



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA
INGENIERÍA QUÍMICA
INGENIERÍA DE PROCESOS

ANÁLISIS TERMODINÁMICO DEL ACOPLAMIENTO DE UN SISTEMA DE GASIFICACIÓN
POR ARCO DE PLASMA A UN CICLO DE GENERACIÓN DE POTENCIA

TESIS
QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:
MAESTRA EN INGENIERÍA

PRESENTA:
SARAI SANTOS RAMÍREZ

TUTOR PRINCIPAL
DR. JOSÉ FERNANDO BARRAGÁN AROCHE
FACULTAD DE QUÍMICA

MÉXICO, D. F. JUNIO 2013



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

JURADO ASIGNADO:

Presidente: Dr. Enrique Rodolfo Bazúa Rueda

Secretario: Dr. Alfonso Durán Moreno

Vocal: Dr. Pedro Roquero Tejeda

1 er. Suplente: M. I. José Antonio Ortiz Ramírez

2 d o. Suplente: Dr. José Fernando Barragán Aroche

Lugar o lugares donde se realizó la tesis: Departamento de Ingeniería Química, Facultad de Química, Universidad Nacional Autónoma de México

TUTOR DE TESIS:

Dr. José Fernando Barragán Aroche

FIRMA



Índice

Índice	3
Introducción	6
Objetivo y alcance	8
Capítulo 1. Gasificación	10
1.1 Tecnologías para la conversión de compuestos con alto contenido de carbono	10
1.2. Gasificación	16
1.2.1 Reacciones	16
1.2.2 Tecnologías para la gasificación	19
Capítulo 2. Gasificación por arco de plasma	25
2.1 Principios básicos de la tecnología de plasma	25
2.2 Secciones del sistema de gasificación por arco de plasma	26
2.2.1 Sistema de transporte	26
2.2.2 Mecanismo de pretratamiento	27
2.2.3 Reactor de plasma	27
2.2.4 Sistema de limpieza de gases	28
2.2.5 Sistema de recuperación de energía y materia prima para otros procesos	29
2.3 Empresas que desarrollan la tecnología de gasificación por arco de plasma	29
2.4 Plantas comerciales actualmente en operación	30
2.4.1 Planta en Mihama-Mikata, Japón	30
2.4.2 Planta EcoValley en Utashinai, Hokkaido, Japón	30
2.4.3 Planta Maharashtra Enviro Power Ltd (MEPL) en Pune, India	30
Capítulo 3. Generación de energía eléctrica	32
3.1 Principios básicos sobre la generación de energía eléctrica	32
3.2 Ciclo termodinámico de las turbinas de vapor: Ciclo Rankine	33
3.3 Ciclo termodinámico de las turbinas de gas: Ciclo Brayton	34
3.4 Ciclo combinado	36
3.5 Ciclo Rankine supercrítico	37
Capítulo 4. Simulación del proceso	38
4.1 Diagrama de flujo de proceso	38
4.2 Simulación del proceso	41
4.2.1 Simulación del reactor de gasificación	41
4.2.2 Información necesaria	46
4.2.2.1 Alimentación	46
4.2.2.2 Humedad en la alimentación	49
4.2.2.3 Vapor	49
4.2.2.4 Oxígeno	49
4.2.2.5 Slag	49
4.2.2.6 Energía del arco de plasma	51



4.2.3 Acoplamiento del ciclo de potencia	51
4.2.4 Diagrama de flujo de proceso obtenido de la simulación	53
Capítulo 5. Validación del modelo	56
Capítulo 6. Análisis de Resultados	59
Capítulo 7. Conclusiones y recomendaciones	73
Anexo I. Cálculo de entalpía de formación	75
Anexo II. Memoria de cálculo	77
Glosario	89
Bibliografía	92





Introducción

En la actualidad uno de los roles fundamentales de la ciencia aplicada, en particular de la ingeniería, es concebir tecnologías que promuevan el desarrollo sustentable de la sociedad. Esto debe involucrar el uso racional de los recursos naturales, el ahorro de energía y la preservación del medio ambiente. Lo anterior ha originado un creciente interés en la recuperación simultánea de materiales y energía a partir de las corrientes de desperdicios. Siguiendo esta tendencia, una tecnología conocida como gasificación por arco de plasma ha buscado abrirse paso a nivel mundial (Young, 2010) (Westinghouse Plasma Corporation, 2012) (Plasco Energy Group Inc., 2013).

En términos generales, la gasificación por arco de plasma consiste en la degradación de materiales con alto contenido en carbono (al que se hará referencia en adelante como *MAC*) a una mezcla que contiene moléculas simples como CO , CO_2 , H_2 , CH_4 , también conocido como gas de síntesis. Asimismo, se obtiene un residuo vítreo, llamado *slag* (escoria en inglés) y que corresponde a óxidos metálicos y compuestos de silicio fundidos. Este proceso se efectúa a temperaturas elevadas en la presencia de una corriente de gas conductor (plasma) (Mountouris, et al., 2006) (Lemmens, et al., 2007) en un ambiente limitado en aire, esto es en oxígeno. El plasma se produce al pasar vapor, o bien oxígeno del aire a través de unos electrodos. Esta tecnología permite procesar diferentes materiales, como son: residuos sólidos municipales, residuos de refinación y biomasa, entre otros. Como producto se obtiene una corriente de gas que puede utilizarse para la producción de amoníaco o metanol, entre otros productos químicos. También, es posible aprovechar la energía contenida en el gas de síntesis y generar potencia eléctrica. Además es notable el impacto favorable que tiene esta práctica sobre el medio ambiente, ya que disminuye las emisiones de contaminantes a la atmósfera y permite reducir la cantidad de residuos sólidos que van ser destinados a rellenos sanitarios.

A pesar de las bondades antes descritas, la mayoría de las empresas promotoras de la tecnología cuentan exclusivamente con plantas piloto y/o plantas a pequeña escala (Young, 2010) (Moustakas & Loizidou, 2010) (E4tech, 2009) (R. W. Beck, Inc., 2003) (URS Corporation, 2005) (NYDS and NYCECD, 2004) (Advanced Energy Strategies, Inc., 2004) (Williams, et al., 2003). Las plantas de proceso a nivel comercial que trabajan actualmente bajo este proceso son sólo tres; éstas se encuentran en operación en Japón y la India, con tecnología de Westinghouse Plasma Corporation (Westinghouse Plasma Corporation, 2012); además, sólo una de estas plantas tiene capacidad para tratar más de 100 toneladas por día de residuos. Se tiene noticia que en el Reino Unido y China se encuentran en construcción plantas que procesarán 1,000 ton/día de residuos urbanos y 150 ton/día de biomasa respectivamente, aplicando la misma tecnología. Cabe destacar que en Canadá y España existen otras dos plantas operadas por Plasco Energy Group, pero la tecnología no utiliza plasma para descomponer los residuos sino que lo utiliza para refinar productos obtenidos de una gasificación convencional (Plasco Energy Group Inc., 2013).



Por otro lado, en algunos países (entre ellos Estados Unidos), ciertos sectores del gobierno, la industria privada y la sociedad civil prefieren no correr el riesgo para poner a prueba la tecnología. Ante esta situación, es natural solicitarles a los promotores de esta tecnología que brinden información detallada para poder tomar una posición bajo argumentos sólidos; aun así, la información proporcionada es pobre. En cierto sentido, es posible entender que la mayor parte de la información tenga carácter confidencial, pues existe una gran competencia por ofrecer al mercado esta tecnología, lo que se traduce en dificultades para encontrar literatura detallada y confiable sobre la descripción, condiciones de operación y análisis del proceso a nivel industrial; mientras que a nivel comercial, sólo se encuentra información sobre la bondad del proceso. En la literatura científica existe información sobre las condiciones de operación en plantas piloto, pero el objetivo principal es el estudio de la operación del reactor, es decir, se enfoca al dimensionamiento de equipo y, en la mayoría de los casos, la información sobre las condiciones de operación es parcial. Por otra parte, para realizar un análisis energético integral no se tienen resultados del acoplamiento con un ciclo de generación de potencia, por lo que finalmente, no se hace una evaluación sobre la factibilidad del proceso.

Frente a este panorama, es natural que exista incertidumbre sobre la situación actual de este proceso. Sin embargo, esta falta de certeza es el punto de partida para hacer una serie de estudios y análisis independientes que permitan evaluar esta tecnología de manera objetiva. Este trabajo propone hacer una primera aproximación al análisis de proceso sobre la gasificación por arco de plasma a través de un estudio termodinámico. El principal objetivo ha sido evaluar la posibilidad de producir un excedente de energía al gasificar residuos con alto contenido de carbono por medio de un arco de plasma acoplado a un ciclo de generación de potencia. Es importante mencionar que por eficiencia y practicidad, se hace uso del simulador de procesos Aspen HYSYS (en la versión HYSYS 3.2) como herramienta de cálculo.

El capítulo 1 de este trabajo describe el proceso de gasificación y presenta a grandes rasgos las diferentes variantes que existen en este proceso. El capítulo 2 hace un enfoque exclusivo al proceso de gasificación por arco de plasma. Debido a que la factibilidad del proceso de gasificación por arco de plasma está ligada directamente con la generación de un excedente de energía, en el capítulo 3 se describen los principales ciclos de generación de potencia que se emplean actualmente. En el capítulo 4 se describe cómo se efectuó la simulación del proceso y las herramientas que se utilizaron para los cálculos en este trabajo, mientras que el capítulo 5 se presenta la validación del modelo desarrollado. En el capítulo 6 se presenta el análisis de los resultados obtenidos. Finalmente, en el capítulo 7 se presentan las conclusiones sobre este trabajo.



Objetivo y alcance

Objetivo:

Realizar un estudio de factibilidad técnica al proceso de gasificación por arco de plasma a través de un estudio termodinámico y evaluar la posibilidad de producir un excedente de energía al gasificar residuos con alto contenido de carbono por medio de un arco de plasma acoplado a un ciclo de generación de potencia.

Alcance:

- * Proponer un diagrama de flujo de proceso para el proceso de gasificación de arco de plasma acoplado a un sistema de generación de potencia, de acuerdo a los procesos descritos por los principales promotores de la tecnología.

- * Efectuar los balances de materia y energía necesarios para efectuar el análisis de proceso.

- * Realizar la simulación de proceso mediante un simulador comercial de procesos (HYSYS 3.2).

- * Después de generar la simulación de proceso, proponer diferentes escenarios para estudiar el efecto en la producción de trabajo mediante la variación de algunos parámetros. Los parámetros que se modificarán son: alimentación de residuos sólidos al reactor, alimentación de aire y vapor. Las alimentaciones en este trabajo corresponden exclusivamente a residuos sólidos municipales generados en el Distrito Federal y coque procedente de la Refinería Cadereyta.

- * Realizar el análisis del proceso correspondiente y presentar los puntos más significativos observados durante el desarrollo de este trabajo.





Capítulo 1. Gasificación

1.1 Tecnologías para la conversión de compuestos con alto contenido de carbono

En la actualidad, la conversión de materiales con alto contenido de carbono (como se menciona en la introducción, se hará referencia en adelante como *MAC*) a energía o productos con mayor valor agregado puede llevarse a cabo por tres vías (Williams, et al., 2003):

- * Procesos termoquímicos
- * Procesos bioquímicos
- * Procesos fisicoquímicos

Los procesos termoquímicos son aquéllos que operan a temperaturas mayores de 200 °C y tienen las más altas rapidezces de reacción. Los rangos de temperatura usuales para este proceso oscilan entre los 370 y 540°C. La mayoría de esos procesos se utilizan para generar potencia eléctrica como producto principal. Los procesos termoquímicos más conocidos son: combustión, gasificación y pirólisis.

