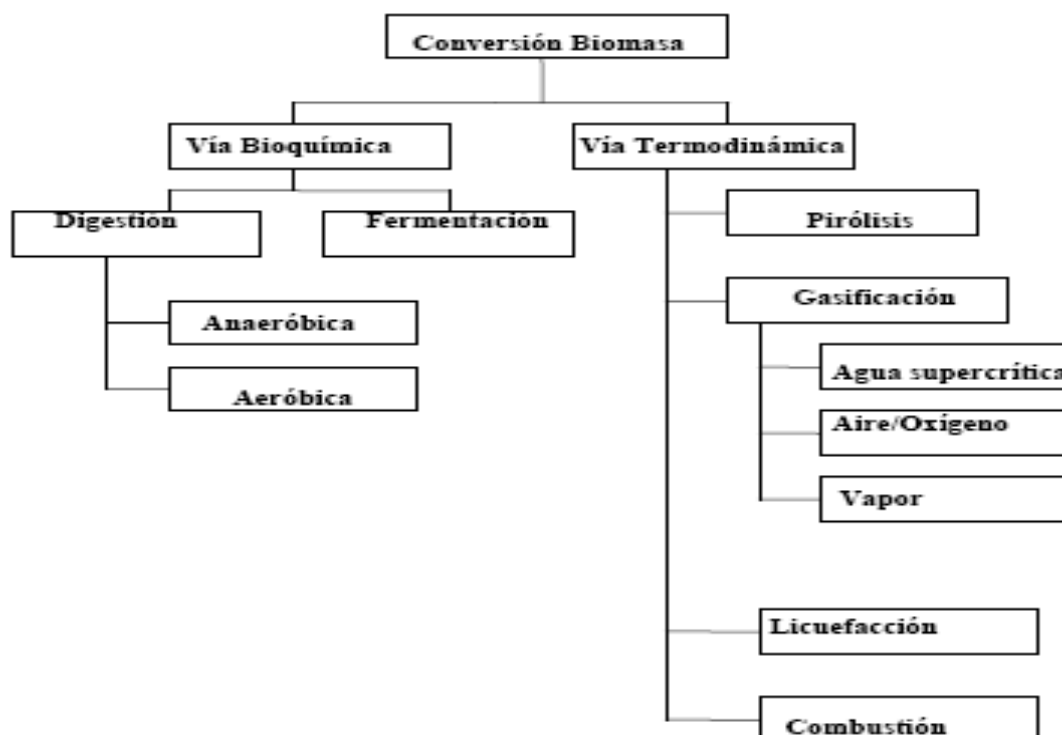


Figura 1.4: Caminos biológicos y químicos de conversión de biomasa.

La conversión bioquímica es quizás la forma más antigua de la gasificación de biomasa. India y China producen gas metano para obtener energía por las necesidades locales de digestión anaeróbica microbiana de los desechos animales. En los tiempos modernos, la mayoría del etanol para combustibles de automoción se produce a partir de maíz utilizando la fermentación. La conversión termoquímica de biomasa en gases vino mucho más tarde. De gran envergadura, es el uso de gasificadores de biomasa a pequeña escala comenzó durante la Segunda Guerra Mundial, cuando más de un millón de unidades estaban en uso.

1.3.1 Vías bioquímicas de conversión.

En la conversión bioquímica, las moléculas de la biomasa se descomponen en partes más pequeñas, moléculas por bacterias o enzimas. Este proceso es mucho más lento que termoquímico conversión, pero no requiere la cantidad de energía externa. Las tres principales vías para la conversión bioquímica son:

- Digestión (aeróbica y anaeróbica).
- Fermentación.
- Hidrólisis enzimática o ácida.

Los principales productos de la digestión anaerobia son el metano y el dióxido de carbono además de un residuo sólido. Las bacterias acceden al oxígeno desde la propia biomasa en lugar del aire ambiente. La digestión aeróbica, o de compostaje, es también una descomposición bioquímica de la biomasa, excepto que se lleva a cabo en presencia de oxígeno. Utiliza diferentes tipos de microorganismos que acceden al oxígeno desde el aire, produciendo carbono, dióxido de carbono, calor, y un sólido digerido. En la fermentación, parte de la biomasa se convierte en azúcares mediante ácido o enzimas. El azúcar se convierte en etanol u otros productos químicos con la ayuda de levaduras. La lignina no se convierte y se deja ya sea para combustión o para la conversión termoquímica en químicos. A diferencia de la digestión anaerobia, el producto de la fermentación es líquido.

La fermentación del almidón y de materia prima a base de azúcar (es decir, maíz y caña de azúcar) en etanol es totalmente comercial, pero esto no es el caso de la biomasa celulósica debido al costo y la dificultad para romper (hidrolizar) los materiales en azúcares fermentables. Las materias primas de lignocelulosa, como la madera, requiere hidrólisis de pretratamiento (ácida, enzimática o hidrotermal) para romper la celulosa y la hemicelulosa en azúcares simples y necesarios para la acción de la levadura y bacterias en el proceso de fermentación.

La tecnología de la hidrólisis ácida está más afianzada que la hidrólisis enzimática, aunque este último podría tener una ventaja de costo significativo.

1.3.2 Conversión termoquímica.

En la conversión termoquímica, toda la biomasa se convierte en gases, que luego se sintetiza en los productos químicos que desee o utilizar directamente. La síntesis de Fischer-Tropsch de gas de síntesis en combustibles líquidos para el transporte es un ejemplo de conversión termoquímica.

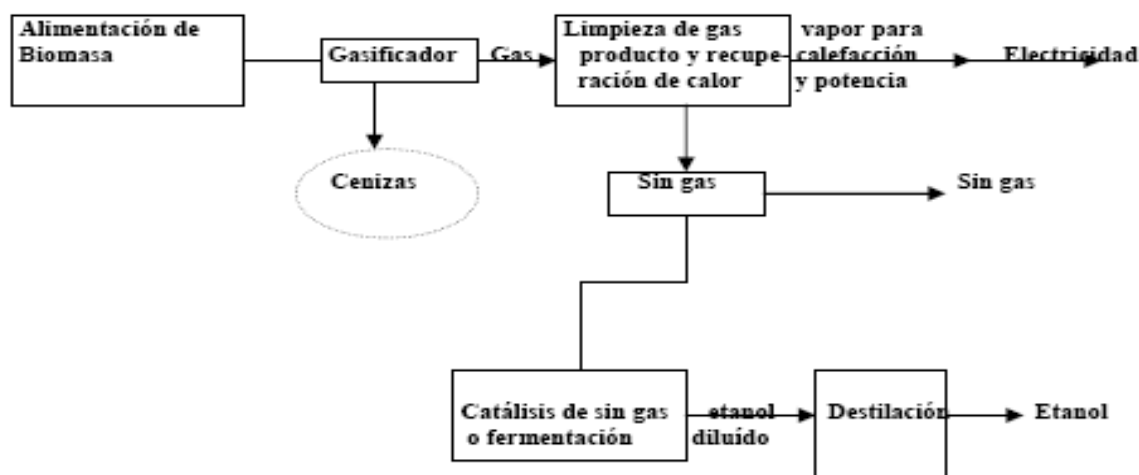


Figura 1.5- Trayectoria termoquímica para producción de gas, energía y etanol

La producción de energía térmica es el principal motor de esta ruta de conversión que tiene cuatro vías principales: combustión, pirólisis, gasificación, licuefacción.

Tabla 1.1: Comparación de estas cuatro vías para la conversión termoquímica de biomasa.

Proceso	Temperatura(°C)	Presión(MPa)	catalizador	secado
licuefacción	250-330	5-20	básico	no precisa
pirólisis	380-530	0.1-0.5	no necesario	necesaria
combustión	700-1400	>0.1	no necesario	puede favorecer
gasificación	500-1300	>0.1	puede favorecer	necesario

La combustión implica la conversión a alta temperatura de la biomasa, en exceso de aire, en dióxido de carbono y vapor. Gasificación, por el contrario, implica una reacción química en un ambiente deficiente de oxígeno. La pirólisis se lleva a cabo a una temperatura relativamente baja en ausencia total de oxígeno. En la licuefacción, las moléculas grandes, como materia prima, se descomponen en líquidos con moléculas más pequeñas.

Esto ocurre en presencia de un catalizador a una temperatura aún más baja. La vía bioquímica para la producción de etanol es la más comercialmente desarrollada frente a la termoquímica, pero requiere de azúcar o almidón como materia prima, no puede usar material lignocelulósico.

A pesar de que las vías rutas enzimáticas o bioquímicos están más desarrolladas, se trata de un proceso por lotes y tiene un orden de magnitud más elevado para completarse que el proceso termoquímico. En la vía termoquímica, la biomasa se convierte primero en gas de síntesis, posteriormente se convierte en etanol a través de la síntesis o algún otro medio.

1.3.2.1 Combustión.

La combustión representa tal vez el más antiguo método de utilización de la biomasa, dado que la civilización comenzó con el descubrimiento del fuego. La quema de madera de los bosques enseña los seres humanos cómo cocinar y cómo calentar. Químicamente, la combustión es una reacción exotérmica entre el oxígeno y el hidrocarburo en la biomasa. En este caso, la biomasa se convierte en dos principales compuestos estables: H_2O y CO_2 . El calor de reacción que se libera en la actualidad es la mayor fuente de consumo de energía humana, que representan más del 90% de la energía de la biomasa. El calor y la electricidad son dos formas principales de energía derivada de biomasa. La biomasa todavía proporciona el calor para cocinar y el calor, especialmente en las zonas rurales.

La electricidad, el fundamento de toda actividad económica moderna, puede ser generada a partir de la combustión de biomasa. La mayoría de la práctica común consiste en la generación de vapor mediante la quema de biomasa en una caldera y la generación de energía eléctrica mediante una turbina de vapor. En algunos lugares, la electricidad se produce quemando gas combustible derivado de biomasa, a través de la gasificación. La biomasa se utiliza tanto como combustible independiente o como complemento a los combustibles fósiles en una caldera. La última opción es cada vez más común como el más rápido y los medios menos costosos para reducir las emisiones de dióxido de carbono de una planta de combustible fósiles existentes ⁽⁸⁾. Esta opción se llama co-combustión.

1.3.2.2 Pirólisis.

A diferencia de la combustión, la pirólisis se lleva a cabo en ausencia total de oxígeno, excepto en los casos donde se permite la combustión parcial para proporcionar la energía térmica necesaria para este proceso. La pirólisis es una descomposición térmica de la biomasa en gas, líquido y sólido, Puede ser pirólisis leve, lenta y/o rápida

En la pirólisis, las moléculas grandes de hidrocarburos de la biomasa se desglosan en moléculas más pequeñas de hidrocarburos. La pirólisis rápida produce combustible líquido, principalmente, conocido como bio-oil; la pirólisis lenta produce un poco de gas y sólido de carbón. La pirólisis es prometedora para la conversión de biomasa de residuos en útiles combustibles líquidos. A diferencia de la combustión, no es exotérmica. En este proceso (llamado así por la palabra francesa para asar), la biomasa se calienta a 230 a 300 °C sin contacto con el oxígeno. La estructura química de la madera se altera, lo que produce dióxido de carbono, monóxido de carbono, agua, ácido acético y metanol. Torrefacción aumenta la densidad de energía de la biomasa. También reduce en gran medida su peso, así como su carácter higroscópico, mejorando así el uso comercial de la madera para la producción de energía mediante la reducción de sus gastos de transporte.

1.3.2.3 Gasificación.

La gasificación convierte los combustibles fósiles o no fósiles (sólidos, líquidos o gaseosos) en gases útiles y productos químicos. Requiere de un medio para la reacción, que puede ser gas o agua supercrítica (no confundir con el agua ordinaria en condición subcrítica). Los medios gaseosos incluyen aire, oxígeno, vapor subcrítico, o una combinación de ellos. En la actualidad, la gasificación de combustibles fósiles es más común que la de combustible no fósil como la biomasa, para la producción de gases sintéticos. En esencia, convierte un potencial de combustible de una forma a otra.

Existen tres motivaciones principales para tal transformación:

1. Para aumentar el valor calórico del combustible.
2. Para eliminar el azufre y el nitrógeno de tal manera que cuando se quema el combustible gasificado no sean liberados a la atmósfera.
3. Para reducir el índice de masa carbono-hidrógeno (C / H) en el combustible.