Los procesos bioquímicos operan a temperaturas menores y por lo tanto presentan rapidezces de reacción menores. Estos procesos aceptan alimentaciones con altos niveles de humedad pero se requiere que el material sea biodegradable. Algunas de estas tecnologías requieren múltiples etapas para la síntesis de productos. Los productos que se producen son: potencia eléctrica, composta y químicos. Algunos procesos bioquímicos son: Digestión anaeróbica, digestión aeróbica (generación de composta) y fermentación.

Los procesos fisicoquímicos implican la alteración de las propiedades físicas de la corriente de alimentación. Los materiales empleados deben ser fragmentados y secados en una instalación de procesamiento. El material resultante se conoce como combustible derivado de basura (RDF por sus siglas en inglés, *Refuse-Derived Fuel*). También incluyen aquellos procesos en los que se emplean aceites vegetales y grasas animales para obtener biocombustibles por medio de reacciones de transesterificación.

En la Tabla 1.1 se presenta un resumen de las tecnologías más conocidas y sus principales características (URS Corporation, 2005). Las Figuras 1.1 a 1.6 muestran los diagramas de proceso habituales de estas tecnologías.



Tabla 1.1 Resumen de tecnologías para el tratamiento de residuos con alto contenido de carbono

		Reciclado térmico avanzado	Pirólisis convencional	Pirólisis/Reformación con vapor	Gasificación convencional
	Descripción	Es un sistema que utiliza la combustión completa de compuestos base carbono en un ambiente rico en oxígeno.	Consiste en la degradación térmica de compuestos base carbono a través de una fuente indirecta y externa de calor, en la ausencia casi completa de oxígeno libre.	En el proceso de pirólisis antes descrito, se agrega una operación para efectuar reacciones de reformación y así evitar la formación ciertos compuestos orgánicos.	Consiste en la conversión de materiales orgánicos en la presencia de una corriente interna de calor en un ambiente limitado en aire/oxígeno para producir gas de síntesis.
Preprocesamiento	Características de la alimentación	Residuos sólidos Combustible derivado de residuos Bajo contenido de humedad	Residuos sólidos Cualquier material orgánico Bajo contenido de humedad	Residuos sólidos Cualquier material orgánico Bajo contenido de humedad	
	Capacidad	De cientos a 4000 TPD	165 - 300 TPD	166 - 300 TPD	800 - 1000 TPD
	Preprocesamiento	Procesamiento físico	Procesamiento físico	Procesamiento físico	Procesamiento físico
Unidad de conversión	Temperatura	700 – 1,400 °C (1,300 – 2,500 °F)	400 – 900 °C (750 – 1,650 °F)	400 – 900 °C (750 – 1,650 °F)	750 - 1,400 °C (1400 - 2500 °F)
	Tiempo de residencia	Pocos segundos	De segundos hasta una hora	De segundos hasta una hora	
	Reacciones	Medio rico en oxígeno Combustión completa	Presencia de oxígeno menor a la proporción estequiométrica Reacciones de degradación térmica Oxidación parcial Reformación	Presencia de oxígeno menor a la proporción estequiométrica Reacciones de degradación térmica Oxidación parcial Reformación	Presencia de oxígeno menor a la proporción estequiométrica Combustión Reacciones de gasificación Reacciones de pirólisis Reacciones de reformación
	Productos de la unidad de conversión	Vapor Gas de combustión: dióxido de carbono y agua Cenizas (volantes y de fondo)	Gas de síntesis: H ₂ , CO y CH ₄ Cenizas Carbón Sílice	Gas de síntesis: H ₂ , CO y CH ₄ Cenizas Carbón Aceite de pirólisis Hidrógeno	Gas de síntesis Escoria
	Rendimiento	70 - 95%	90%	90%	
Limpieza y tratamiento después de conversión	Emisiones al medio ambiente	Gases ácidos Compuestos orgánicos Trazas de productos	No se producen de manera directa	No se producen de manera directa	No se producen de manera directa
	Sistemas de control de emisiones y procesamiento	Sistemas de control de combustión Geometría del horno Sistemas de reducción no catalítica en caldera Cámara de filtros (bag house) Depurador de gases Carbón activado secundario	Pretratamiento del gas de síntesis *Tratamiento después de producción Sistemas de control de combustión Geometría del horno Sistemas de reducción no catalítica selectiva Cámara de filtros (bag house) Inyección de carbón activado Depurador húmedo de gases Depurador seco de gases Cámara de filtros final	Pretratamiento del gas de síntesis *Tratamiento después de producción Sistemas de control de combustión Geometría del horno Sistemas de reducción no catalítica selectiva Cámara de filtros (bag house) Inyección de carbón activado Depurador húmedo de gases Depurador seco de gases Cámara de filtros final Aceite de pirólisis	Sistemas de control de combustión Geometría del horno Sistemas de reducción no catalítica selectiva Cámara de filtros (bag house) Inyección de carbón activado Depurador húmedo de gases Depurador seco de gases Cámara de filtros final
	Productos de la unidad de postconversión	Productos sólidos	Productos sólidos Alquitrán		Gas de síntesis
	Posibles productos después de tratamiento	Yeso Metales Ácido clorhídrico Recuperación de azufre Base para caminos y material de construcción Generación de energía eléctrica	Combustibles Aditivos para material de construcción Carbón activado Metales		Tejas Limpieza con chorro de arena cortante Ladrillos de cerámica Piedras para pavimento Metales (en algunos tipos de gasificación)
Producción	Unidad de producción	Generación de energía eléctrica	Químicos	Generación de energía eléctrica	Químicos

(continúa en la página siguiente)



Tabla 1.1 Continuación			
		Gasificación/Pirólisis	Gasificación con arco de plasma
	Descripción	Parecido al proceso de gasificación antes descrito, las reacciones se efectúan en un reactor diferente de acuerdo a su carácter.	Consiste en el uso de corriente alterna y/o corriente directa a través de unos electrodos, con inyección de vapor y/o/u oxígeno/aire para producir gas conductor eléctrico
Preprocesamiento	Características de la alimentación	Tiene una amplia gama de alimentaciones: Biomasa, carbón y coque Bajo contenido de humedad	Tiene una amplia gama de alimentaciones: Biomasa, carbón y coque Bajo contenido de humedad
	Capacidad	800 - 1000 TPD	Por arriba de 83 TPD
	Preprocesamiento	Procesamiento físico	Procesamiento físico
Unidad de conversión	Temperatura	Pirólisis: 400 – 900 °C (750 – 1,650 °F) Gasificador: 750 - 1,400 °C (1400 - 2500 °F)	Por encima de los 3000 °C (5,400 °F)
	Tiempo de residencia		
	Reacciones	De acuerdo al carácter de las reacciones se efectúan en un reactor diferente Combustión Reacciones de gasificación Reacciones de pirólisis Reacciones de reformación	Presencia de oxígeno menor a la proporción estequiométrica Reacciones de gasificación
	Productos de la unidad de conversión	Gas de síntesis Cenizas Carbón Escoria	Gas de síntesis Escoria Metales
	Rendimiento		Casi 100%
Limpieza y tratamiento después de conversión	Emisiones al medio ambiente	No se producen de manera directa	No se producen de manera directa
	Sistemas de control de emisiones y procesamiento	Sistemas de control de combustión Geometría del horno Sistemas de reducción no catalítica selectiva Cámara de filtros (bag house) Inyección de carbón activado Depurador húmedo de gases Depurador seco de gases Cámara de filtros final	Sistemas de control de combustión Geometría del horno Sistemas de reducción no catalítica selectiva Cámara de filtros (bag house) Inyección de carbón activado Depurador húmedo de gases Depurador seco de gases Cámara de filtros final
	Productos de la unidad de postconversión	Gas de síntesis	Gas de síntesis
	Posibles productos después de tratamiento	Tejas Limpieza con chorro de arena (sandblasting) Ladrillos de cerámica Piedras para pavimento Metales (en algunos tipos de gasificación)	Tejas Limpieza con chorro de arena (sandblasting) Ladrillos de cerámica Piedras para pavimento Metales (en algunos tipos de gasificación)
Producción	Unidad de producción	Generación de energía eléctrica Químicos	Generación de energía eléctrica Químicos