En general, cuanto mayor sea el contenido en hidrógeno del combustible, menor es la temperatura de vaporización y mayor la probabilidad del estado gaseoso del combustible estado. La gasificación o pirólisis aumenta el contenido relativo de hidrógeno (razón H/C) en el producto a través de los siguientes medios:

- Directo: la exposición directa al hidrógeno a alta presión.
- Indirecto: la exposición al vapor a alta temperatura y presión, donde el hidrógeno, como un producto intermedio, se añade al producto. Este proceso también incluye el reformado con vapor.

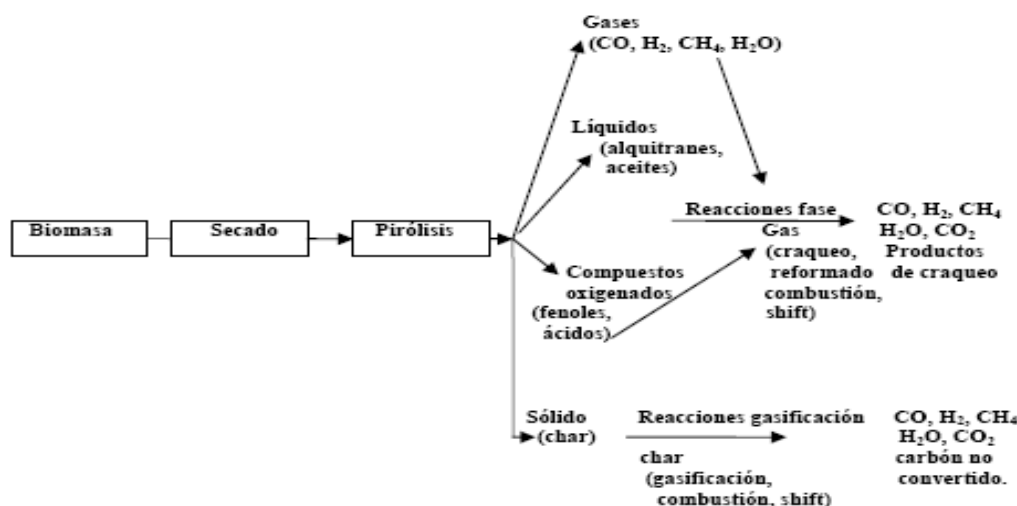


Figura 1.6: Caminos potenciales para la gasificación.

La gasificación de la biomasa también conlleva en la extracción de oxígeno del combustible para aumentar su densidad de energía. Por ejemplo, una biomasa típica tiene alrededor de 40 a 60% de oxígeno en peso, pero un gas combustible útil contiene sólo un pequeño porcentaje de oxígeno. El oxígeno se elimina de la biomasa ya sea por deshidratación o descarboxilación. Este último proceso, que rechaza el oxígeno a través de CO_2 , aumenta la relación H/C del combustible a fin de que emita menos gases de efecto invernadero al efectuarse la combustión. La biomasa puede proporcionar casi todo lo que proporcionan los combustibles fósiles, ya sea de combustible o insumos químicos. En primer lugar, no hace ninguna contribución neta a la atmósfera cuando se queman, en segundo lugar, su uso reduce la dependencia en combustibles fósiles no renovables y, a menudo importados.

Por estas razones, la gasificación de biomasa en las emisiones de CO y H₂ proporciona una buena base para la producción de combustibles de transporte de líquidos, como gasolina, y productos químicos sintéticos, como el metanol.

1.4.- Consideraciones generales sobre el aserrín.

La biomasa es una mezcla compleja de materiales orgánicos como carbohidratos, grasas y proteínas, junto a pequeñas cantidades de minerales como sodio, fósforo, calcio y hierro. Los principales componentes de biomasa de plantas son los extractivos, componentes de pared celular o fibras y cenizas.

Químicamente, la madera es una sustancia compleja, la cual está formada esencialmente por celulosa, polisacáridos y lignina. La madera es en sí, una sustancia química heterogénea, existiendo una marcada diferencia entre las diferentes especies que existen. La estructura de una madera blanda o gimnosperma, tal como el pino, es relativamente simple y homogénea. La estructura de una madera dura o angiosperma, tal como el roble, es mucho más compleja y heterogénea que la de las maderas gimnospermas (madera blanda). En el caso particular se trabajará con inaprovechable de madera de pino.

1.4.1-Propiedades termofísicas del aserrín.

Las propiedades físicas para el estudio y análisis de los procesos termoconversión de la madera, incluyen: densidad, densidad bruta, tamaño de partículas, área superficial externa e interna volumétrica, porosidad (fracción de vacíos o huecos).

Algunas de las propiedades físicas son importantes para su comportamiento en la gasificación. Así la permeabilidad juega un rol importante en la pirólisis, ya que el material de alta permeabilidad permite que los gases de la pirolisis queden retenidos en los poros, aumentando el tiempo de permanencia en la zona reactiva, elevando la posibilidad de craqueo secundario para generar char.

La disposición de los poros (longitudinal) influirá sobre la conductividad y difusividad.

En el caso de la densidad, se pueden distinguir cuatro densidades características: verdadera (masa total/volumen sólido), aparente (masa total/volumen aparente incluyendo sólido y poros internos), siendo la más usada para el cálculo por ser más fácil de medir y da el volumen real ocupado por la partícula, bruta (masa total de partículas/volumen bruto ocupado por las partículas) depende del grado de empaque de las partículas.

- Densidad aparente=densidad verdadera(1- fracción hueca en una partícula)
- Densidad bruta=densidad aparente(1- fracción vacía del empaque de partícula)

Finalmente, la densidad de crecimiento es solamente empleada en la industria para conocer cuanta biomasa se puede disponer por unidad de área de terreno.

La gasificación, básicamente como proceso de conversión termoquímico, está muy influida por las propiedades termodinámicas como conductividad térmica, calor específico y calor de formación.

La conductividad térmica varía con la densidad y la humedad. Existen variadas correlaciones para expresar esta dependencia, por ej. (**Mac Lean, 1941**):

$$K_{ef} = \text{grav. espec.} (0.2 + 0.004M_a) + 0.0238 \quad \text{para } M_a > 40\%$$

$$K_{ef} = g_e (0.2 + 0.0055M_a) + 0.0238 \quad \text{para } M_a < 40\%, \quad K_{ef} (\text{W/mK})$$

Con g_e la gravedad específica del combustible, M_a porcentaje de humedad en base seca.

En el caso de la madera, material fibroso, se considera (**Thurman, 2002**) la conductividad paralela a la dirección de las fibras como:

$K_{ef} = \varphi(x)K_a + \gamma(x)K_h + \mu(x)[K_g + K_{rad}]$ W/mK, $\varphi(x), \gamma(x), \mu(x)$ son funciones dependientes de la estructura celular y longitudes adimensionales; K_a, K_h, K_g conductividades térmicas de la pared de la fibra(sólido seco), húmeda y del gas, respectivamente, mientras K_{rad} la contribución de la radiación a la conductividad.

$$K_h = -0.487 + 5.887 \cdot 10^{-3}T - 7.39 \cdot 10^{-6}T^2$$

$$K_g = -7.494 \cdot 10^{-3} + 1.709 \cdot 10^{-4}T - 2.377 \cdot 10^{-7}T^2 + 2.202 \cdot 10^{-10}T^3 - 9.463 \cdot 10^{-14}T^4 + 1.581 \cdot 10^{-17}T^5$$

$$K_a = 0.52 \quad (\text{dirección normal a las fibras})$$

$$K_a = 0.73 \quad (\text{dirección paralela a las fibras})$$

K_{rad} , dependiente de emisividad de poros y temperatura

Todas en w/mK

Respecto al calor específico, también es afectado por la temperatura y la humedad, una correlación (**Jenkins, 1989**), para un amplio grupo de maderas (secas), entre 0-106°C:

$$Cp(T)=0.266+0.00116T, T \text{ en } ^\circ\text{C}$$

La contribución de la humedad del combustible se tiene en cuenta como:

$Cp=M_h C_h+(1-M_h)Cp(T)$, con M_h fracción húmeda en base húmeda, C_h el calor específico del agua.

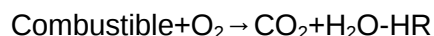
El calor de formación (o entalpía de formación), válido para compuestos a partir de sus elementos constituyentes, gases como hidrógeno, oxígeno, nitrógeno lógicamente, estables en su forma elemental, no registrarán calor de formación, a diferencia de agua, dióxido de carbono, monóxido de carbono, metano, etc.

El calor de reacción, liberado o adsorbido en la reacción, no cambia con la temperatura. Vinculado a la combustión, se denomina calor de combustión que se obtiene a partir de los calores de formación como:

$HR(\text{calor de reacción}) = \text{suma de HF de los productos} - \text{suma de HF de los reactivos}$

Con HF calor de formación.

Para un proceso de combustión se asocia al cambio entálpico para la reacción balanceada:



La temperatura de ignición determina el nivel a partir del cual la reacción se vuelve autosostenible, es generalmente más baja para materiales con gran contenido de volátiles (**Grotkjaer, 2001**), se ubica en un rango de 230-280°C para la madera.

El diseño térmico de un sistema (combustor o gasificador) requiere la información tanto de su contenido de energía como la composición del combustible, es decir, del análisis último, análisis próximo como valores caloríficos, para la composición de un combustible hidrocarbonato en términos de sus elementos básicos (salvo humedad M y constituyentes inorgánicos), el análisis último es $C+H+O+N+S+\text{cenizas}+M=100\%$.

C, H, O, N, S son porcentajes en peso de carbono, hidrogeno, oxigeno, nitrógeno, azufre; el hidrogeno y oxígeno en el análisis último no incluye el presente como humedad. Para la biomasa (con mayor énfasis el aserrín) no contiene azufre, con gran ventaja en su empleo en conversión energética sin emisiones de oxido de azufre.

En el caso de la celulosa, presente en la biomasa posee altas cantidades de hidrógeno y oxígeno, dando bajos valores de calentamiento.

Un conjunto de valores típicos para el aserrín sería:

C: 47.2%; H: 6.5%; O: 45.4%; cenizas: 1.0%; en base seca

El análisis próximo da la composición de la biomasa en términos de los componentes globales como humedad-M-, volátiles-V-cenizas y carbono fijo, resultando en un proceso no costoso y relativamente sencillo

El carbono en el análisis próximo no incluye el carbono de los volátiles, usándose a veces como el rendimiento del char pos volatilización.

Los volátiles de un combustible son los vapores condensables y no condensables resultantes del calentamiento del combustible, dependiendo de la tasa de calentamiento y la temperatura de calentamiento.

Las cenizas son el residuo inorgánico luego del quemado completo del combustible, sus constituyentes primarios son silica, aluminio, hierro y calcio, aunque pueden estar presentes pequeñas cantidades de, magnesio, titanio, sodio y potasio. Dependiendo de la biomasa se determinan por normas ASTM, E y/o D.

En general, para biomasa, el contenido de cenizas es muy bajo. La ceniza obtenida de la conversión de biomasa no proviene en su totalidad necesariamente de la misma biomasa, sino de impurezas propias del manipuleo.

1.5 - Usos y aplicaciones del aserrín.

Recuperar, reciclar, reutilizar y reparar son algunas de las "erres" que deben marcar, inevitablemente, este milenio. En el tema en particular, se puede señalar que la acumulación de los residuos en los aserraderos provoca que al descomponerse los mismos, se devuelva a la atmósfera el dióxido de carbono contenido en la materia orgánica. El contenido de CO₂ en la atmósfera está aumentando a un índice de entre un 0.4 y 0,48 % anual, que es el índice más rápido que se haya registrado en los últimos 500 millones de años.

La incidencia del sol y las altas temperaturas provoca en las grandes montañas de aserrín una pirólisis a baja temperatura, producto de lo cual se emiten gases contaminantes al medio. Se debe sumar que estos residuos constituyen un medio ideal para la generación de plagas y enfermedades. Por lo tanto, transformar estos desechos en productos de uso social se traduce también como aplicación de tecnología para el saneamiento ambiental (**Channiwala, 2001**).

Con respecto a las alternativas de uso de residuos forestales, en general, se puede bosquejar: Productos de celulosa de madera (lignocelulosa): energía, biofertilizantes, suplementos alimenticios; sustancias bioactivas y productos forestales naturales: cera, derivados clorofílicos, aceites esenciales, harina vitamínica; resinas y sus derivados: colofonia (pez griega), trementina; mobiliario y tableros: muebles, tableros de partículas.