Reciclado térmico avanzado

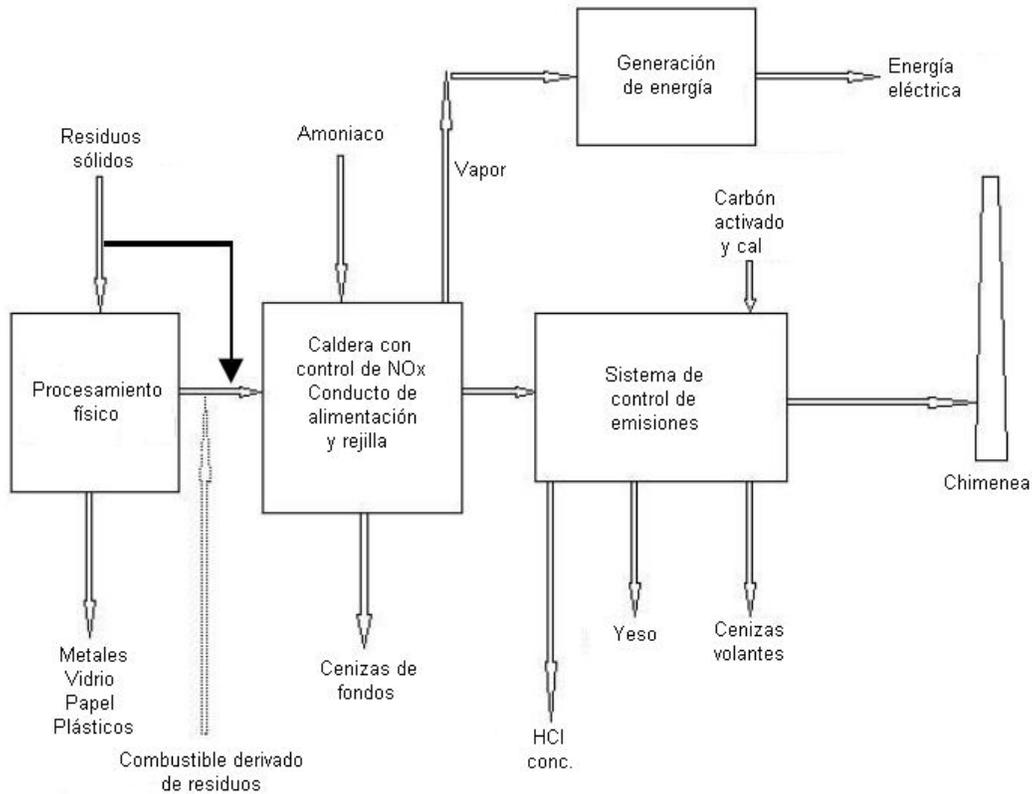


Figura 1. 1 Diagrama del proceso de reciclado térmico avanzado

Pirólisis para generación de energía eléctrica y químicos

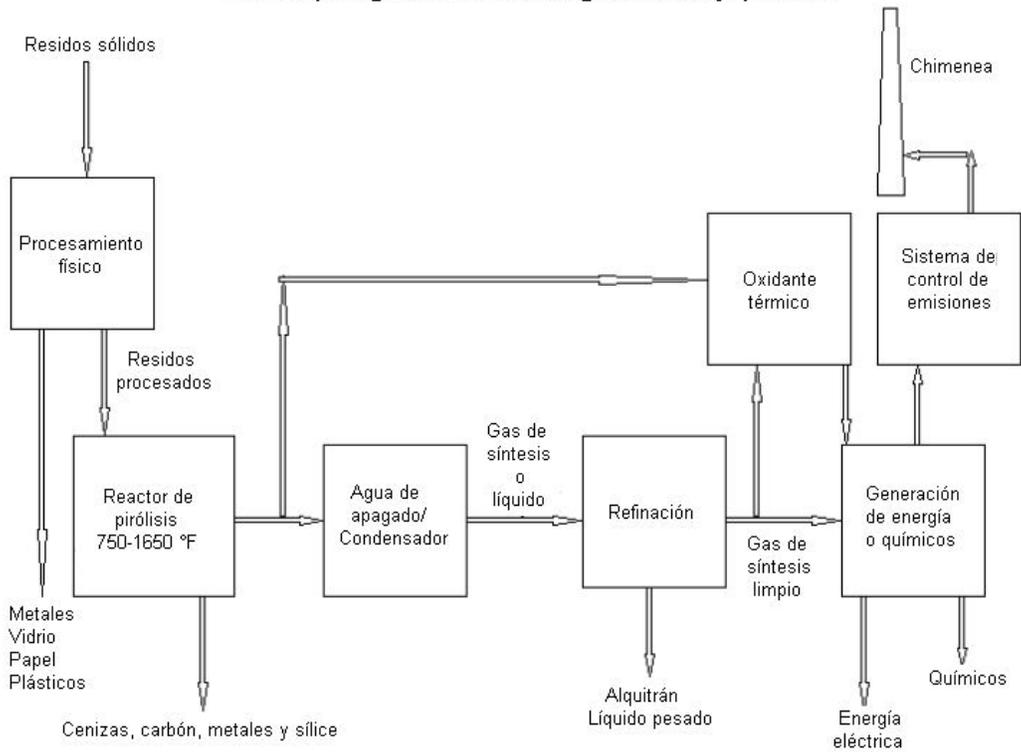


Figura 1. 2 Diagrama del proceso de pirólisis convencional

Pirólisis de con reformación para generación de energía

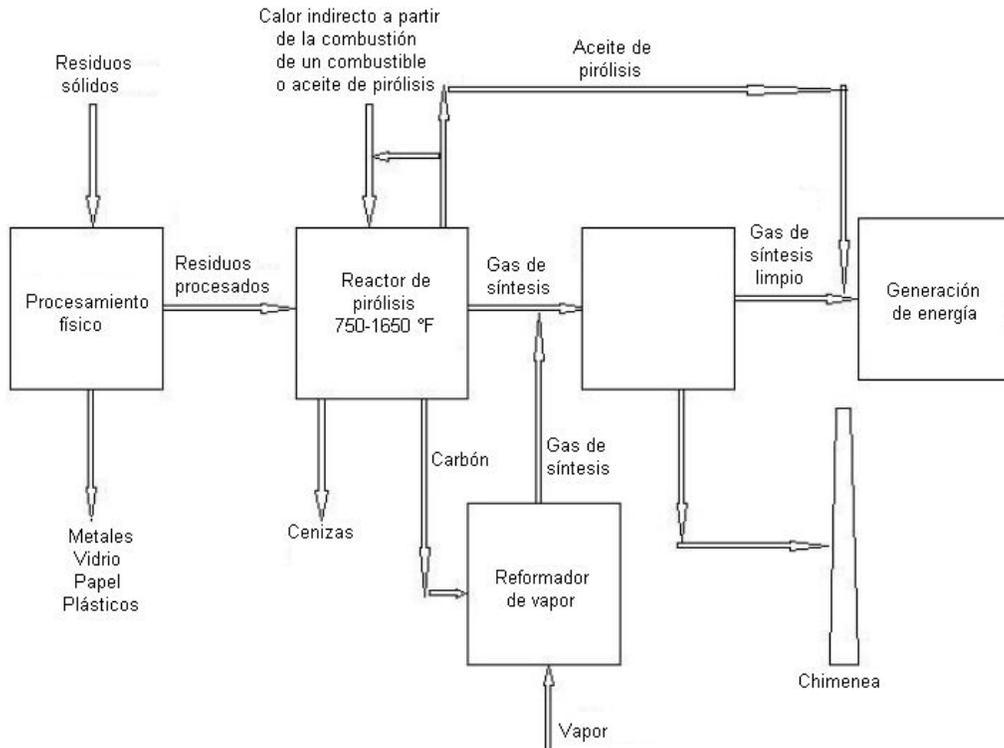


Figura 1. 3 Diagrama del proceso de pirólisis con reformación

Gasificación convencional para producción de energía o químicos

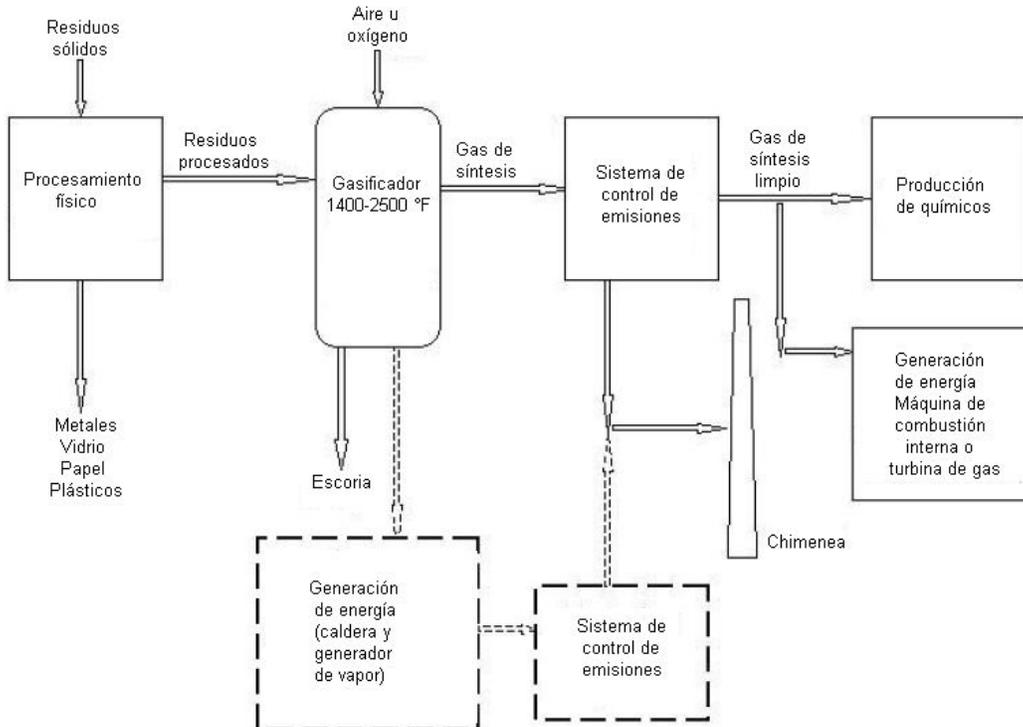


Figura 1. 4 Diagrama del proceso de gasificación convencional

Pirólisis/ Gasificación para generación de energía

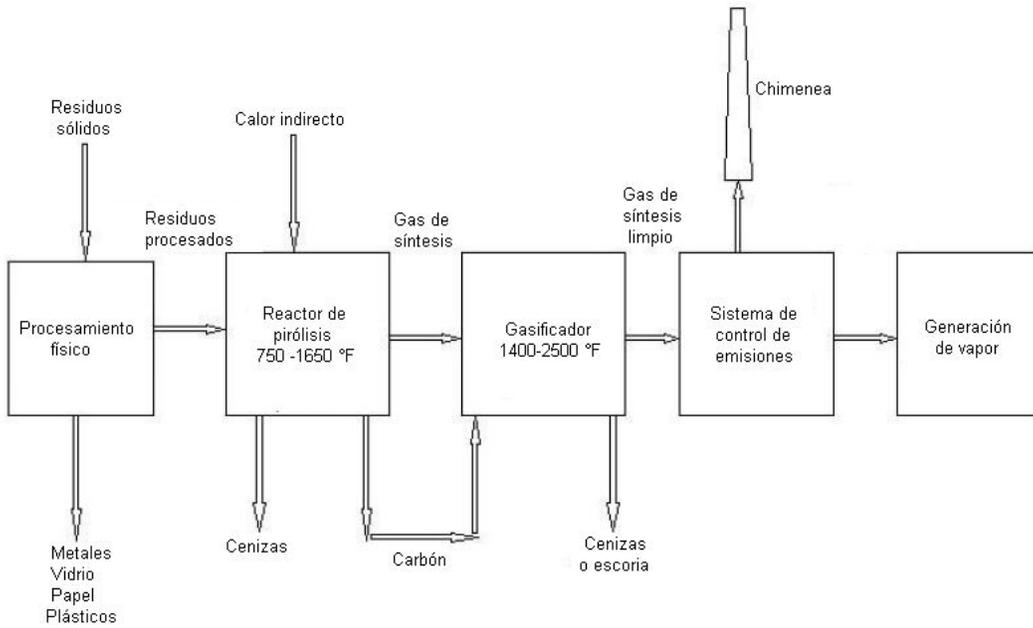


Figura 1. 5 Diagrama del proceso de pirólisis con gasificación

Gasificación por arco de plasma

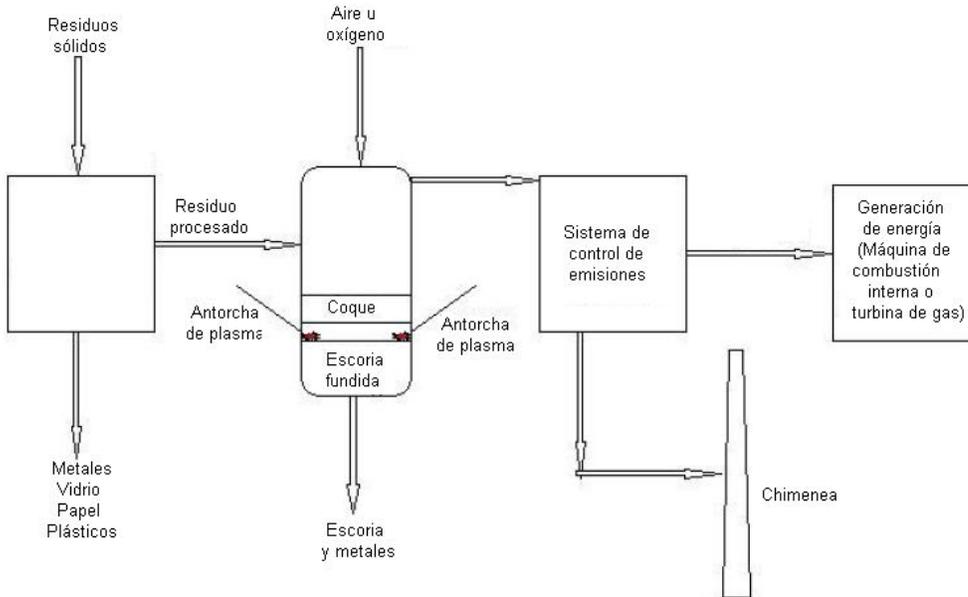


Figura 1. 6 Diagrama del proceso de gasificación con arco de plasma



1.2. Gasificación

La gasificación es la conversión de un material con alto contenido de carbono (sustrato carbonoso) a combustible (gas de síntesis) en un ambiente limitado de aire u oxígeno (Higman & van der Burgt, 2003) (Rezaiyan & Cheremisinoff, 2005). Esencialmente, consiste en la oxidación parcial de combustibles (compuestos de carbono) en presencia de una cantidad de oxidante menor a la requerida para alcanzar la combustión estequiométrica. Básicamente, parte del combustible se oxida para proveer la cantidad de energía térmica necesaria para gasificar al resto de la alimentación (gasificación auto-térmica), como es el caso de la gasificación en presencia de aire, o se suministra energía por una fuente térmica externa, como en el caso de la utilización de un arco de plasma. El resultado es un gas combustible de alta temperatura que contiene grandes cantidades de productos oxidados parcialmente y que tienen valor calorífico (gas de síntesis compuesto por: CH_4 , CO , H_2 y H_2O), en contraste con lo que produce una combustión directa convencional que sólo produce una corriente de gas de combustión (CO_2 y H_2O) a alta temperatura. En la gasificación, el contenido orgánico del desperdicio se convierte principalmente en monóxido de carbono, hidrógeno y cantidades menores de metano, aunque este gas de síntesis generalmente se encuentra contaminado por productos no deseados como partículas, alquitrán, metales alcalinos, cloruros y sulfuros (Arena, 2012).