Estos productos se encuentran actualmente en distintas fases de desarrollo (laboratorio, pruebas, planta piloto y planta industrial), y la estrategia se dirige a consolidar la fase productiva y de comercialización de estos productos en la región.

La multiplicación de los usos de las materias forestales conducirá a muchos países a decir cuántas hectáreas habrá que forestar, reforestar o someter a explotación intensiva, para explotar las nuevas posibilidades, sobre todo teniendo en cuenta que ya existe una gran competencia entre diversas formas de aprovechar la tierra.

Los países de tradición forestal van incorporando en su planificación el concepto de bosque energético sustentable, dando alternativas de utilización al completo forestal.

1.6- Simulación de procesos en la industria química.

El creciente incremento del uso de los sistemas computacionales para la solución de problemas en la Ingeniería Química, ha generado la necesidad de obtener modelos matemáticos de los procesos, que pretenden reproducir el comportamiento de los procesos reales, y que al ser resueltos permiten saber, o al menos visualizar, el comportamiento del sistema bajo circunstancias diversas (experimentación numérica).

La simulación: es la experimentación con un modelo de una hipótesis o un conjunto de hipótesis de trabajo. Autores como **Thomas T. Goldsmith Jr.** y **Estle Ray Mann** la definen como: "Una técnica numérica para conducir experimentos en una computadora digital. Estos experimentos comprenden ciertos tipos de relaciones matemáticas y lógicas, las cuales son necesarias para describir el comportamiento y la estructura de sistemas complejos del mundo real a través de largos períodos".

Otros como **R.E. Shannon** tienen una definición más formal formulada: "La simulación es el proceso de diseñar un modelo de un sistema real y llevar a término, experiencias con él, con la finalidad de comprender el comportamiento del sistema o evaluar nuevas estrategias -dentro de los límites impuestos por un cierto criterio o un conjunto de ellos para el funcionamiento del sistema".

La simulación es indispensable para la descripción y análisis de una amplia variedad de problemas reales. La misma proporciona considerables beneficios según el contexto en el que se use: ahorro de tiempo, ahorro de recursos económicos, permite analizar la ocurrencia de ciertos fenómenos a través de la reconstrucción de escenas y un minucioso análisis, que no podría llevarse a cabo en una situación real, una vez desarrollado un modelo de simulación válido, se pueden explorar nuevas políticas, procedimientos operativos, o métodos sin necesidad de afectar al sistema real; etc.

1.6.1-Características esenciales en los simuladores de procesos disponibles.

Los simuladores de procesos se han extendido en la práctica industrial; en la actualidad existen cuatro simuladores de procesos químicos que se están utilizando ampliamente ellos son:

- 1- ASPEN PLUS 11.1
- 2- HYSIS
- 3- CHEMCAD
- 4- DINAPLUS

Estos tienen como características esenciales que son paquetes de programas compuestos por bancos de datos, modelos de propiedades físicas, modelos de dimensionamiento y operación; dichos simuladores tienen modelos de reactores y operaciones unitarias que pueden ser usadas en el cálculo de balances de masa y energía.

Por su gran aplicación y fiabilidad muchas veces estos simuladores sustituyen experimentos a escala piloto y jugando un rol complementario en muchos otros simuladores, ahorrando recursos y tiempo.

Sus principales características:

1. Contiene una enorme base de datos de propiedades de sustancias, modelos termodinámicos, incluyendo parámetros para muchas mezclas.
2. Posee una gran cantidad de operaciones disponibles. Numerosos parámetros disponibles.
3. Incluye un optimizador.
4. Módulos disponibles adiciones (Economix, Distil, Optimización RTO, etc...).
5. Integración progresiva en el estándar CAPE.
6. Filosofía de cálculo con propagación de variables hacia delante y atrás.

Conclusiones parciales

Es factible de acuerdo con lo referido en la literatura la utilización del aserrín como residuo maderable para la obtención de un gas de síntesis dadas sus características físico químicas, lo cual también requiere de un estudio preliminar para evaluar la gasificación como proceso en este sentido.

CAPÍTULO 2:

Análisis y simulación del proceso tecnológico:

Capítulo 2: Análisis y simulación del proceso tecnológico.

2.1- Descripción de la instalación experimental.

El equipamiento consistió para esta etapa de combustión en un horno tubo de 45mm de diámetro (1 m de alto) de malla con resistencia de masa embutimiento, cámara de aislamiento térmico de fibra cerámica, cubierta de chapa DDN 18 terminado con epoxi. Reactor de acero inoxidable, porta-muestras de acero inoxidable 316 armado con un tubo de 1/4", donde se insertan dos termocuplas.

Posee además, una termocupla de indicación, debajo de placa de distribución de gases. Las termocuplas, conectadas a un equipo controlador programable de temperaturas, son de tipo K envainadas. Respecto al controlador es PID-Programador, permitiendo el control de potencia por modulación de ancho de pulso, permitiendo el manejo de estrategias P, PI y PID. Está previsto para señales de termocuplas tipo S, K, con compensación de junta fría y linealización por programa. El controlador PID-M4010, posee una capacidad de memoria para almacenar quince programas de control, contando cada programa con siete tramos de rampa y cada tramo puede durar hasta 9999 minutos. Exactitud de calibración: 0,5°C entre 0 y 1300°C, de indicación (+/-)2°C, precisión (+/-)1°C.

El combustor y equipo de control (Figura 2.1), para armar el circuito de potencia para su alimentación eléctrica así como el set de termocuplas para la medición de temperaturas, instrumentándose una base de apoyo para mejores condiciones de trabajo y modificaciones en el tubo interior para su mejor manipulación.

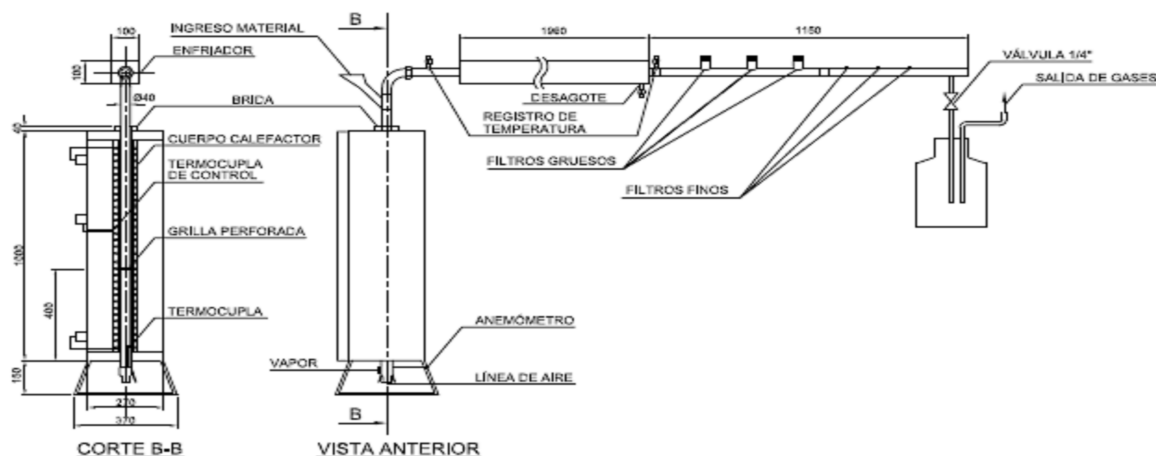


Figura 2.1: Diagrama reactor de combustión.

2.2- Descripción del esquema tecnológico.

La preparación de la biomasa requiere la molienda para obtener un tamaño de partícula por debajo de 10mm pero si el contenido de humedad estuviera debajo de 10% no requiere ser secado.

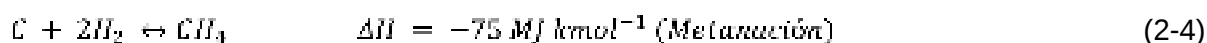
El aserrín es transportado al gasificador por medio de una cinta transportadora. Como se observa en la Figura 2.2 la alimentación del gasificador consta de dos corrientes, una de aserrín seco a temperatura ambiente y una corriente de aire caliente, a 465 °C. El aire se distribuye por el gasificador mediante unas placas perforadas situadas en el fondo del gasificador.

La entrada en contacto del aire con la biomasa, dará lugar a las reacciones de gasificación en el lecho fluidizado burbujeante de arena, con la obtención de una gas pobre a la salida, compuesto por (N₂, CO, CO₂, H₂O, H₂, CH₄), partículas carbonosas (char) y alquitranes (también llamado tar, cuyo componente mayoritario es el naftaleno). En el reactor se mantiene la temperatura constante de 800 °C gracias al material refractario y se trabaja con una cantidad de O₂, del 30% respecto al estequiométrico. Del tal forma, que se consuma todo el oxígeno en el gasificador.

Se han reportado un gran número de esquemas de reacción para describir el sistema, sin embargo, los elementos cinéticos siguen siendo un problema de alta complejidad debido a la conjugación de fenómenos superficiales.

Las siguientes condiciones de referencia se aplican para estudiar la operación de la etapa de gasificación [(2-1)-(2-5)]:

Reacciones heterogéneas:



Reacciones homogéneas:



El lecho fluidizado se mantiene por la explosión, la cual entra en el reactor por un área cónica de la reja en la base. Una cantidad adicional de explosión es alimentada por encima de la cama para ayudar a la gasificación de la parte pequeña.

La corriente de salida del gasificador se lleva a un multiciclón, en el cual se eliminan parte de las partículas carbonosas que no han reaccionado en el gasificador (ceniza), la cual contiene una cantidad considerable de aserrín que no reacciona una sobre pérdida de 20% con respecto a la alimentación (**Levenspiel, 1991**). Estas partículas se llevan a un contenedor de cenizas, a través de un tornillo sinfín y serán aprovechadas como abono para los campos.

Posteriormente, la corriente de gas pobre se introduce en un intercambiador de calor, siendo este el fluido caliente, mientras que el fluido frío, es el aire del ambiente, que se precalentará hasta 300°C en dicho intercambiador.

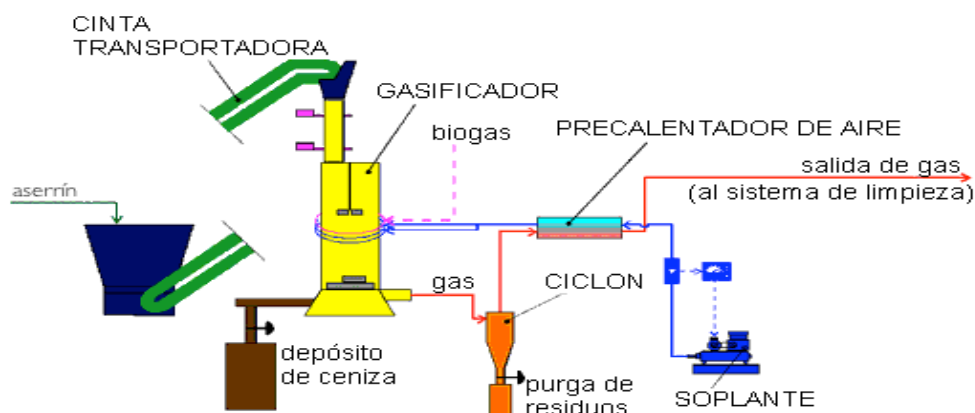


Figura 2.2- Esquema tecnológico del proceso de gasificación

2.3- Caracterización del aserrín como combustible.

Para el análisis de la utilización del aserrín para la gasificación, primeramente se asumen las siguientes composiciones promedios del aserrín y el bagazo, según lo reportado en las (Tablas 2.1 y 2.2) respectivamente. Además, se reporta el bagazo de caña de azúcar, el cual es un elemento con aplicaciones potenciales y permite validar los resultados de este trabajo.

2.3.1- Análisis de componentes.

El análisis de componentes es un ensayo rápido que permite predecir el contenido de las fracciones de compuestos del combustible. Consiste en una separación de los compuestos de la muestra de combustible en función de sus diferentes volatilidades al calentar éste de forma gradual, proporcionando los contenidos en peso de las fracciones de cada componente. El calentamiento del combustible se llevará a cabo en la atmósfera inerte y oxidante, variando las condiciones estequiométricas en este último caso, midiéndose la composición en humedad, cenizas, materias volátiles y carbono fijo.

Tabla 2.1. Análisis de los componentes del bagazo y aserrín.