1.2.1 Reacciones

La gasificación de compuestos con alto contenido de carbono comprende una secuencia sucesiva de reacciones endotérmicas y exotérmicas que se describen a continuación (Arena, 2012) (de Souza-Santos, 2004):

* Calentamiento y secado: Se produce a temperaturas de hasta aproximadamente $160\text{ }^\circ\text{C}$; conforme la alimentación (residuos sólidos con alto contenido de carbono) se calienta, absorbe calor e incrementa su temperatura hasta que se produce la evaporación del agua contenida en la misma.

* Devolatilización (pirólisis o descomposición térmica): Se produce a temperaturas de hasta aproximadamente $700\text{ }^\circ\text{C}$, involucra reacciones de craqueo térmico y transferencia de calor y masa; dando lugar a la liberación de gases ligeros (tales como H_2 , CO , CO_2 , CH_4 , H_2O y NH_3), alquitrán (condensado de hidrocarburos que es liberado de la matriz sólida carbonosa como gas y líquido en forma de neblina) y el subcoque (es el residuo carbonoso también conocido como *char*). Una porción de los volátiles participan como materia prima en las reacciones posteriores de gasificación y combustión, y también son parte del gas de síntesis efluente de este proceso, como se describe esquemáticamente en la Figura 1.7. La composición, las cantidades y características de las especies químicas liberadas en la devolatilización (no necesariamente en una sola etapa) dependerán de varios factores, principalmente la composición original y la estructura de los residuos, temperatura, presión, la composición de la atmósfera que rodea a los residuos y la rapidez de calentamiento impuesta por el tipo de reactor en particular. Se debe enfatizar que la devolatilización libera muchos componentes y se requiere hidrógeno para efectuar los enlaces moleculares en varios de ellos: Entonces, la devolatilización agota el hidrógeno de la matriz carbonosa del residuo.

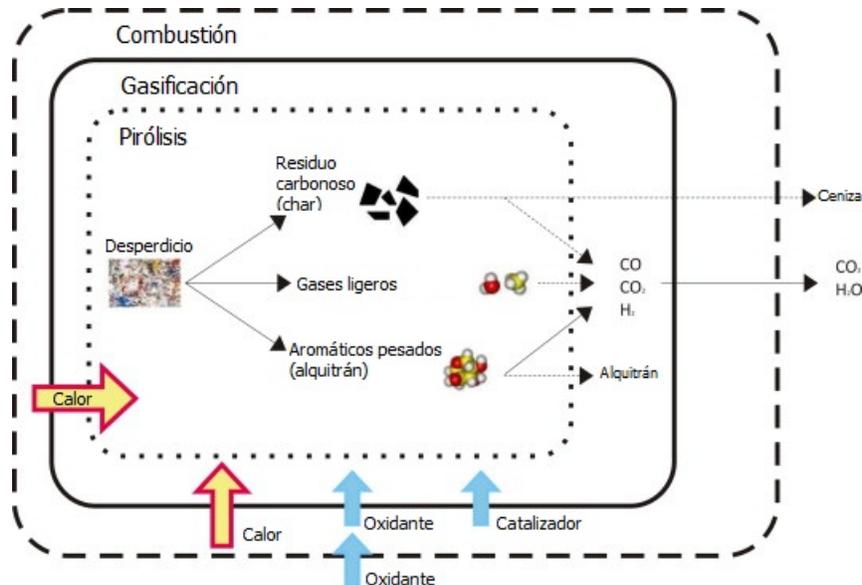


Figura 1. 7 Esquema de las etapas de pirólisis, gasificación y combustión (tomado de Arena, 2012)

* Gasificación y combustión: Un considerable número de reacciones químicas, que se producen en un ambiente reductor, es decir, con una proporción de oxígeno notablemente más baja (de 25 a 50%) que la necesaria para una oxidación estequiométrica. Como se indica en la Tabla 1.2, en un proceso de gasificación auto-térmica la oxidación parcial del gas combustible, vapores y carbón junto con una cantidad controlada de aire (u oxígeno o aire enriquecido de oxígeno) proporciona el calor necesario para el craqueo térmico de alquitranes e hidrocarburos. Así como para la gasificación del carbono por medio de vapor o dióxido de carbono, y luego para mantener fija la temperatura de operación del gasificador. En cuanto a la entalpía de las reacciones 1, 2 y 3, en la Tabla 1.2, se puede deducir que en los procesos de gasificación auto-térmica, aproximadamente el 28% del valor calorífico del carbono "se invierte" en la producción de CO para obtener que el 72% restante del valor calorífico del carbón se conserva en el gas. Puesto que el combustible contiene también algo de hidrógeno, el porcentaje de calor en el combustible original que está disponible en el gas, se encuentra generalmente entre 75 y 88%. Si este valor fuera sólo del 50% o menos, la gasificación probablemente no sería un proceso de interés para el procesamiento del carbón, la biomasa y los residuos. Por el contrario, en un proceso de gasificación con fuente externa, el calor requerido por el proceso endotérmico se proporciona a partir de recursos externos mediante el uso de materiales de alta temperatura, a través de la combustión de carbón o de los gases por separado o mediante la utilización de un arco de plasma. Las reacciones de gasificación específicas son aquellas que tienen lugar entre los residuos sólidos (carbón) y gases excluyendo el oxígeno.

Hay una gran cantidad de reacciones de gasificación pero es posible separar tres tipos de reacciones de gasificación independientes (Tabla 1.2): la reacción agua-gas, la reacción Boudouard y la hidrogasificación.



En las secciones del gasificador, donde no hay más carbono sólido, las reacciones se reducen a sólo dos: desplazamiento agua-gas, que es la combinación de las reacciones agua-gas y Boudouard, y la metanización, que es la combinación de las reacciones agua-gas e hidrogasificación. Esta es una descripción simplificada, ya que otros componentes (H, N, O, S, etcétera) podrían participar como reactivos y productos. Es evidente que la mayoría de las especies de las reacciones de gasificación se encuentran en sus formas reducidas o menos oxidadas, tales como CO en lugar de CO₂, H₂ en lugar de H₂O, y, para los otros elementos, H₂S en lugar de SO₂, y NH₃ o HCN en lugar de NO u otros óxidos. Por otra parte, la ausencia de una atmósfera oxidante elimina uno de los pasos del mecanismo de síntesis de dioxinas y reduce considerablemente su formación. Todas estas reacciones de gasificación, con excepción de las reacciones de oxidación, son reacciones al equilibrio. De acuerdo a algunos autores (Arena, 2012), en la mayoría de los procesos de gasificación la composición final está determinada por las rapidezces de reacción y por la presencia de efectos catalíticos (esto es importante para las reacciones de descomposición del alquitrán) más que por el equilibrio químico en tiempo infinito. Sin embargo, otras fuentes (Higman & van der Burgt, 2003) (Mountouris, et al., 2006) (Minutillo, et al., 2009) mencionan que en reactores de gasificación donde las temperaturas de operación se encuentran por encima de los 800 °C, las rapidezces de reacción son lo suficientemente altas y que aplicando el modelado del reactor basado en el equilibrio termodinámico proporciona resultados cercanos a la realidad.

Tabla 1.2

Principales reacciones en fases homogénea y heterogénea durante el proceso de gasificación

Reacciones de oxidación		Descripción
Ecuación 1:	$C + \frac{1}{2} O_2 \rightarrow CO$	-111 MJ/kmol Oxidación parcial del carbono
Ecuación 2:	$CO + \frac{1}{2} O_2 \rightarrow CO_2$	-283 MJ/kmol Oxidación del monóxido de carbono
Ecuación 3:	$C + O_2 \rightarrow CO_2$	-394 MJ/kmol Oxidación del carbono
Ecuación 4:	$H_2 + \frac{1}{2} O_2 \rightarrow H_2O$	-242 MJ/kmol Oxidación del hidrógeno
Ecuación 5:	$C_nH_m + n/2 O_2 \leftrightarrow nCO + m/2 H_2$	Exotérmica Oxidación parcial de C _n H _m
Reacciones de gasificación relacionadas con vapor		
Ecuación 6:	$C + H_2O \leftrightarrow CO + H_2$	+131 MJ/kmol Reacción agua-gas
Ecuación 7:	$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$	-41 MJ/kmol Reacción de desplazamiento agua-gas
Ecuación 8:	$CH_4 + H_2O \leftrightarrow CO + 3 H_2$	+206 MJ/kmol Reformación con vapor del metano
Ecuación 9:	$C_nH_m + nH_2O \leftrightarrow nCO + (n + m/2)H_2$	Endotérmica Reformación con vapor
Reacciones de gasificación relacionadas con hidrógeno		
Ecuación 10:	$C + 2H_2 \leftrightarrow CH_4$	-75 MJ/kmol Hidrogasificación
Ecuación 11:	$CO + 3H_2 \leftrightarrow CH_4 + H_2O$	-227 MJ/kmol Metanización
Reacciones de gasificación relacionadas con dióxido de carbono		
Ecuación 12:	$C + CO_2 \leftrightarrow 2CO$	+172 MJ/kmol Deshidrogenación
Ecuación 13:	$C_nH_m + nCO_2 \leftrightarrow 2nCO + m/2 H_2$	Endotérmica Reformación en seco
Reacciones de descomposición de alquitranes e hidrocarburos		
Ecuación 14:	$pC_xH_y \rightarrow qC_nH_m + rH_2$	Endotérmica Deshidrogenación
Ecuación 15:	$C_nH_m \rightarrow nC + m/2 H_2$	Endotérmica Carbonización

Nota: C_xH_y representan alquitranes y, en general, los fragmentos pesados del combustible producidos por craqueo térmico y C_mH_m representa los hidrocarburos con un número menor de carbonos y/o mayor insaturación que C_xH_y.

De cualquier forma, el modelado sobre la base del equilibrio termodinámico de los principales componentes gaseosos y de carbono indica tendencias importantes para los gasificadores convencionales comercialmente disponibles.

* A bajas temperaturas (es decir, alrededor de 600 ° C), el carbono y el oxígeno existen preferentemente como dióxido de carbono y residuo carbonoso (char), es decir, la conversión del residuo carbonoso es menor.

* En altas temperaturas, si hay un exceso de carbono, el dióxido de carbono se descompone para formar monóxido de carbono; además el oxígeno prefiere reaccionar con el carbono (para formar CO y CO₂) en lugar de combinarse con el hidrógeno para formar agua (así que el contenido de hidrógeno aumenta a temperaturas más altas).

* El metano y otros hidrocarburos tienden a descomponerse a temperaturas por encima de 600 °C: esto también puede implicar una disminución notable del contenido de alquitrán pero sólo para una temperatura mayor a 1000 °C. De cualquier forma, un gasificador libre de alquitrán no existe, y la remoción y/o conversión de alquitrán se requiere en la mayoría de los casos.

* Residuo carbonoso (char) está presente incluso en altas temperaturas, y el carbono no convertido se descarga en la ceniza rechazada, lo que implica pérdida de eficiencia de conversión.

1.2.2 Tecnologías para la gasificación

Existe una gran variedad de sistemas de gasificación y la principal diferencia entre ellos radica en el tipo de reactor empleado. A continuación se mencionan los reactores más conocidos (Higman & van der Burgt, 2003) (Rezaian & Cheremisinoff, 2005) (Arena, 2012):

- * Reactor de lecho móvil en contracorriente (updraft fixed bed)
- * Reactor de lecho móvil en paralelo (downdraft fixed bed)
- * Reactor de lecho fluidizado burbujeante (bubbling fluidized bed)
- * Reactor de lecho fluidizado circulante (circulating fluidized bed)
- * Reactor de lecho arrastrado (entrained flow)
- * Reactor de horno rotativo (rotary kiln)
- * Reactor con arco de plasma

A continuación se describe brevemente cada tipo de reactor:

En el reactor de lecho móvil en contracorriente, la alimentación se introduce por la parte superior del reactor, y desciende de forma lenta para reaccionar con el aire, oxígeno y/o vapor que fluyen en contracorriente a través del lecho. En su camino descendente, el carbón experimenta de forma sucesiva los procesos de secado calentamiento, pirólisis, gasificación y combustión. Las cenizas pueden extraerse secas o fundidas. El efluente gaseoso tiene baja temperatura (400 - 650 °C), y contiene cantidades importantes de alquitranes y aceites.

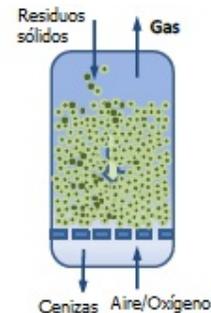


Figura 1. 8 Reactor de lecho móvil en contracorriente

En el reactor de lecho móvil en paralelo, la alimentación se introduce por la parte superior del reactor; la entrada del aire, oxígeno y/o vapor también puede ser por la parte superior del reactor o por los costados del mismo, por lo que alimentación y gases viajan en la misma dirección. En su camino descendente, el carbón experimenta de forma sucesiva los procesos de secado calentamiento, pirólisis, gasificación y combustión. Una parte de la alimentación se quema, cayendo a través del cuello del reactor y se forma una capa de residuo carbonoso a través de los cuales los gases tienen que cruzar. Las cenizas pueden extraerse

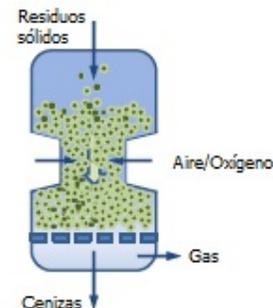


Figura 1. 9 Reactor de lecho móvil en paralelo

secas o fundidas. Esto asegura una buena calidad del gas de síntesis, el cual sale por la base del reactor, junto con la ceniza que se recolecta en una rejilla.

En el reactor de lecho fluidizado burbujeante, los residuos combustibles se alimentan por la pared lateral del reactor. Luego, se hace pasar a través del lecho una corriente ascendente de aire, oxígeno y/o vapor, donde la alimentación sólida queda suspendida mientras se efectúa la reacción. La temperatura de operación es inferior a la temperatura de fusión de las cenizas (900 – 1,050 °C) para que éstas se puedan recuperar sin que estén fundidas. La corriente de gas de síntesis fluye por la parte superior del reactor. Este reactor puede ser presurizado.

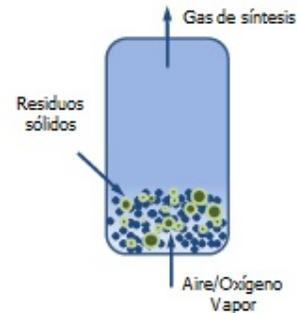


Figura 1. 10 Reactor de lecho fluidizado burbujeante

En el reactor de lecho fluidizado circulante, los residuos combustibles se alimentan por un costado del reactor. Luego, se hace pasar a través del lecho una corriente ascendente de aire, oxígeno y/o vapor, donde la alimentación sólida queda suspendida mientras se efectúa la reacción. Luego, la mezcla de gas de síntesis y finos se separan a través de un ciclón, donde los sólidos retornan al reactor. La temperatura de operación es inferior a la fusión de las cenizas del combustible (900 – 1,050 °C) para que éstas se puedan recuperar sin que estén fundidas. Este reactor puede ser presurizado.

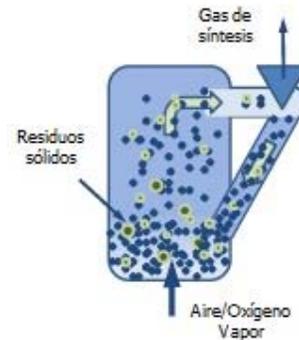


Figura 1. 11 Reactor de lecho fluidizado burbujeante

En el reactor de lecho arrastrado, el carbón y los agentes gasificadores fluyen en la misma dirección a velocidades superiores a las que se dan en los otros tipos de gasificadores. La alimentación de residuo pulverizado, que puede ser seca o húmeda, se realiza a través de quemadores de oxidación parcial. La temperatura de operación es elevada (1,250 – 1,600 °C), y las cenizas se extraen fundidas por la parte inferior del reactor.

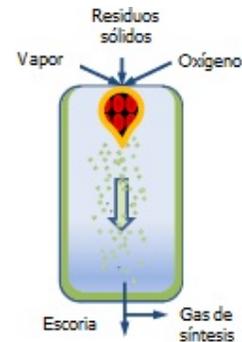


Figura 1. 12 Reactor de lecho arrastrado

El reactor de horno rotativo cumple dos objetivos: mover sólidos dentro y fuera de una zona de reacción de alta temperatura y mezclar los sólidos durante la reacción. Este proceso consiste de dos etapas, primero se gasifica el desperdicio a 450°C donde se obtiene gas de síntesis y residuo carbonoso, después se separan los sólidos carbonosos, partículas metálicas y el gas. El residuo carbonoso pasa a una cámara de combustión donde se quema a una temperatura de 1,300°C, calentando aire que se utiliza posteriormente en el gasificador.

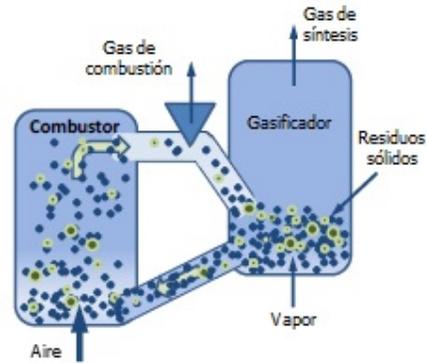


Figura 1. 13 Reactor de horno rotativo

En el reactor de plasma, los residuos se colocan dentro del gasificador y se ponen en contacto con un plasma generado eléctricamente, usualmente a presión atmosférica y temperaturas de 1,000 - 5,000 °C. La materia orgánica se convierte en gas de síntesis de alta calidad y la materia inorgánica se vitrifica en escoria inerte. La gasificación usa antorchas o arcos, con sus respectivos procesos sucesivos de limpieza del gas de síntesis.

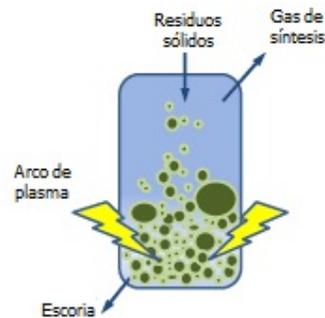


Figura 1. 14 Reactor de plasma

La Tabla 1.3 presenta un resumen de las tecnologías más conocidas de gasificación y sus principales características.





Tabla 1.3 Comparación entre diferentes tecnologías de gasificación

	Lecho móvil en contracorriente Updraft fixed bed	Lecho móvil en paralelo Downdraft fixed bed	Lecho fluidizado burbujeante Bubbling fluidized bed	Lecho fluidizado circulante Circulating fluidized bed	Lecho arrastrado Entrained flow	Horno Rotativo Rotary Kiln	Arco de plasma Plasma
Requerimientos de combustible							
Tamaño de partícula	Diámetro de partícula mayor a 100 mm. Debido al control ineficiente de temperatura existe riesgo de sinterización.		El tamaño de partícula no debe ser mayor a 150 mm. El diámetro de partícula en la cama debe ser entre 0.08 y 3 mm. El desgaste de las partículas de la cama (y su arrastre) puede ser severo.	El tamaño de partícula no debe ser mayor a 100 mm. El diámetro de partícula de la cama debe encontrarse entre 0.05 y 0.5 mm.	Los finos (menores a 1 mm, generados en un molino) se agregan al agua y producen una suspensión (con una concentración de sólidos > 60%) que se alimenta al gasificador.	El tamaño no es problema. Puede tratarse cualquier porción, desde finos hasta grandes conglomerados.	El tamaño no es problema.
Morfología	Uniforme	Casi uniforme	Uniforme	Uniforme	Uniforme	No hay problema.	No hay problema.
Contenido de humedad	< 20%	< 50%	< 55%	< 55%	< 15%	No hay problema.	No hay problema.
Contenido de cenizas	< 5% (base seca)	< 15% (base seca)	< 25% (base seca)	< 25% (base seca)	< 20% (base seca)	< 40% (base seca)	No hay problema.
Punto de fusión cenizas	> 1250 °C	> 1000 °C	> 1000 °C	> 1000 °C	< 1250 °C	No hay problema.	No hay problema.
Densidad alimentación	> 500 kg/m ³	> 400 kg/m ³	> 100 kg/m ³	> 100 kg/m ³	> 400 kg/m ³	> 100 kg/m ³	> 100 kg/m ³
Perfil de temperatura	Pueden presentarse grandes gradientes de temperatura. Presencia frecuente de puntos calientes.	Grandes gradientes de temperatura. Presencia frecuente de puntos calientes. Temperaturas de salida del gas relativamente bajas.	La temperatura es casi constante en dirección vertical. Hay pequeña variación en dirección radial. El rango es de 550 - 1000 °C.	Los pequeños gradientes de temperatura en la dirección del flujo de sólidos pueden limitarse por una rapidez de circulación alta de los sólidos. El rango es de 900 - 1000°C.	El rango es de 1200 - 1500 °C, de cualquier forma por arriba de la temperatura de fusión de las cenizas.	El gradiente longitudinal así como el transversal puede ser grande y difícil de controlar.	Definido por el proceso específico, pero normalmente son altas temperaturas entre 1500 y 5500 °C.
Intercambio de calor y coeficiente de transferencia suspensión a superficie típico	Intercambio ineficiente. Se requiere una gran superficie para el intercambio de calor (20 -100)		Intercambio muy eficiente. Mayor transferencia de calor activada por la circulación de sólidos.	Intercambio eficiente, particularmente a lo largo de la dirección longitudinal. (100 - 350)	Intercambio pobre (dominado por radiación).	Intercambio muy pobre. Se requieren regularmente cilindros rotatorios largos (dominado por radiación).	Las altas temperaturas implican que el intercambio de calor es dominado por radiación.
Tiempo de residencia	Las partículas se mantienen en la cama hasta su descarga		Las partículas pasan tiempo considerable en la cama (minutos u horas). El tiempo de residencia del gas depende de la velocidad del gas que es menor a 2 m/s.	Las partículas cruzan repetidamente a través del circuito de circulación; el tiempo de residencia para cada circuito es de pocos segundos. La velocidad del gas es de 3 a 15 m/s.	Muy corto (pocos segundos).	Muy largo (1 - 2 horas).	
Conversión	Es posible una conversión con el gas en flujo pistón y un control adecuado de temperatura.	Alta eficiencia de gasificación	La mezcla de sólidos y la desviación del gas pueden dar lugar a un desempeño más pobre que la de otros reactores.	Es posible alcanzar alta conversión.		La conversión puede ser alta.	La conversión puede ser tan alta como el 100%.