Análisis aproximado		
Propiedad	Bagazo	Aserrín
<i>(Arteaga et al., 2012).</i>		
Carbono fijo, %	14,7	16,37
Material Volátil, %	47,8	63,24
Humedad,%	35,0	6,5
Ceniza,%	2,5	1,8

2.3.2- Análisis elemental.

El análisis elemental consiste en la determinación de la composición química de la muestra. Se determina el contenido de carbono, hidrógeno, nitrógeno y azufre, y por diferencia a 100 del resto de los elementos, el contenido de oxígeno. Se obtiene así, información sobre los compuestos que se desprenderán en el proceso de combustión.

Tabla 2.2. Análisis elemental de los componentes del bagazo y el aserrín.

Análisis detallado		
Elementos	Bagazo	Aserrín
<i>(Arteaga et al., 2012).</i>		
Carbón, %	48	49,1
Hidrógeno, %	6,2	6,0
Oxígeno, %	43,1	44,7
Nitrógeno, %	0,4	0,1
Azufre, %	0	-
Ceniza, %	2,3	1,4

2.4- Modelos matemáticos para la sección de gasificación.

El módulo de gasificación de biomasa comprende una sección de alimentación, un compresor de aire, un recipiente de almacenamiento, un quemador para suplir las necesidades térmicas en el precalentamiento del aire y la arrancada del equipo. En la sección principal se encuentra el reactor de gasificación y agua debajo de este, el sistema de purificación de gas, con un ciclón y un intercambiador de calor para ajustar la temperatura de alimentación a la celda. Debido al carácter endotérmico de la gasificación, debe suministrarse calor al sistema para suplir las necesidades térmicas en la etapa de reacción. Generalmente este calor se obtiene por la combustión de una fracción de biomasa o de los gases producidos. Las pérdidas térmicas en el gasificador, así como el carbón que no reacciona, se asumen en 3% y 4% respectivamente.

Tabla 2.3-Descripción del modelo de gasificación.

Nombre	Bloque	Descripción
Secador	Reactor esteq. Flash2	El secado se simula utilizando la combinación de un reactor de conversión y un separador flash.
Element. Decomp.	Reactor rendim.	Descompone la biomasa no convencional en sus elementos constituyentes.
Pirólisis	Reactor Gibbs	Simula la pirólisis y la oxidación parcial.
Gasificador	Reactor Gibbs	Simula el gasificador.
Ciclón	Ciclón	Simula la operación en el ciclón para la eliminación de partículas en los GG.
Puntos negros	Mezcladores divisores	Simula la separación del carbón no convertido y la ceniza.

El cálculo se efectúa para el estado estacionario, modelo cero dimensional, el secado y la pirólisis son instantáneos y el carbón se asume como un sólido convencional. La eficiencia en el ciclón se fija en un 80%. Se utiliza un bloque en FORTRAN para dividir la biomasa en sus elementos constituyentes y se considera la variación de entalpía a través de un bloque RYIELD (reactor de rendimiento).

Las líneas discontinuas en la Figura 2.3a representan las variaciones de entalpía en cada reactor y se suman para estimar las necesidades térmicas en el proceso. En la etapa de gasificación se utiliza un modelo de reactor GIBBS basado en el método de minimización de la energía libre que permite, a través de la restricción de la temperatura a reacciones en el equilibrio, lograr una descripción detallada de la composición del gas obtenida experimentalmente. El diagrama de simulación para los cálculos se representa en la Figura 2.3b.

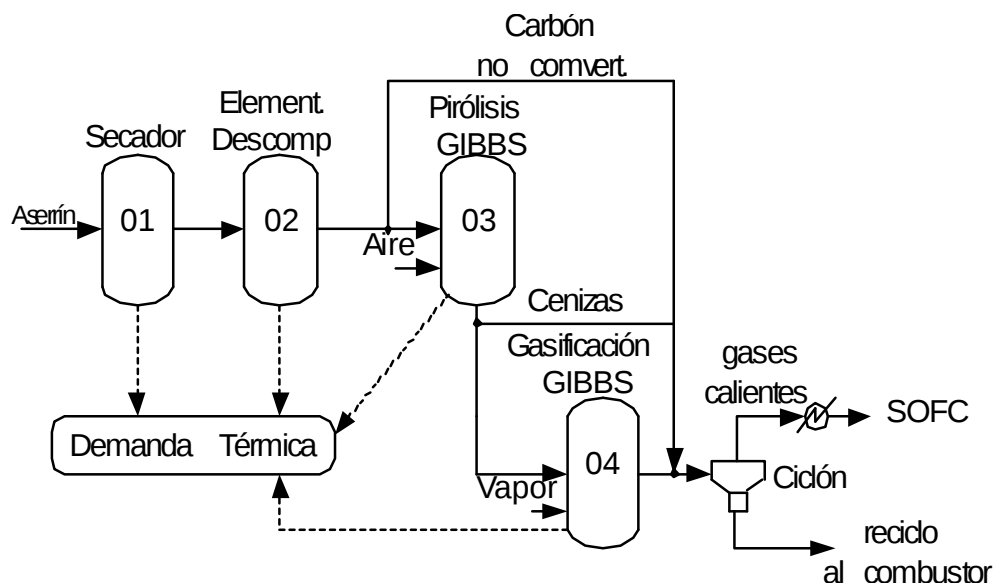


Figura 2.3a-Diagrama del modelo de gasificación en Aspen Plus.

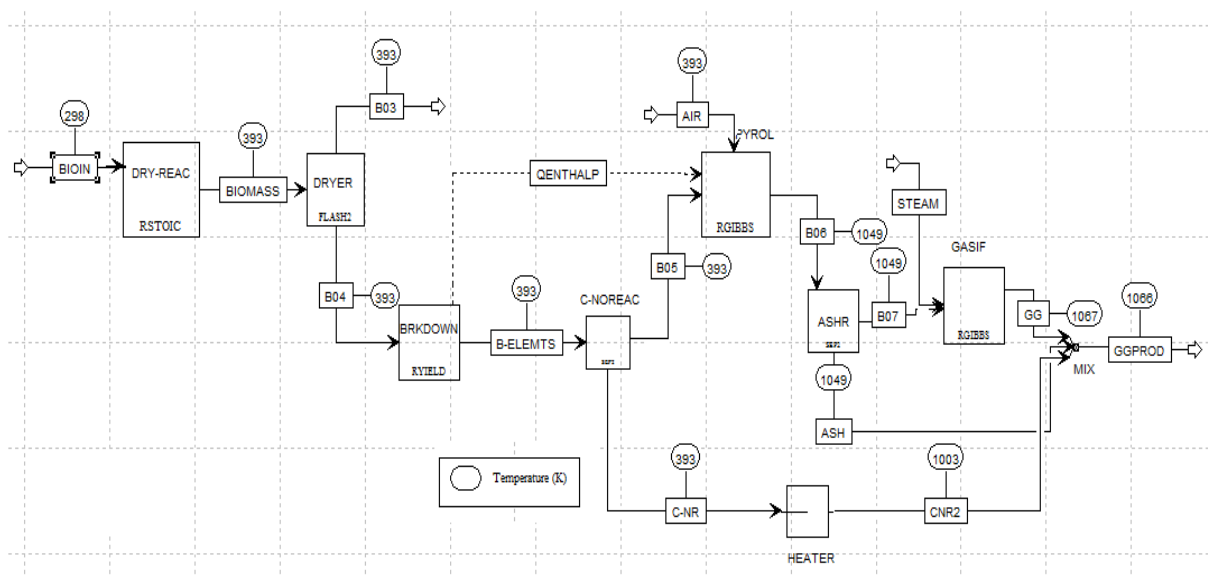


Figura 2.3b- Diagrama de simulación en Aspen Plus.

2.5- Definición de parámetros para medir la eficiencia en el proceso.

Los parámetros utilizados para medir la factibilidad del proceso fueron: la composición de los gases de gasificación, el HHV y LHV de los GG y la eficiencia del sistema, a continuación se definen matemáticamente:

Potencia del gasificador: $P_g = Q_g \times \text{HHV}_g$ (2-9)

Siendo:

- P_g potencia del gasificador (kW)
- Q_g flujo másico de los GG (kgs^{-1})

Los HHV y LHV de los gases se calculan por las contribuciones individuales de los componentes. Las influencias del factor de aire, la adición de vapor y la temperatura del oxidante son las variables independientes en el estudio.

$$\text{LHV} = (30,0 \times \text{CO} + 25,7 \times \text{H}_2 + 85,4 \times \text{CH}_4 + 151,3 \times \text{C}_2\text{H}_{2,2}) 4,2 \text{ KJ}/\text{m}^3 \quad (2-10)$$

2.6- Caracterización de los resultados experimentales.

Una vez realizado los experimentos se procede a la caracterización de los resultados obtenidos a partir de muestras de gas pobre, tomadas a la salida del gasificador a diferentes condiciones de operación para los diferentes programas, según lo reportado en las (Tablas 2.4, 2.5, 2.6) las cuales se muestran a continuación:

2.6.1- Materiales y métodos.

Condiciones de análisis

- ✓ Muestra: 1mL de gas a la salida del gasificador, luego del lavador de gases.
- ✓ Temperatura del detector: 200°C
- ✓ Gas de transporte: Helio.
- ✓ Presión de trabajo: 28 PSI.
- ✓ Temperatura del horno: 40°C, 3 min. Luego elevación hasta 200°C con rampa de 20°C/min.

Programa 1 (790-870 °C)

Tabla 2.4-Cuantificación de la muestra en porcentaje

	He	H ₂	O ₂	N ₂	CO	CH ₄	CO ₂
Muestra 1	-	0	0	0	0	0	0
Muestra 2	-	0	72	28	0	0	0
Muestra 3	-	8	24	27	24	5	9
Muestra 4	-	7	49	22	30	6	12
Muestra 5	-	4	39	17	37	7	10
Muestra 6	-	8	31	24	31	5	8
Muestra 7	-	0	37	49	0	0	3
Muestra 8	-	0	31	57	0	0	3
Muestra 9	-	6	47	25	20	5	13
Muestra 10	-	0	60	32	8	2	5
Muestra 11	-	0	62	32	8	2	5

- Intervalo de temperatura correspondiente a la extracción de las muestras va de 827°C a 860°C.
- Tiempo de operación: desde el ingreso de la primera muestra a la extracción de la última, 45 minutos.
- Tipo de muestra 10 pellets medianos (10 a 15mm , diámetro 0,6mm , peso 4,9g)
- Características del Lecho: altura 2cm, material constitutivo del lecho arena tamiz 35, diámetro 0,50mm.

Programa 2 (844-860°C)

Tabla 2.5-Cuantificación de la muestra en porcentaje

	He	H ₂	O ₂	N ₂	CO	CH ₄	CO ₂
Muestra 1	-	8	17	8	18	5	7
Muestra 2	-	0	53	23	0	0	0
Muestra 3	-	7	42	20	25	6	6
Muestra 4	-	0	55	29	1	0	0
Muestra 6	-	7	27	19	28	7	9
Muestra 7	-	2	38	27	12	2	6

- Intervalo de temperatura correspondiente a la extracción de las muestras va de 844 °C a 860 °C.
- Tiempo de operación: desde el ingreso de la primera muestra a la extracción de los últimos 30 minutos. Con intervalo de extracción de la muestra aproximadamente 3min
- Tipo de muestra, 8 pellets medianos (10 a 15mm , diámetro 0,6mm , peso 4,7g)
- Características del lecho: altura 2cm, material constitutivo del lecho arena tamiz 35, diámetro 0,50mm.

Programa 3 (750-800°C)

Tabla 2.6-*Cuantificación de la muestra en porcentaje*

	He	H ₂	O ₂	N ₂	CO	CH ₄	CO ₂
Muestra 1	-	1	11	6	2	1	1
Muestra 2	-	1	43	28	2	1	1
Muestra 3	-	0	36	20	1	0	0
Muestra 4	-	0	27	18	1	0	1
Muestra 5	-	0	26	18	6	2	3
Muestra 6	-	2	13	18	8	2	7

- Intervalo de temperatura correspondiente a la extracción de las muestras va de 762 °C a 786 °C.
- Tiempo de operación: desde el ingreso de la primera muestra a la extracción de los últimos 40 minutos. Con intervalo de extracción de la muestra aproximadamente 3min.
- Tipo de muestra, 10 pellets medianos (10 a 15mm, diámetro 0,6mm , peso 4,9g).
- Características del lecho: altura 2cm, material constitutivo del lecho arena tamiz 35, diámetro 0,50mm.

2.7- Validación del modelo.