(Continúa en la página siguiente)



Tabla 1.3 (Continuación)

	Lecho móvil en contracorriente Updraft fixed bed	Lecho móvil en paralelo Downdraft fixed bed	Lecho fluidizado burbujeante Bubbling fluidized bed	Lecho fluidizado circulante Circulating fluidized bed	Lecho arrastrado Entrained flow	Horno Rotativo Rotary Kiln	Arco de plasma Plasma
Flexibilidad del proceso	Muy limitado. Cualquier cambio en las variables del proceso normalmente requieren un nuevo diseño del reactor.		Excelente. Puede utilizarse para pirólisis y gasificación de baja y alta temperatura, en la presencia o ausencia de un catalizador. Pueden tratarse diferentes residuos sólidos.	Excelente. Diferentes agentes gasificantes pueden agregarse a diferentes alturas del "riser".	Muy limitado. El tamaño y el contenido de energía de la alimentación deben encontrarse en un rango estrecho. Normalmente se adoptan medias pretratamiento.	Limitado. Los parámetros de operación (tiempo de residencia, temperatura, etcétera) puede variar en un rango estrecho. Normalmente se utiliza para generar gas combustible para la recuperación de energía.	Excelente.
Proceso no catalítico	Los gasificadores de altas temperaturas proporcionan operaciones continuas confiables.		Excelente para operaciones continuas, dando un producto uniforme.	Excelente para operaciones continuas.	Excelente para operaciones continuas.	Ampliamente usado. Adecuado para sólidos, los cuales se pueden sinterizar o aglomerar.	Muy interesante para desechos industriales y desechos peligrosos.
Proceso catalítico	Puede utilizarse catalizador.		El excelente control de temperatura permite operaciones a gran escala.	El desgaste del catalizador es serio.	No se usa.	No se usa.	No se usa.
Consideraciones de escala	Se puede escalar, tomando cuidadosamente en consideración el control de la temperatura		Se debe tener cuidado. Generalmente, se requiere una planta piloto.	Se planean grandes proyectos.	La gran experiencia en diseño y operación de la gasificación de carbón permite gasificadores de gran tamaño.	Generalmente no relevante. Se ha instalado hornos de diferentes tamaños.	La tecnología se ofrece en módulos idénticos a pequeña escala. Así que no hay riesgos de incrementar la escala.
Costos	La mayor ventaja es la simpleza del reactor y los costos de inversión relativamente limitados.		Moderado. La posibilidad de contruir plantas a pequeña escala amplía las alternativas de inversión. Bajos costos de mantenimiento.	Costos de capital más altos que el de lecho burbujeante. Conveniente normalmente para plantas a gran escala.	Altos costos de inversión y operación lo que impone plantas a gran escala.	Costos moderados de inversión. Grandes costos de mantenimiento debido a las partes móviles y acumulación de residuos y erosión de las paredes interiores.	Altos costos de inversión y altos costos de operación. El consumo de energía eléctrica puede ser relevante.



Capítulo 2. Gasificación por arco de plasma

2.1 Principios básicos de la tecnología de plasma

El plasma es un gas caliente ionizado por una descarga eléctrica, en otras palabras, es un gas con electrones libres que llevan una corriente y generan un campo magnético. Las tecnologías actuales usan una descarga eléctrica o arco eléctrico (algunas tecnologías usan corriente directa (DC), otras corriente alterna (AC) y otras una combinación de ambas) para calentar gas, usualmente aire, oxígeno, nitrógeno, hidrógeno, argón o una combinación de estos gases a temperaturas mayores a los 3,000 °C. Este gas caliente ionizado o plasma puede utilizarse como una fuente de calor controlada para alguna aplicación en particular. Algunas de estas aplicaciones son soldadura, corte, fundición o para el tratamiento de residuos (URS Corporation, 2005) (R. W. Beck, Inc., 2003).

De acuerdo a lo descrito con anterioridad, se deduce que la gasificación a través de un arco de plasma consiste en la degradación de materiales con alto contenido en carbono a una mezcla que contiene moléculas simples (gas de síntesis) en un ambiente escaso en oxígeno, donde se alcanzan altas temperaturas a través de plasma.

Debido a las altas temperaturas alcanzadas a través del arco de plasma, los compuestos con alto contenido de carbono no oponen resistencia. Las moléculas se rompen en un proceso llamado disociación molecular. Cuando las moléculas están expuestas a energía intensa (como el calor generado por el arco de plasma), los enlaces moleculares que las mantienen unidas llegan a excitarse y se rompen, dando lugar a moléculas de compuestos elementales (Hidago, 2006).

Las moléculas orgánicas (aquéllas que tienen como base el carbono) llegan a volatilizarse, o se vuelven gases. Este gas de síntesis (*syngas*) puede utilizarse como fuente combustible si se limpia adecuadamente. Por otro lado, los compuestos inorgánicos se funden y se vitrifican, es decir se convierten en una sustancia dura y de apariencia vítrea similar a la obsidiana. Los metales se funden también junto con el resto de la materia inorgánica (llamada *slag* o escoria).

A diferencia de los incineradores, los cuales utilizan la combustión para descomponer la basura, en este proceso no hay quemado u oxidación total. El calor que proviene del plasma da lugar a la pirólisis, un proceso en el que la materia orgánica se rompe y descompone. La combustión requiere oxidación, la pirólisis no.

Por otro lado, los reactores en las tecnologías estándar de gasificación (descritas en el capítulo anterior) operan a temperaturas de 400 – 850 °C. Estas tecnologías, por lo regular, actúan como “cámaras de combustión parciales” y emplean una cantidad considerable de la alimentación de materia para mantener la reacción. Su proceso de gasificación produce un gas de síntesis similar al del proceso de plasma pero presenta mayores contaminantes como alquitrán y subcoque. Debido a las bajas temperaturas de estos gasificadores, no es posible descomponer toda la alimentación. Los alquitranes y contaminantes generados son difíciles de remover del gas.

En el gasificador por arco de plasma se puede tratar casi cualquier tipo de residuo, incluyendo los materiales tradicionalmente difíciles. Es posible tratar residuos médicos, o desperdicios contaminados químicamente y no dejar nada más que gases y *slag*. Debido a que en el gasificador se descomponen estos desperdicios peligrosos en sus elementos básicos, se pueden eliminar de manera segura. El único desperdicio que el convertidor de plasma no puede descomponer es el material radiactivo pesado, como las barras que se utilizan en un reactor nuclear.

2.2 Secciones del sistema de gasificación por arco de plasma

Actualmente las plantas de plasma no están estandarizadas. Las diferentes compañías están diseñando plantas para plasma y por el momento cada planta ha sido construida a la medida. En la Figura 2.1 se presenta un diagrama de bloques de las secciones en un sistema de gasificación por arco de plasma.

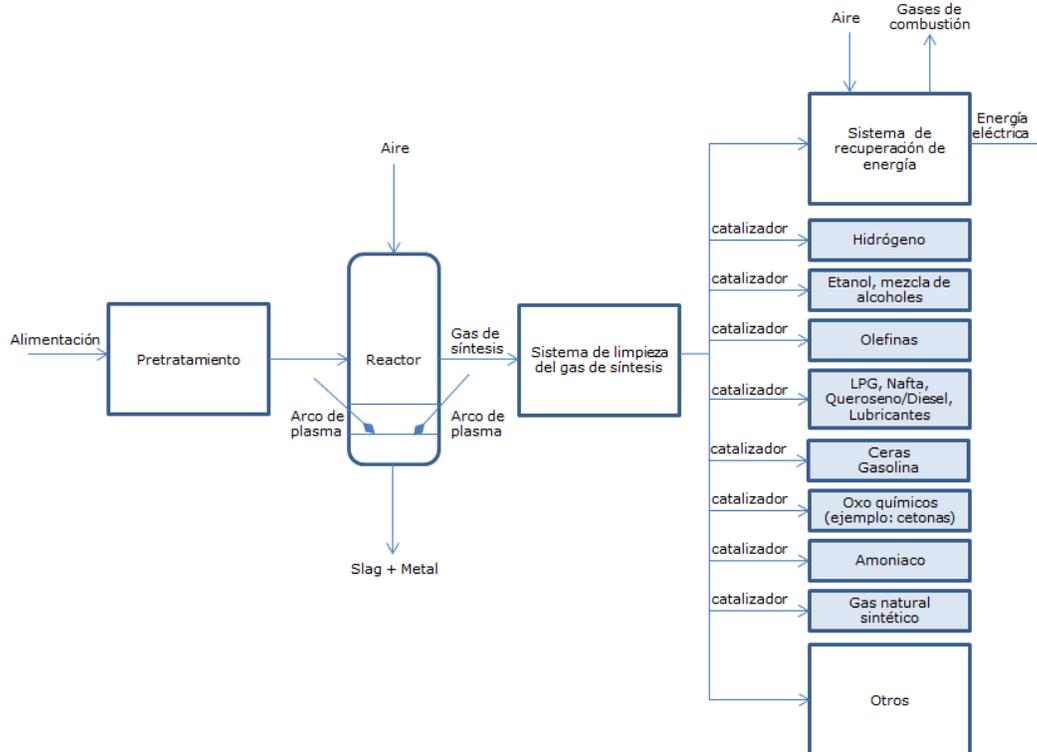


Figura 2. 1 Diagrama de bloques del sistema de gasificación por arco de plasma.

A continuación se presenta una breve descripción de las diferentes secciones del proceso (Moustakas & Loizidou, 2010) (Mountouris, et al., 2006) (Moustakas, et al., 2005) (R. W. Beck, Inc., 2003) (URS Corporation, 2005) (NYDS and NYCECD, 2004) (Advanced Energy Strategies, Inc., 2004) (Alter NRG Corporation, 2012) (Westinghouse Plasma Corporation, 2012):

2.2.1 Sistema de transporte

Con el objetivo de alimentar los residuos al convertidor, la mayoría de las plantas de plasma tiene un sistema de transporte. Los residuos se cargan en el sistema y se conducen dentro del reactor (o al sistema de pretratamiento si la planta utiliza uno).