Los resultados obtenidos a escala piloto se utilizan para realizar la validación del modelo teórico de gasificación. Los datos de entrada en el cálculo son los del Aserrín y el bagazo respectivamente (Tablas 2.1 y 2.2).

Para determinar la exactitud del modelo se toman tres experimentos, las filas sombreadas en la (Tabla 2.7) muestran la comparación de dichos puntos con los datos calculados por el modelo matemático. La composición de hidrógeno, metano y monóxido de carbono es el elemento clave en el ajuste, pues estos componentes son los que definen el poder calórico del gas y la relación entre ellos justifica la posibilidad de utilizar el gas en procesos de síntesis química.

Tabla 2.7- Resultados experimentales para la gasificación del aserrín y bagazo de caña.

Biomasa	Aire Fact.	TGG (°C)	CO (%)	CH ₄ (%)	H ₂ (%)	CO ₂ (%)	O ₂ (%)	N ₂ (%)	HHV (MJ/kg)	LHV (MJ/k)
	0,28	732,5	18,32	5,01	5,72	16,34	0,49	54,12	4,08	3,84
Modelo	0,28	730	18,02	5,13	5,56	11,88	0,50	58,91	4,17	3,92
	0,31	784	16,23	3,99	5,64	16,34	0,57	57,23	3,51	3,31
Bagazo	0,34	803,5	15,94	3,56	5,05	15,62	0,45	59,38	3,28	3,10
Modelo	0,34	803	13,86	3,57	4,79	16,59	0,46	60,73	3,16	2,97
	0,37	849,5	14,91	3,27	4,56	16,63	0,68	59,95	3,00	2,83
	0,4	869,5	14,15	3,21	3,94	16,98	0,7	61,02	2,82	2,66
Aserrín										
Experimental	0,28	732,5	28,4	5,6	6,6	10,4	0,38	48,62	4,08	3,84
Modelo	0,28	730	28,2	5,92	6,9	10,25	0,39	48,34	4,17	3,92

Para el ajuste se restringe el equilibrio de las siguientes reacciones:

- ✓ Boduard Ec.(2-2)
- ✓ Oxidación parcial de hidrógeno Ec.(2-6)
- ✓ Reformado de metano Ec.(2-8)

En el presente informe las diferencias entre las predicciones teóricas y los datos experimentales para el HHV y la composición del GG permiten utilizar el modelo para realizar los análisis de sensibilidad en las secciones subsiguientes (*Doherty, 2009*)(*Li, 2004*).

2.8- Aplicación del modelo. Efecto de los parámetros operacionales.

El estudio de sensibilidad se concentra en el uso del aserrín y el bagazo debido a que son las fuentes de biomasa sólida más abundantes en Cuba y en Argentina (potencial de aplicación del proyecto). Además, en la mayoría de los países productores de azúcar y maderas existen instaladas facilidades para la cogeneración de electricidad. El presente estudio pretende explorar el uso de tecnologías modernas de conversión controlada de biomasa sólida en alternativa a la ruta tradicional: combustión-vapor-electricidad. Los valores para el factor de aire se fijan en el rango donde los niveles de alquitrán medidos experimentalmente fueron menores. Los datos de entrada al modelo se mantienen iguales a los utilizados en la validación. El bagazo de caña se utiliza como referente para analizar los resultados, una discusión más amplia en cuanto al mismo se puede encontrar en (Arteaga et al., 2012).

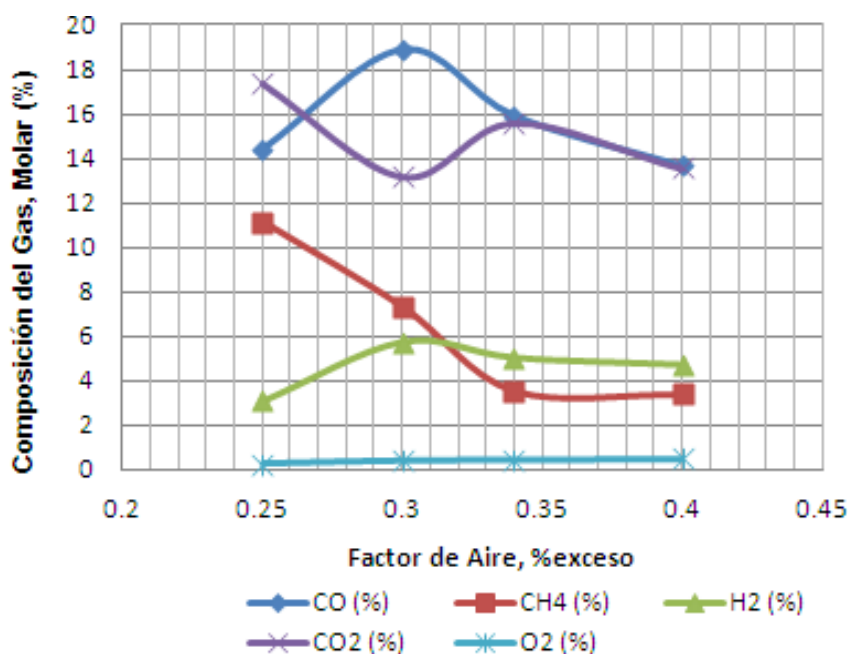


Figura 4a. Efecto del exceso de aire en la composición del GG. Bagazo.

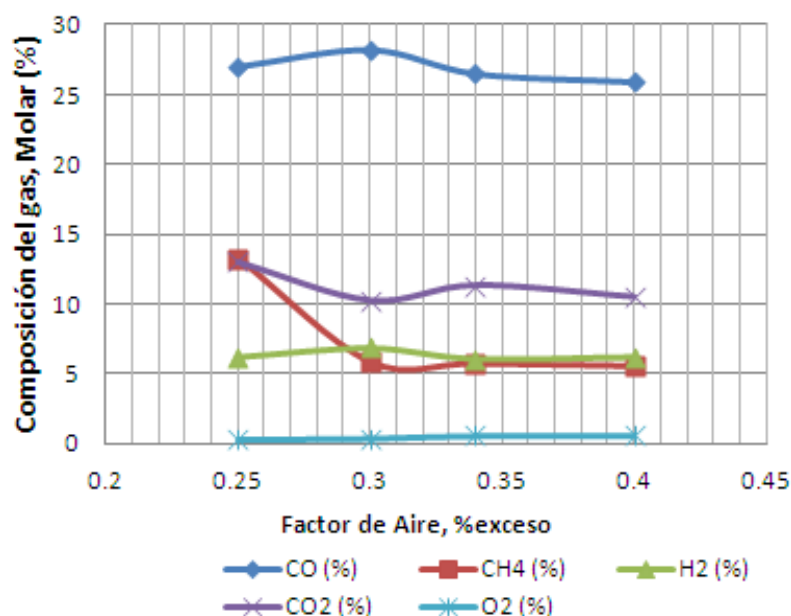


Figura 4b. Efecto del exceso de aire en la composición del GG. Aserrín.

El efecto del exceso de aire y la temperatura de salida de los gases de gasificación tienen relación directa, la cual se fundamenta en el equilibrio de las reacciones que toman lugar, específicamente las reacciones de oxidación parcial. En la Figura 4a y 4b hay tres especies de relevancia: CO, CH₄ y H₂. La proporcionalidad establecida entre los perfiles del CH₄ y el H₂ se explica a través de la reacción de reformado, la cual a temperaturas superiores a los 700°C y con presencia de H₂O es altamente favorecida.

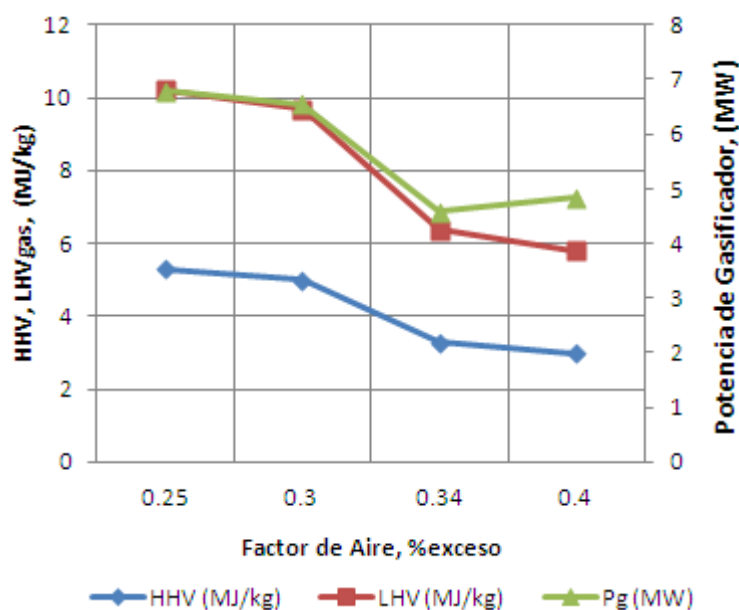


Figura 5a. Efecto del exceso de aire sobre el HHV y la potencia del gasificador. Bagazo.

Como se puede notar en ambas representaciones no existe diferencia fenomenológica en el comportamiento de los sistemas de conversión de bagazo y aserrín dado fundamentalmente por la composición de ambas fuentes de biomasa. La cantidad de CO y CH₄ en el gas para el aserrín supera al bagazo debido a la mayor cantidad de Lignina y Celulosa que en el proceso se convierten a altas temperaturas.

Además, la reacción WGSR influye sobre los perfiles de CO y CO₂, nótese que para exceso de aire superior a 0,30 la presencia de H₂ y CO en el gas decae para ambas biomásas, lo cual provoca una afección en la calidad energética del producto (Figura 5a y 5b).

El equilibrio de la reacción de metanación ($\text{CO}_2 + 4\text{H}_2 \leftrightarrow \text{CH}_4 + 2\text{H}_2\text{O}$) se inhibe a temperaturas elevadas, es por ello que la concentración de CH₄ para exceso de aire entre 0,25 y 0,34 cae drásticamente y a valores superiores el equilibrio se verifica en sentido inverso. Por encima de 0,34, el metano permanece prácticamente constante, un comportamiento similar fue reportado por (Li et al., 2004), sin embargo, para excesos superiores a 50% (factor 0,50) este gas se convierte totalmente para el bagazo y hasta un 95% para el aserrín debido a la conjugación de reacciones de oxidación y reformado.

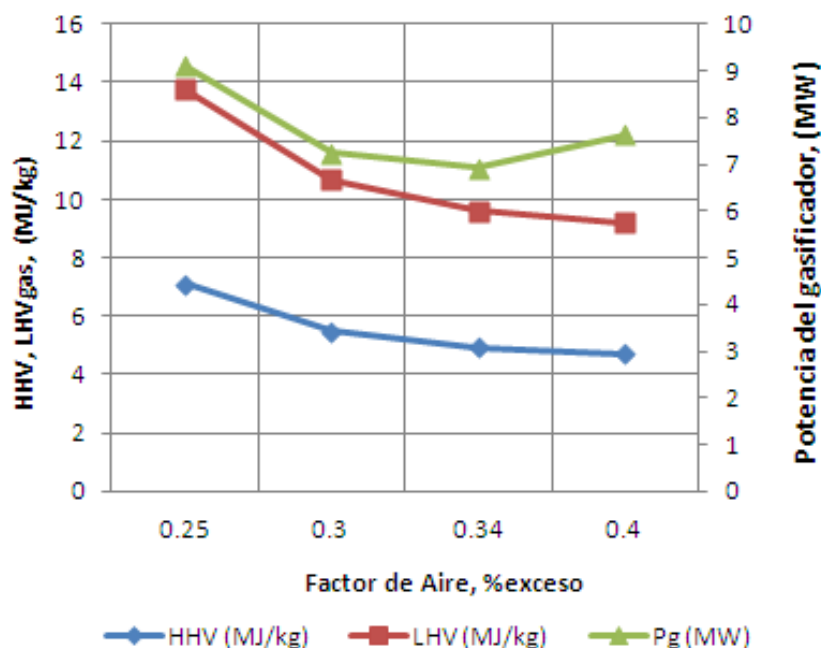


Figura 5b. Efecto del exceso de aire sobre el HHV y la potencia del gasificador. Aserrín.

Tomando en consideración estos resultados se debe operar con un 0,30 de exceso de aire para obtener alta calidad energética del gas y en consecuencia elevada potencia de gasificación en ocasiones superior a 9 MW.