2.2.2 Mecanismo de pretratamiento

Aunque el arco de plasma puede descomponer los desperdicios sin requerir algún tratamiento específico, la mayoría de las plantas emplea un proceso de pretratamiento para hacer más eficiente el sistema. El equipo que se requiere depende del tipo de material que se ocupe como alimentación al reactor. Por ejemplo, si la alimentación tiene un alto contenido de humedad, será necesario un secador. Sin embargo, la mayoría de las plantas utilizan exclusivamente trituradores o laminadores para reducir el tamaño de la alimentación al reactor de gasificación. El arco de plasma puede descomponer los trozos pequeños más rápido

2.2.3 Reactor de plasma

El reactor es el componente central del sistema, es donde la gasificación y vitrificación se llevan a cabo.

Generalmente, el reactor tiene un sistema hermético que permite que la alimentación entre por la parte superior del mismo, mientras previene que los gases de alta temperatura en el reactor escapen a la atmósfera. El reactor aloja por lo menos un arco de plasma (electrodos de grafito, usualmente); algunos sistemas tienen múltiples arcos para incrementar la eficiencia de descomposición de los materiales. Estos arcos se colocan usualmente por debajo de la mitad del reactor. Se hace pasar a través de los electrodos corriente eléctrica. Los electrodos están separados, por lo que se crea un arco eléctrico en los extremos. Luego, un gas inerte a presión se hace pasar a través del arco, ionizándose y formando el plasma. El gas empleado para formar el plasma puede ser oxígeno, helio u otro, aunque el aire es el más común debido a su bajo costo. Posteriormente, el plasma entra en contacto con los desperdicios. En el proceso de Westing House Plasma Corporation, el plasma también se utiliza para calentar una cama donde se encuentra la alimentación que es más difícil de descomponer (por ejemplo, coque). La

temperatura al centro de la cama es mayor a los 3,000°C (5,400 °F), mientras que en la cima y en la base de la misma la temperatura se encuentra alrededor de 1,650 °C (3,000 °F). Las entradas para el aire, oxígeno y/o vapor se encuentran por arriba y por debajo de la cima de la cama.

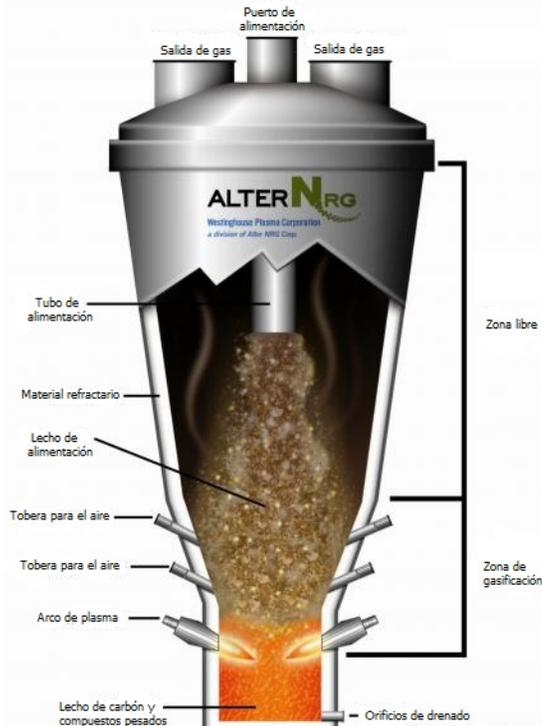


Figura 2. 2 Reactor de Westinghouse Plasma Corp.

El reactor también cuenta con un sistema de drenado para sacar el *slag* conforme se va acumulando y una salida para el efluente gaseoso. Las temperaturas dentro del reactor alcanzan los 3,000 °C. Para soportar el intenso calor, los reactores están recubiertos de material refractario y usualmente presentan un sistema de enfriamiento con agua.



El arco de plasma en estas plantas se construye a la medida, donde las especificaciones del proceso son las siguientes: La cantidad de energía que consume, la vida útil de los electrodos empleados, el gas utilizado para ionización (la mayoría de los arcos utilizan aire), el periodo de tiempo (inactividad) que se requiere para reemplazar un arco fuera de operación y el tamaño del campo de plasma que éste genera.

Después de que la alimentación se convierte en gas de síntesis, el producto fluye por la parte superior del reactor a una temperatura aproximadamente de 850-1,300 °C (1,650-2,375 °F) donde se dirige a la sección de limpieza del gas antes de que éste se pueda convertir en diferentes productos; mientras que el *slag* abandona el sistema a una temperatura de 1,650 °C. Las altas temperaturas en el reactor aseguran que todo el material orgánico se convierta en gas de síntesis y que cualquier material que no pueda gasificarse se funde y fluya fuera del reactor como *slag*. El *slag* fundido fluye a través de unos orificios en el fondo del gasificador. Luego, se enfría y granula después de que sale del reactor. Los gránulos vítreos resultantes se transportan y se disponen para su venta.

Los tiempos de residencia relativamente largos (parámetro no disponible ya que la tecnología está protegida por la secrecía de la industria) aseguran que haya suficiente tiempo para romper los alquitranes y minimizar el arrastre de partículas, un problema común en otros sistemas de gasificación. Sin embargo, para procesos análogos como son la combustión y la gasificación convencional, se consideran tiempos de residencia "largos" aquéllos que son mayores a 1 segundo.

La Figura 2.2 muestra el diagrama de un reactor para gasificación con arco de plasma empleado por Westinghouse Plasma Corporation.

2.2.4 Sistema de limpieza de gases

El gas de síntesis del reactor ingresa a una cámara donde se enfría y purifica, en la mayoría de los casos, con agua. Los gases pasan a través de un sistema de rocío de agua, que los purifica, eliminando los contaminantes y las partículas. Por otro lado, un sistema de filtrado, que contiene un filtro alcalino, neutraliza los gases ácidos presentes (HCl, H₂S, SO_x, entre otros). Los ácidos de los gases y el compuesto alcalino en el filtro se combinan para formar sales inertes. Algunos procesos incluyen etapas adicionales de limpieza para remover cloruros, sulfuros, plomo, cadmio, zinc y mercurio. También se puede incluir alguna etapa intermedia de compresión y enfriamiento para eliminar la humedad del gas.

Es importante señalar que entre las emisiones que se encuentran reguladas a nivel internacional se hallan las dioxinas y los furanos. Estos son compuestos de origen orgánico (base carbono y oxígeno) que son precursores de compuestos altamente tóxicos al reaccionar con halógenos (cloro y bromo) y se forman en los procesos de combustión, pirólisis, gasificación, entre otros. Aunque no se conoce el mecanismo de reacción de estos compuestos, se sabe que estos se forman a temperaturas entre los 300 - 450 °C, mientras que la destrucción total de estos compuestos se puede alcanzar a los 850 °C.

Las consideraciones operativas que deben aplicarse para minimizar la formación de dioxinas y furanos son las siguientes:



- * Las temperaturas en el reactor deben ser superiores a 1,000 °C.
- * Los tiempos de residencia en el reactor debe ser "largos", es decir, mayor a 2 segundos.
- * Los gases efluentes del reactor deben enfriarse rápidamente de 450° a 270°C (*rapid quench*).

En el caso de la gasificación por arco de plasma, la alta temperatura que se tiene en el reactor asegura que las dioxinas y furanos sean destruidos. Sin embargo, es necesario que a la salida del reactor, en el proceso de limpieza del gas, éste sea enfriado rápidamente a 270 °C (*rapid quench*) para evitar la formación de estos compuestos (McKay, 2002) (Gavilán & Castro, 2004) (Chlorine Chemistry Division of the American Chemistry Council, 1996 - 2013).

2.2.5 Sistema de recuperación de energía y materia prima para otros procesos

El sistema de recuperación de energía puede ser un ciclo de vapor, una turbina de gas o un ciclo combinado. Alternativamente, puede haber alguna unidad para producir metanol, amoníaco o combustibles sintéticos.

En el siguiente capítulo se hace una descripción más detallada de los diferentes ciclos de generación de energía eléctrica.

En la actualidad existen cuatro procesos para el uso del gas de síntesis que se encuentran en desarrollo y están orientados a la producción de combustibles líquidos:

- * Síntesis Fischer-Tropsch
- * Síntesis de metanol
- * Síntesis de alcoholes en mezcla
- * Fermentación del gas de síntesis

Cada proceso presenta diferentes requerimientos en lo referente a la composición del gas de síntesis y el rendimiento de éste para que el proceso sea comercialmente viable (Young, 2010) (E4tech, 2009).

2.3 Empresas que desarrollan la tecnología de gasificación por arco de plasma

Los principales promotores de la tecnología son:

- * Westinghouse Plasma Corporation
- * Plasco Energy Group
- * Startech Environmental Corporation
- * Solena Group
- * InEnTec
- * DuTemp

Westinghouse Plasma Corporation y Plasco Energy Group son las únicas empresas que cuentan con plantas a escala comercial, aunque Plasco Energy Group no utiliza el plasma para descomponer los residuos sino que lo utiliza para refinar productos obtenidos de una gasificación convencional (Westinghouse Plasma Corporation, 2012) (Plasco Energy Group Inc., 2013).

Es por eso que en la siguiente sección sólo se hará referencia a las instalaciones de Westinghouse Plasma Corporation.

2.4 Plantas comerciales actualmente en operación

2.4.1 Planta en Mihama-Mikata, Japón



Figura 2. 3 Planta en Mihama-Mikata

Es una planta con capacidad para procesar 20 Ton/Día de residuos sólidos municipales provenientes de las provincias de Mihama y Mikata. También procesa 4 Ton/día de lodos residuales. El gas de síntesis se utiliza para generar calor que se utiliza posteriormente para secar el lodo residual y así pueda gasificarse.

El *slag* se utiliza como componente del concreto y adoquines. La Figura 2.3 presenta una fotografía de esta planta.

2.4.2 Planta EcoValley en Utashinai, Hokkaido, Japón



Figura 2. 4 Planta EcoValley

Esta planta se encuentra cerca del poblado Utashinai en un área rural en la Isla de Hokkaido. Esta planta tiene capacidad para procesar hasta 220 Ton/día de residuos municipales que han sido clasificados previamente. La planta tiene dos trenes de gasificación, donde cada tren tiene capacidad de procesar 110 Ton/día.

Actualmente la planta opera a menor capacidad debido a la escasez de alimentación disponible. La Figura 2.4 muestra una fotografía de esta planta.

2.4.3 Planta Maharashtra Enviro Power Ltd (MEPL) en Pune, India



Figura 2. 5 Planta MEPL

Esta planta procesa los residuos peligrosos de por lo menos 30 industrias en la India y su capacidad es para 72 Ton/Día. La empresa SMISL es dueña de esta planta. La Figura 2.5 muestra una imagen de esta planta.



Capítulo 3. Generación de energía eléctrica

3.1 Principios básicos sobre la generación de energía eléctrica

La generación de energía eléctrica consiste en transformar alguna clase de energía química, mecánica, térmica o luminosa, por mencionar algunas, en energía eléctrica. Para la generación industrial se recurre a instalaciones denominadas centrales eléctricas, que ejecutan alguna de las transformaciones citadas.

En el proceso termoeléctrico existe una clasificación de acuerdo al tipo de generación, es decir, según la tecnología utilizada para hacer girar los generadores eléctricos. La clasificación es de la siguiente manera: centrales de vapor, turbogas, combustión interna y ciclo combinado.

En las centrales térmicas convencionales (o termoeléctricas convencionales) se produce electricidad a partir de combustibles fósiles (gasóleo, gas natural, coque, combustóleo, etcétera) entre otros, mediante un ciclo termodinámico.