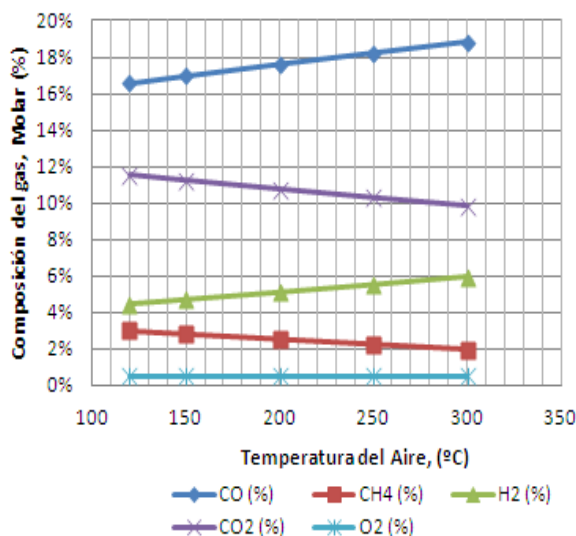


Figura 6a. Efecto de la temperatura del aire sobre la composición del GG. Bagazo

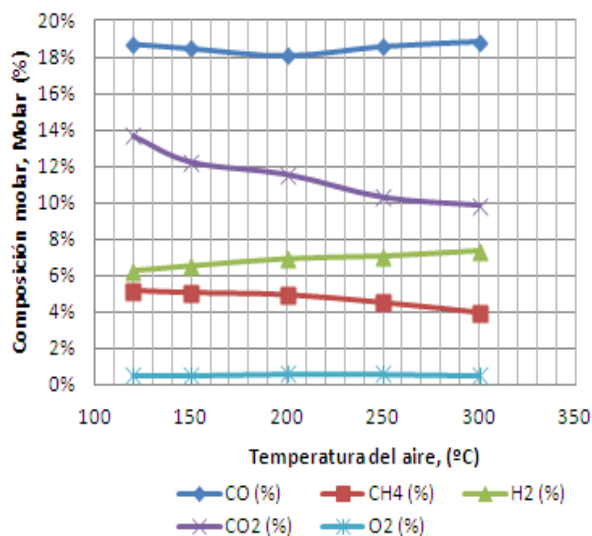


Figura 6b. Efecto de la temperatura del aire sobre la composición del GG. Aserrín.

El precalentamiento del aire favorece la relación de síntesis (CO/H_2) y la conversión del metano (**Doherty, 2009**). En el rango analizado se aprecia un incremento exponencial en la potencia del gasificador tanto para el bagazo como para el aserrín. Incluso cuando las Figuras 6(a,b) sugieren operar a la mayor temperatura posible, el comportamiento real es diferente debido a que el calor consumido para precalentar el aire se debe minimizar para reducir las pérdidas de eficiencia. En el rango entre 120 °C a 250 °C se aprecia una variación del 70% del consumo de calor neto en el sistema para bagazo y 78,5% para aserrín, se recomienda operar a 150 °C para lograr un balance entre el consumo energético, la eficiencia y la potencia de gasificación.

El contenido energético de los gases de gasificación es similar a los obtenidos de otras materias primas (**Yang, 2010**) con la ventaja adicional de que en la conversión del bagazo de caña no se producen emisiones de NH_3 ni H_2S .

El estudio mostrado no toma en consideración aplicaciones de generación energética para estos sistemas, sin embargo, debe notarse el elevado potencial que tienen los gases producidos para:

- Generar electricidad en ciclo combinado.
- Generar electricidad con celdas combustibles de alta temperatura: esta alternativa se basa en que dichos dispositivos tienen la posibilidad de convertir in-situ el CH_4 y el CO sin que estos sean venenos para los catalizadores implicados en el proceso.

No obstante, dichos análisis involucran estudios relacionados con la humedad del gas, balance térmico general y requerimientos de limpieza del gas.

Conclusiones parciales.

- El modelo de gasificación se validó con datos a escala de laboratorio en un gasificador de lecho fluidizado, operando con fuentes de biomasa (bagazo de caña y aserrín de pino).
- Los problemas relacionados con los fenómenos electroquímicos y la integración energética, deben ser analizados para encontrar una estrategia operacional, que permita optimizar el comportamiento energético del sistema. Además, la estrategia de procesos presentada podría compararse con un ciclo combinado para demostrar su potencial.

CAPÍTULO 3:

*Diseño preliminar y evaluación económica de la planta
de gasificación:*

Capítulo 3: Diseño preliminar y evaluación económica de la planta de gasificación.

3.1- Propuesta de inversión.

3.1.1-Problema primitivo.

Necesidad de obtener un gas pobre para ser utilizado el hidrogeno como combustible, a partir de residuos de la madera.

3.1.2- Estudio de mercado.

Al aserrín de pino es un producto que se obtiene luego de trabajar la madera en los aserraderos donde no se aprovecha y es considerado un desecho. Una de las opciones actuales muy explotadas para dar tratamiento a este residual es quemarlo en hornos y calderas, lo cual independientemente de que sea una variante no deja de que sea más atractiva la posibilidad de que en lugar de quemarlo se gasifique para la obtención de un gas pobre, que en procesos posteriores permite la obtención de hidrogeno como combustible, variante esta menos agresiva al medio y de resultados tecnológicamente más actualizados. El gas pobre, producido a partir de la gasificación del aserrín, está compuesto fundamentalmente por (H_2 , O_2 , N_2 , CO , CO_2 , H_2O , CH_4).

3.1.3- Demanda y capacidad.

Las materias primas a emplear se encuentran presentes en los residuos obtenidos del proceso de hidrolisis enzimática de resina de pino. La capacidad de la planta seria de 206 lb/hora, por 5 horas al día las cuales serian 1031,44 lb/día

3.1.4- Alternativas tecnológicas.

Para la preparación del aserrín es necesario el empleo de un molino que lleve el mismo hasta un diámetro de partícula (7mm), adecuado para la reacción de gasificación la cual se produce un gasificador de lecho fluidizado a 800 °C, con la ayuda de un soplador de aire para para mantener la altura adecuada del lecho.

3.1.5- Consumos fundamentales.

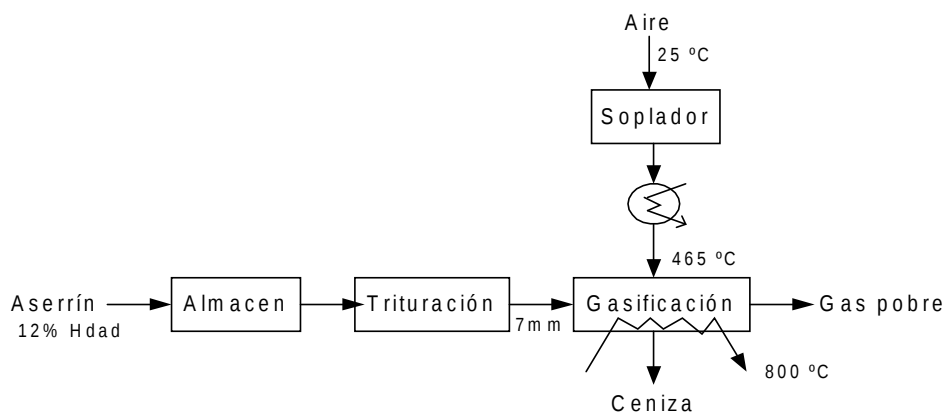
Para la obtención de 93,51 Kg de gas pobre se necesitan 100 Kg de aserrín de pino.

3.2-Memoria descriptiva del proceso.

La biomasa llega a la planta, normalmente astillada y es almacenada bajo techo para evitar que aumente la humedad de la misma. Posteriormente es transportada hasta la trituradora mediante un tractor con pala. Se trata de una trituradora de martillos, que dispone de una criba situada a la salida (tamiz), de modo que hasta que la biomasa no posea el tamaño adecuado (7 mm), no sale del equipo. El aserrín que sale de la trituradora es vertido sobre una cinta transportadora, que la lleva hasta una tolva de alimentación del gasificador. Esta tolva de alimentación, dispone a la salida de dos compuertas de clapeta accionadas neumáticamente, que operan de modo que, en primer lugar se abra la superior y tras su cierre se abra la inferior. Desde la tolva de alimentación, la biomasa es vertida a un tornillo sinfín, que es el que transportará la biomasa hasta la entrada del gasificador.

La alimentación al gasificador consta de dos corrientes, una de aserrín seco a temperatura ambiente y una de aire a 465 °C, el cual suministra el flujo necesario por medio de un soplador. La entrada en contacto del aire con el aserrín dará lugar a las reacciones de gasificación en lecho fluidizado con la obtención de un gas pobre a la salida, compuesto por N_2 , CO , CO_2 , H_2O , H_2 , CH_4 , partículas carbonosas (char) y alquitranes (también llamado tar, cuyo componente mayoritario es el naftaleno). En el reactor se trabaja con una cantidad de oxígeno del 30% respecto al estequiométrico manteniendo la temperatura constante de 800 °C. De tal forma que se consuma todo el oxígeno en el gasificador. La corriente de salida del gasificador se lleva a un multiciclón, en el cual se eliminan parte de las partículas carbonosas que no han reaccionado en el gasificador. Estas partículas se llevan a un contenedor de cenizas, a través de un tornillo sinfín y serán aprovechadas como abono de campos.

Figura 3.1: Diagrama de flujo del proceso de gasificación.



3.3- Selección del equipamiento.

Para la seleccionar los equipos se parte de lo más adecuado para el proceso desde el punto de vista técnico y económico.

Se deben seleccionar equipos para las siguientes operaciones:

1. Reducción de tamaño del grano.
2. Transportador de sólidos.

Tabla 3.1: Selección de los Molinos (Tabla 4.5 Ulrich)

Parámetro	Rotatorio de Bolas	Martillos	Energía de Fluidos
Relación de reducción	10 cm a 1 mm	10 cm a 10 μ m	1 mm a 1 μ m
Capacidad(Kg/s)	0,1	2	1
Costo	Bajo costo	Costo moderado	Alto
Consumo potencia Materiales duros 8-10 m Materiales medios 4-7 m Materiales suaves 1-3 m	0,007 m/Dp	40 m	Alto
Compatibilidad con diferentes materiales: Sustancias duras Materiales abrasivos Sustancias cohesivas Materiales suaves Sustancias elásticas	A A B E E	A A D D E	A A D D E
Materiales específicos del tipo de molino	Hueso Granos y cereales Arcilla	Hueso Carbón negro Granos y cereales Madera	Arcilla

A-Excelente o sin limitaciones.

B-Limitaciones moderadas.

C- Unidad específica disponible para reducir los problemas al mínimo.

E- Limitado intensamente en ese aspecto.

D- Limitaciones en ese aspecto.

x- adecuado para el tipo de material.

Resultado de la selección: Finalmente se escogió un molino de martillos ya que toda la bibliografía sobre el proceso propone este tipo de equipo en la etapa de reducción de tamaño.

Tabla 3.2: Transportadores de sólidos (Ulrich, 2005)

Parámetros	Tipo de transportador de sólidos			
	De banda	Tornillo sinfin	Elevador de cangilones	Flujo continuo (cadenas y paletas)
Diámetro (m)	0,5-2	0,15-0,50	0,15-0,5	0,2-1
Longitud (m)	10-50	5-25	8-25	10-50
Capacidad máxima de sólidos m ³ /s	0,06	0,08	0,02	0,01
Compatibilidad (sólidos fibrosos)	Limitaciones modestas	Excelente o sin limitaciones	Limitaciones modestas	Limitaciones modestas
Transporte hacia arriba en un plano inclinado	Limitaciones modestas	Excelente o sin limitaciones	Excelente o sin limitaciones	Limitaciones modestas
Elevación vertical	Inaceptable	Se disponen de unidades especiales con un costo	Excelente o sin limitaciones	Excelente o sin limitaciones
Angulo de inclinación limitado	30°	Ninguno	Ninguno	Ninguno
Costo relativo anual	Moderado	Alto	Moderado	Moderado
Consumo de potencia	Más bajo	Más alto	Más alto	Más alto

Resultados de la selección: De acuerdo a que el sólido que se necesita transportar es granular (aserrín) y considerando que debe introducirse en un reactor, se ha escogido el tornillo sinfín a pesar de ser el transportador de mayor costo y consumo de potencia pero es el más eficiente.

3.4-Dimensionamiento de los equipos seleccionados.

En el diseño de los equipos es importante seleccionar la metodología adecuada partiendo de la bibliografía correcta

Diseño de los equipos principales:

1. Molino de martillos.
2. Reactor de lecho fluidizado.
3. Soplador.

3.4.1- Diseño del molino de martillos.

Para diseñar este equipo se emplea la metodología planteada por **(Rosabal, 1989)** relacionada con el consumo de potencia del equipo.

Tabla 3.3- Calculo de los parámetros de diseño del molino de martillos.

Nomenclatura	Datos	Ecuaciones	Resultados
Potencia del motor (N)	$Q_m=0.1\text{t/h}$ $W=5,70\text{ Kw/t}$	$N = Q_m * W$ (3-1)	0,57 Kw-h
Trabajo (W)	$W_i=10,6$ (Tabla 10 Rosabal) $D_{pe}=17,95$ $D_{pj}=5,46$	$W = \frac{W_i * (\sqrt{D_{pe}} - \sqrt{D_{pj}})}{\sqrt{D_{pe} * D_{pj}}}$ (3-2)	5,70
Dpe	Tamaño las partículas que entran 23 mm	$D_{pe} = 0,8^{1,11} * 23$ (3-3)	17,95
Dpj	Tamaño las partículas que salen 7 mm	$D_{pj} = 0,8^{1,11} * 7$ (3-4)	5,46

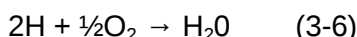
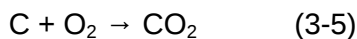
Observaciones:

- ❖ Este equipo debe estar provisto de una criba con malla, asegurando que todas las partículas tengan un diámetro 7mm.
- ❖ Un embudo de alimentación.

3.4.2- Diseño del reactor de lecho fluidizado (gasificador).

Según la metodología propuesta por (*Kunii, 2001*)

En la descomposición térmica a partir de la combustión el oxígeno reacciona con el hidrógeno, carbono ya que no hay azufre en estos residuos; esto permite obtener el aire estequiométrico para que aparezca la combustión.



Para obtener los mol/h de oxígeno en estas reacciones se debe primeramente dividir el flujo de carbono y de hidrógeno (los flujos de los compuestos químicos dependen del valor total del residuo que se asume y será alimentado, cuyo valor es de 100000 g/h) por sus respectivas masas moleculares (12 y 4, respectivamente); sumarlos después y el resultado sería el oxígeno estequiométrico igual a 32,2 mol/h. Con este valor se calcula el caudal de aire que se debe introducir en la instalación a partir de la siguiente expresión:

$$Ga = (RE * \text{mol/h } O_2 / 100) * (1 + (100 - \%O_2) / \%O_2) * 22,4/1000 \quad (3-7)$$

Donde:

Ga: Caudal de aire Nm³/h.

RE: Relación estequiométrica óptima para gasificar (30 %).

Mol/h: Oxígeno son los calculados (9068.4mol /h).

% O₂: % de oxígeno en el aire (21%).

Sustituyendo los valores en la expresión anterior, se obtiene que el caudal obtenido es de 286,85 Nm³ /h. La N de la unidad de medida está referida a condiciones normales para el aire, o sea,
1 atm y 273 K.

A partir de este momento se comienza a calcular los parámetros de diseño del gasificador a través de los pasos siguientes:

1. Superficie del reactor m².

$$Srea = Ga * (273+Tg)/273/ Rvel/ vmf/3 600 \quad (3-8)$$

Donde:

Srea: Superficie del reactor (m²).

Tg: Temperatura del gasificador 800 °C.

Rvel: Veces que la velocidad del aire es superior a la mínima de fluidización (6).

Vmf: Velocidad mínima de fluidización cuyo valor es función de las propiedades del aire y de la arena (la arena se mezcla con el residuo para facilitar la gasificación), del número de Reinold y de Arquímedes. Esta se calcula según **(Kunii, 2001)** y el valor resultante fue de 0,06 m/s.

2. Superficie del tubo de extracción de ceniza.

$$Ste = 3,1416 * Dte^2 /4 \quad (3-9)$$

Donde:

Ste: Superficie del tubo de extracción (m²).

Dte: Diámetro del tubo de extracción (fijamos un valor 0,02 m)

3. Diámetro del reactor.

$$Dr = (Srea + Ste)* 4 /3,1416)^{1/2} \quad (3-10)$$

4. Velocidad de trabajo.

$$Wt = Ga *(273 + Tg) / 273/Srea/3600 \quad (3-11)$$

Donde:

Wt: Velocidad de trabajo (M/s).

5. Altura del gasificador.

$$Hg = Ln ((1- 0,4)/fag)*Wt /5 + Hl \quad (3-12)$$

Donde:

Hg: Altura del gasificador (m).

Fag: Fracción de arena en gas (0,00001 g arena/ g gas).

Hl: Altura del lecho (se fija en 1,2 m).

Resultados:

Los valores obtenidos para los siguientes parámetros fueron:

Srea =0,58m²; Ste =0,00018m²; Dr = 0,859m; Wt = 0,54m/s y Hg = 2,388 m

Observaciones:

- ❖ La materia prima será alimentada por el tope, mientras la entrada de aire será por el fondo.
- ❖ El equipo será construido de acero inoxidable.
- ❖ En la base habrá un colector de ceniza para evitar que esta se acumule.

3.4.3- Diseño del soplador.

A partir de la metodología planteada en el (**Rosabal, 1989**) para el diseño de un soplador la cual aparece representada en la (Tabla 3.4) como el único fluido que se transporta por medio del mismo es aire; el soplador no es más que una bomba con una mayor rpm lo cual significa un consumo de energía. Por lo que se usan las mismas ecuaciones que para el diseño de una bomba centrífuga.

Tabla 3.4- Cálculo de los parámetros de diseño del soplador.

Datos	Ecuaciones	Resultados
T= 298 K Q= 299,64 m ³ /h Q _m = 355,42 Kg/h ρ= 1,19 Kg/m ³ μ= 0,00018 Pa s e= 0,2 mm D = 0,1 m L= 2 m ΣK= 1,5 P ₁ = 1 atm=101 325 Pa ξ=85 %	$A = \frac{\pi D^2}{4} \quad (3-13)$ $V = \frac{Q_m}{A} \quad (3-15)$ $Re = \frac{DV}{\mu} = 5890,53 \quad (3-16)$ $\frac{e}{D} = 0,02 \quad (3-17)$ $(-W) = \frac{P_2 - P_1}{\rho} = \left(1 + \frac{fL}{D} + \Sigma K\right) \frac{V^2}{2\phi} \quad (3-18)$ $N'' = \frac{(-W)Q}{\xi} \quad (3-19)$	A=0,00785 m ² V= 10,60 m/s f= 0,0495 P ₂ =101 490,39 Pa (-W)=139,43 J/Kg N''= 0,491 Kw

3.5-Memoria descriptiva de los sistemas auxiliares.

Para el diseño de plantas químicas es de vital importancia el reconocimiento de los sistemas auxiliares, que garantizaran la marcha eficiente de un proceso. Reconocerlos e identificarlos según las características del proceso, garantizara el buen funcionamiento de los mismos y su contribución al proceso.

Dentro de los principales sistemas auxiliares, se pueden mencionar:

1. Sistema energético.
2. Sistema de almacenaje.
3. Sistema de instrumentación y control.
4. Sistema de seguridad e higiene.
5. Sistema de mantenimiento.

Sistema energético: Conformado por la generación de energía a partir de dos resistencias eléctricas, debido esto a que se requiere temperaturas muy altas para el equipo.

Sistema de almacenaje: En este proceso es necesario almacenar la materia prima. Es un sistema muy importante, ya que cualquier proceso le brinda seguridad, continuidad y fiabilidad.

Sistema de transporte: En este caso se está en presencia de un proceso totalmente a batch, en el que el sistema de transporte se evidencia en el caso del tornillo helicoidal que trasporta el sólido triturado desde el molino hasta el reactor.

Sistema de instrumentación – control y sistema de seguridad e higiene: Otro de los sistemas de mayor importancia en la industria es el de instrumentación y control; y este a la vez se encuentra estrechamente relacionado con el de protección e higiene. Estos dos sistemas se pueden ver muy ligados en nuestra planta. El adecuado control de la operación, garantiza la seguridad de la etapa.

Sistema de mantenimiento: El mantenimiento también se ha pensado en nuestra planta, a pesar de ser una mini planta, que manipula pequeños volúmenes. La planificación y programación de los mantenimientos, tanto preventivos como planificados, por parte del sistema de mantenimiento, debe ser de estricto cumplimiento, para evitar diferentes problemas de fallas con el equipamiento que se puedan presentar.

3.6- Análisis económico de la alternativa analizada.

El análisis económico del proyecto permite valorar la futura planta y planificar de acuerdo a las necesidades existentes.

Con el análisis económico se logra el perfeccionamiento del proyecto y una utilización más racional de los recursos. **(Brisuela, 1991).**

Costo total de producción: Representa los gastos por valores en que incurre la empresa en un período dado y que son restituidos y recuperados en la realización del producto.

Dentro de los componentes del costo total de producción se encuentran:

Costos directos de fabricación: Son los relacionados directamente con el proceso de producción, dentro de los cuales se encuentran:

- ❖ **Costos directos del proceso:** Son los relacionados con el consumo, aquella parte del costo del producto que se puede identificar en forma directa con el mismo (*materia prima, mano de obra, supervisión, mantenimiento, suministros, requerimientos del proceso, etc.*)
- ❖ **Gastos generales:** Son los superestructurales de la fábrica, incluye gastos que se estiman de forma aproximada. Representan el costo proporcional al producto del gasto incurrido en otros departamentos de la fábrica.
- ❖ **Costos fijos:** Se entiende por aquellos que permanecen constantes para cualquier volumen de producción (*Depreciación, seguros impuestos, administrativos*).
- ❖ **Costos indirectos:** Representan un porcentaje del mantenimiento, supervisión y mano de obra.
- ❖ **Costo fijo de la inversión:** Representa el capital necesario para tener instalados los equipos de procesos con los auxiliares que se necesitarían para un proceso de operación completo.
- ❖ **Costos directos de la inversión:** Los cuales incluyen la adquisición de los equipos, instrumentación y control, tuberías y accesorios, edificaciones, mejoras del terreno, instalaciones eléctricas.

Costos indirectos de inversión: Los cuales incluyen ingeniería y supervisión, gastos de construcción, contingencias.

Costo total de la inversión: Consiste en el costo fijo de la inversión para equipos físicos y facilidades en la planta y de la inversión de trabajo.

3.6.1- Determinación de los costos de adquisición de los equipos.

Para el cálculo del costo actual del equipamiento se empleó como factor de escalado la regla de la 0,6 (**Peter S, 2003**).

$$C_{Adq \text{ actual}} = C_{orig} * \left[\frac{I_{Actual}}{I_{Original}} \right]^{0.6} \quad (3-20)$$

$C_{Adq \text{ actual}}$ –Costo de adquisición actual del equipo

C_{orig} – Costo original del equipo

I_{Actual} - Índice actual

$I_{Original}$ - Índice original

Tabla 3.1: Costo de adquisición de los equipos (*Peter's, 2003*).

Nombre del equipo	No de equipos	Costo Original (\$)	Costo <i>actualizado</i> (\$)	Costo <i>total</i> (\$)
Tornillo sinfin	1	2900	3973,43	3973,43
Molino	1	162500	222649,25	222649,25
Reactor	1	375000	513805,97	513805,97
Soplador	1	12300	16852,835	16852,835
Costo total de inversión de equipos				973354,03

Índice de costo original año 2003: 402 (**Peter's M, 2003**).

Índice de costo actual: 550.8 (**Chemical Engineering, 2011**).

3.6.2- Estimado del costo total de inversión.

El estimado de los indicadores económicos como el costo de inversión, se obtuvo aplicando la metodología planteada por (**Peter S, 2003**); (**Ulrich, 1986**). Este estimado se realizó sobre la base de los costos de equipamiento. El estimado del costo de inversión para esta variante se presenta a continuación.

Tabla 3.2: Elementos del costo de inversión.

Elementos del costo de inversión	Costo (\$)
Costos directos (CD)	
Costo del equipamiento	973354,03
Instalación del equipamiento	9723,97
Tuberías (instaladas)	564,34
Sistemas eléctricos (instalados)	960,08
Costos totales directos	984602,4199
Costos indirectos (CI)	
Ingeniería y supervisión	856,12
Gastos de construcción	1298,52
Costos totales indirectos	2154,64
Costo total de inversión	986757,06

3.6.3- Estimado del costo total de producción.

En el estimado del costo total de producción para la obtención de los productos principales de la tecnología propuesta, se determinó por un programa realizado con la ayuda del Microsoft Excel, donde se evaluaron los indicadores económicos mediante la metodología expuesta por **(Peter's M, 2003)**.

Tabla 3.3: Consumo de materia prima.

Nombre de los materiales	Precio (\$/kg)	Consumo anual (Kg/año)	Costo anual de los materiales (\$/año)
Aserrín	0,5	150000	60000

Precio de venta de producto:

El precio de venta aproximado del gas pobre producido será de 0,7 \$/lb dependiendo esto de la calidad y demanda de mercado que presente el producto una vez elaborado en la planta.

Tabla 3.4: Consumo de electricidad en la planta.

Equipos	Consumo eléctrico (Kw/h)	Horas de trabajo (h/ año)	Precio (\$/Kw)	Costo (\$/año)
Molino	0,57	1200	0,9	615,6
Soplador	0,491	1200	0,9	530
Consumo eléctrico anual (\$/año)				1432

Salarios:

La cantidad de obreros es: 8 obreros según Tabla 21 (*Peter's, 2003*)

Costo: $8 \times 300 / \text{mes} \times 1 \text{ mes} / 24 \text{ días} = 100 \text{ \$/obrero-día} = 24000 \text{ \$/obrero-año}$

Los resultados obtenidos para los diferentes indicadores y el Costo total de producción se presentan en la siguiente tabla:

Tabla 3.5: Elementos de costo de producción.

Elementos de costos	%	Base	Costo (\$)
Materia prima	-	-	60000
Mano de obra	-	-	14000
Supervisión	0,1	MObra	1400
Mantenimiento y reparación	0,02	Inv. Fija	19735,1412
Costos variables			59135,1
Impuestos	0,01	Inv. Fija	9867,570599
Seguros	0,004	Inv. Fija	3947,028239
Amortización	0,066	Inv. Fija	65125,96595
Costos fijos			78940,56479
Costos exteriores	0,5	MO+Sup	7700
Costos de fabricación			13200
Administración	0,15	MO+Sup	2310
Gastos generales			2310
Costos totales de producción.			148085,7

3.7- Cálculo del VAN, TIR, PRD.

La valoración de la factibilidad de la inversión se realizó sobre la base del cálculo de los indicadores dinámicos el VAN, la TIR y el PRD. Se estimaron los flujos de caja con una tasa anual de descuento del 12% y que el pago se hará al final del primer periodo.

$$VAN = \sum_{k=1}^n \frac{Flujodecaja}{(1+i)^k} - InversiónTotal \quad (3-21)$$

A partir de esta expresión, además de obtener el VAN (*Valor actual neto*), se determina la TIR (*Tasa de rendimiento interna*), y el PRD (*Plazo de recuperación al descuento*).

Los resultados obtenidos se determinaron con la ayuda del Microsoft Excel, donde se evaluaron los indicadores económicos según la metodología planteada por **(Peter's, 2003)**, los cuales, están en correspondencia con este tipo de planta en cuanto a su factibilidad, teniendo en cuenta la venta del producto principal. La valoración está realizada tomando en consideración 15 años de vida útil de la planta.

El proyecto es viable económicamente, ya que se obtiene un valor neto actual de \$ 1733714,35 en MN, una tasa interna de rentabilidad del 40% y un periodo de la recuperación al descuento de 3,3 años.

Los resultados obtenidos luego de los cálculos de los índices económicos se muestran en la figura 3.2 donde se observa la relación del VAN con respecto al PRD en un periodo de 15 años.

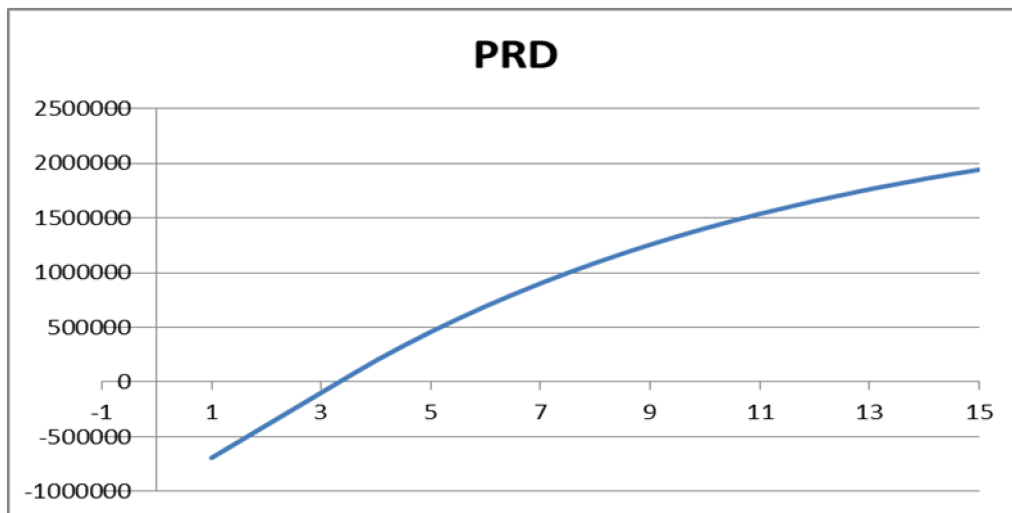


Figura 3.2: Perfil del VAN con PRD.

Conclusiones parciales

Se realizó el diseño tecnológico del equipamiento fundamental del proceso de gasificación de empleando aserrín como materia prima, constatándose que se trata de un sistema muy sencillo desde el punto de vista ingenieril y operacional, de poca complejidad constructiva, y de fácil implementación.

El empleo de las diferentes ecuaciones y métodos de cálculo para el diseño de los equipos, fue efectivo dada la facilidad de los mismos y los resultados obtenidos para el dimensionamiento del equipamiento.

La valoración económica de la inversión, a partir de los resultados obtenidos en el estimado de los costos y a través del análisis de los indicadores económicos TIR, VAN y PRD demuestra que: el proceso de gasificación de aserrín de pino puede ser factible desde el punto de vista económico, lo que debe permitir recuperar la inversión en un período de 3,3 años aproximadamente.

Aunque la rentabilidad no es excesivamente elevada, en estos proyectos se debe tener en cuenta de manera especial, los beneficios medioambientales y sociales que produce la tecnología empleada.

Uno de los aspectos que provoca que la rentabilidad no sea más elevada, es el costo de la biomasa puesta en la cama de combustible de la central térmica, ya que en muchos casos su recogida es difícil y complicada, exigiendo altos gastos en la misma y pre tratamiento.

CONCLUSIONES

Conclusiones

1. La revisión bibliográfica permitió definir las posibles alternativas para el proceso de gasificación a partir del empleo de aserrín de pino como una de las tecnologías más interesantes.
2. La alternativa de utilización del aserrín en el enfoque de aprovechar las fracciones del mismo como una variante para la gasificación, no deja que sea más atractiva la posibilidad de que en lugar de quemarlo se gasifique para la obtención de un gas pobre, que en procesos posteriores, permite la obtención de hidrogeno como combustible, variante esta menos agresiva al medio y de resultados tecnológicamente más actualizados
3. El empleo de las diferentes ecuaciones y métodos de cálculo para el diseño de los equipos, así como de herramientas computacionales como el Software Excel, fue efectivo dada la facilidad de los mismos y los resultados obtenidos para el dimensionamiento del equipamiento.
4. La simulación en Aspen Plus del proceso de gasificación, a partir de aserrín, resulta importante y novedoso ya que se permitirá establecer acciones en el comportamiento de las variables del proceso y ahorros de experimentos a nivel de laboratorio.
5. El estudio muestra el elevado potencial que tienen los gases producidos para generar electricidad en ciclo combinado y con celdas combustibles de alta temperatura.
6. Del análisis económico de la tecnología de gasificación se asevera que el proceso es rentable ya que se obtienen resultados positivos, con valores de VAN en el orden de 1733714,35 USD, un 40% de la TIR y 3,3 años de periodo de recuperación de la inversión.

RECOMENDACIONES

Recomendaciones

1. Desarrollar el escalado del proceso a mayor escala, tomando como referencia los resultados experimentales de este trabajo, manteniendo como equipo para ello el gasificador de lecho fluidizado.
2. Evaluar en posteriores trabajos la relación entre los fenómenos electroquímicos y la integración energética para proponer una estrategia operacional que permita optimizar el comportamiento energético del sistema.
3. La implementación o no de la alternativa tecnológica evaluada para la utilización del aserrín, requiere de esfuerzos, estudios de mercado, demandas de productos y materias primas, financiamiento, y toma de decisiones con los intereses de desarrollo de las empresas en procesos de diversificación.

BIBLIOGRAFÍA

Bibliografía

1. ACOSTA, A. D. 1986. Ciencia de la madera. *Departamento de Producción Forestal*
2. BASTICK, M., PERROT, J. M. & WEBER, J. 1986. *General characteristics of coal gasification*, No 2.
3. BRIDGWATER, A. V. 1995. *The Technical and Economic Feasability of Biomass Gasification of Power Generation. Fuel.*
4. BRIZUELA, E. 1987. *Aspectos fundamentales del diseño de plantas*, Ciudad de la Habana IPJAE.
5. BROWN, G. 1969. *Operaciones Básicas de la Ingeniería Química.*
6. CHANNIWALA, S. A. & PARIKH, P. P. 2001. A unified correlation for estimating HHV of solid, liquid and gaseous fuels.
7. CORDERO, T., HERRUZO, F. G. & GÓMEZ, C. L. 1989. Estudio de la pirolisis convencional de madera de Encina y pino.
8. DAVIDSON, J. F. & HARRISON, D. 1963. *Fluidized Particles*, New York.
9. DOHERTY, W., REYNOLDS, A. & KENNEDY, D. 2009. The effect of air preheating in a biomass CFB gasifier using Aspen Plus simulation. School of mechanical and transport engineering. *Dublin Institute of Technology.*
10. JENKINS, B. M. 1989. *Physical properties of biomass*, Amsterdam, Gordon & Breach science Publishers.
11. KUNII, D. 2001. *Fluidization energuillering.*
12. LEAN, J. D. M. 1941. Thermal conductivity of wood. Transactions of American Society of Heating and Ventilation engineers.
13. LEVENSPIEL, O. 1974. *Ingenieria de las reacciones quimicas.*
14. LI, X. T., GRACE, J. R., LIM, C. J., WATKINSON, A. P., CHEN, H. P. & RKIM, J. 2004. Biomass gasification in a circulating fluidized bed. *Biomass and Bioenergy.*
15. MACABE, W. & SMITH, J. 1990. *Operaciones Básicas de la Ingeniería Química.*
16. PAVLOV, K. F. 1981. *Problemas y Ejemplos Para el Curso de Operaciones Básicas y Aparatos en Tecnología Química*, Moscú.

17. PÉREZ, L. E. A., CASAS, Y., PERALTA, L. M., PÉREZ, R., DEWULF, J., RODRIGUES, L. & PRIETO, J. O. 2012. Determinación de la calidad energética y la composición del gas de síntesis producido con biocombustibles. Parte II. Combustibles sólidos. Bagazo de caña de Azúcar. Combustibles sólidos. Bagazo de caña de Azúcar. *Rev Afinidad LXVIII*, No552.
18. PERRY, R. H. 1999. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*.
19. PETER, M., TIMMERHAUS, K., KLAUS, D. & WEST, E. 2003. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*.
20. PORTUONDO, F. 1990. *Economía de Empresas Industriales*.
21. ROSABAL, J. & VALLE, M. 1989. *Hidrodinámica y Separaciones Mecánicas*, Habana.
22. SADAKA, S. S., GHALY, A. E. & SABBAH, M. A. 2002. *Biomass & Bioenergy*.
23. STUBINGTON, J. F. & DAVIDSON, J. F. 1981. *Gas phase combustion in fluidized beds*.
24. THUNMAN, H. & LECKNER, B. 2002. Thermal conductivity of Word-models for different stages of combustion. *Biomass an Bioenergy*.
25. TOWLER, G. & SINNOTT, R. 2008. *Chemical Engineering Design. Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*, New York, Butterworth-Heinemann.
26. ULRICH, G. D. & VASUDEVAN, P. T. 2005. *Chemical Engineering. Process Design and Economics. A Practical Guide*, New Hampshire: Process Publishing.