El ciclo termodinámico es un sistema integrado por una serie de procesos, en cuales la materia parte de una condición inicial y sufre una serie de cambios a lo largo de los procesos hasta retornar al estado inicial, en donde hay variaciones de las propiedades de proceso (presión, temperatura, flujo, composición y fase) y las propiedades termodinámicas de la materia (entalpía, entropía, entre otras) (Morán & Shapiro, 2004) (Wark & Richards, 2001) (Huang, 1994).

Al realizar un ciclo completo, la variación de la energía interna de la materia debe ser igual a cero, por lo tanto la energía térmica recibida por el sistema se transforma en trabajo y energía térmica de desecho. Entonces, se puede definir una eficiencia del ciclo termodinámico como la relación que hay entre el trabajo producido con respecto a la energía térmica recibida por el sistema. La Figura 3.1 muestra lo antes descrito en una máquina térmica.

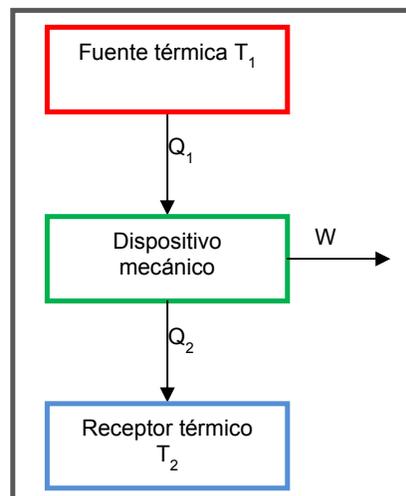


Figura 3. 1 Máquina térmica para obtener trabajo.

$$\text{Ecuación 16: } \eta_{\text{térmica}} = \frac{W_{\text{neto}}}{Q_1} = 1 - \frac{T_2}{T_1}$$

Los ciclos termodinámicos más comunes para generación de trabajo son:

- * Ciclo Rankine
- * Ciclo Brayton
- * Ciclo Combinado

3.2 Ciclo termodinámico de las turbinas de vapor: Ciclo Rankine

El principio de funcionamiento de las turbinas de vapor tiene su fundamento en el ciclo termodinámico conocido como Ciclo Rankine, al final del cual el fluido de trabajo retorna a su estado y composición inicial. Cuatro procesos se distinguen en un Ciclo Rankine ideal (ver Figuras 3.2 y 3.3):

- 1-2. Proceso de bombeo adiabático y reversible.
- 2-3. Transferencia de calor al fluido de trabajo en una caldera a presión constante.
- 3-4. Expansión adiabática y reversible del fluido en la turbina.
- 4-1. Transferencia de calor desde el fluido de trabajo a presión constante en el condensador.

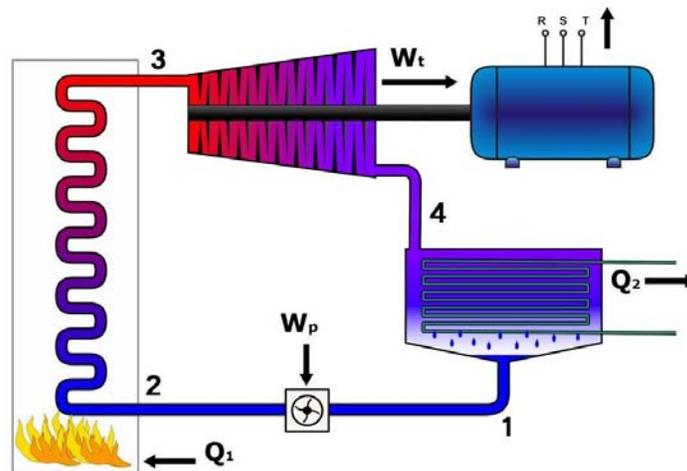


Figura 3. 2 Ciclo Rankine para generación de energía eléctrica.

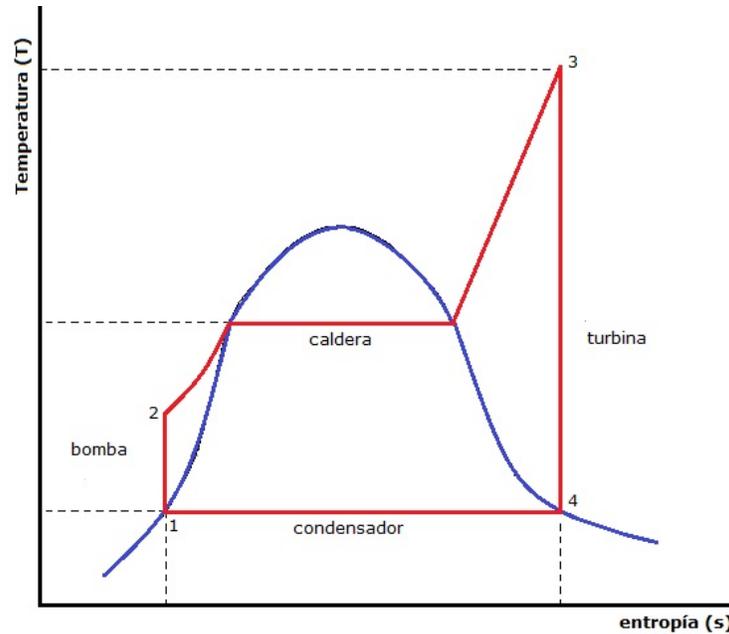


Figura 3. 3 Diagrama T-s del ciclo termodinámico de una turbina de vapor.

3.3 Ciclo termodinámico de las turbinas de gas: Ciclo Brayton

El modelo termodinámico de las turbinas de gas se fundamenta en el ciclo Brayton. A pesar de que se generaliza como ciclo termodinámico, en realidad el fluido de trabajo no cumple un ciclo completo en las turbinas de gas ya que éste finaliza con una composición o en un estado diferente al que tenía cuando inició el proceso. Algunos autores (Arregle, et al., 2002) clasifican los procesos de una turbina a gas como de ciclo abierto. Las turbinas de gas de ciclo abierto simple utilizan una cámara de combustión interna para suministrar calor al fluido de trabajo (ver Figura 3.4).

El ciclo básico de Brayton en condiciones ideales está compuesto por cuatro procesos:

- 1-2. Compresión isoentrópica en un compresor.
- 2-3. Adición de calor al fluido de trabajo a presión constante en un una cámara de combustión.
- 3-4. Expansión isoentrópica en una turbina.
- 4-1. Remoción de calor del fluido de trabajo a presión constante en un intercambiador de calor o en la atmósfera.

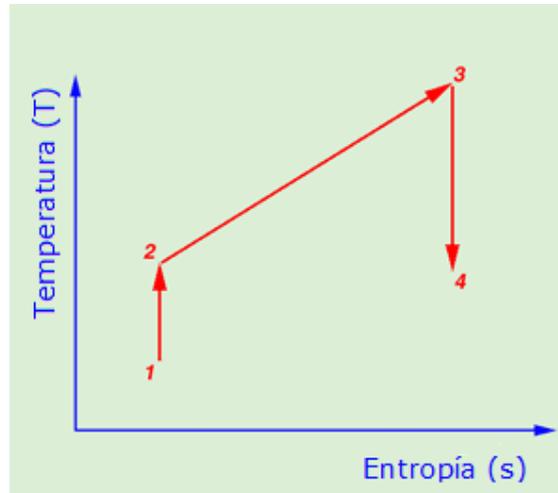


Figura 3. 4 Ciclo termodinámico básico de las turbinas de gas.

En el ciclo Brayton, el trabajo neto realizado por unidad de masa es la diferencia entre el trabajo obtenido en la expansión y el trabajo invertido en la compresión, es decir:

$$\text{Ecuación 17: } W_{\text{neto}} = W_t - W_c$$

Para un gas ideal, el trabajo neto puede escribirse como:

$$\text{Ecuación 18: } W_{\text{neto}} = \dot{m}Cp_g(T_3 - T_4) - \dot{m}Cp_a(T_2 - T_1)$$

El calor de adición será:

$$\text{Ecuación 19: } Q_1 = \dot{m}Cp_g(T_3 - T_2)$$

Al igual que en el ciclo Rankine, la eficiencia térmica del ciclo Brayton es la relación entre el trabajo neto desarrollado y el calor adicionado:

$$\text{Ecuación 20: } \eta_{\text{térmica}} = \frac{W_{\text{neto}}}{Q_1}$$

La eficiencia térmica del ciclo Brayton para un gas ideal puede escribirse como:

$$\text{Ecuación 21: } \eta_{\text{térmica}} = \frac{\dot{m}Cp_g(T_3 - T_4) - \dot{m}Cp_a(T_2 - T_1)}{\dot{m}Cp_g(T_3 - T_2)}$$

En la Figura 3.5 se muestra una representación esquemática del ciclo Brayton.

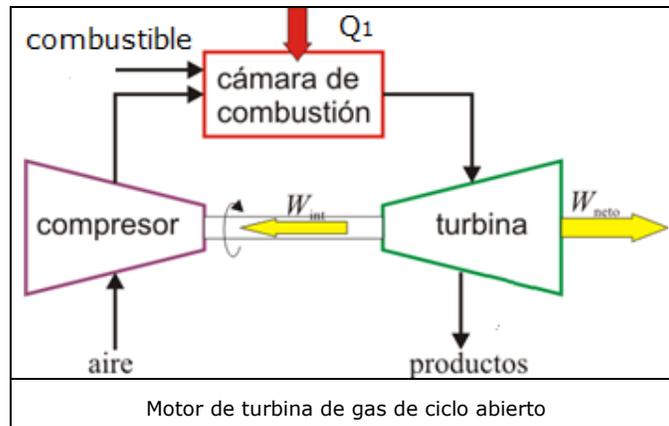


Figura 3. 5 Esquema del ciclo básico de las turbinas de gas.

3.4 Ciclo combinado

Un ciclo combinado es la conjunción de dos ciclos termodinámicos individuales en un mismo sistema para la producción de energía. En la práctica, el término ciclo combinado se reserva de forma casi universal al acoplamiento de un ciclo Brayton y un ciclo Rankine, que trabajan con fluidos diferentes: gas y agua-vapor (Sabugal & Gómez, 2006) (Arregle, et al., 2002).

El ciclo que trabaja con aire-gases de combustión (Brayton) opera a mayor temperatura que el ciclo cuyo fluido es agua-vapor (Rankine) y ambos están acoplados por el intercambiador de calor gases/agua-vapor. La unión de esto dos ciclos da lugar a un rendimiento global mayor que al rendimiento individual de los ciclos. La combinación de los ciclos permite que se tenga un ciclo especializado en la producción de trabajo con alta eficiencia en rangos de temperaturas altas (Brayton) y otro ciclo especializado en temperaturas medias-bajas (Rankine).

El proceso de generación de energía eléctrica en una central de ciclo combinado comienza con la aspiración de aire desde el exterior siendo conducido al compresor de la turbina a gas a través de un filtro. El aire es comprimido y combinado con gas en una cámara donde se realiza la combustión. El resultado es un flujo de gases calientes que al expandirse hacen girar la turbina de gas. El generador acoplado a la turbina a gas transforma este trabajo en energía eléctrica. Al terminar este ciclo, los gases producidos por la combustión poseen un importante contenido energético, el cual se manifiesta en su alta temperatura (hasta 640 °C en las turbinas de mayor capacidad). Esta energía es utilizada en un recuperador de calor para aumentar la temperatura del agua y realizar el cambio de fase a vapor, donde es aprovechada para generar energía eléctrica. La Figura 3.6 muestra el esquema de un ciclo combinado.

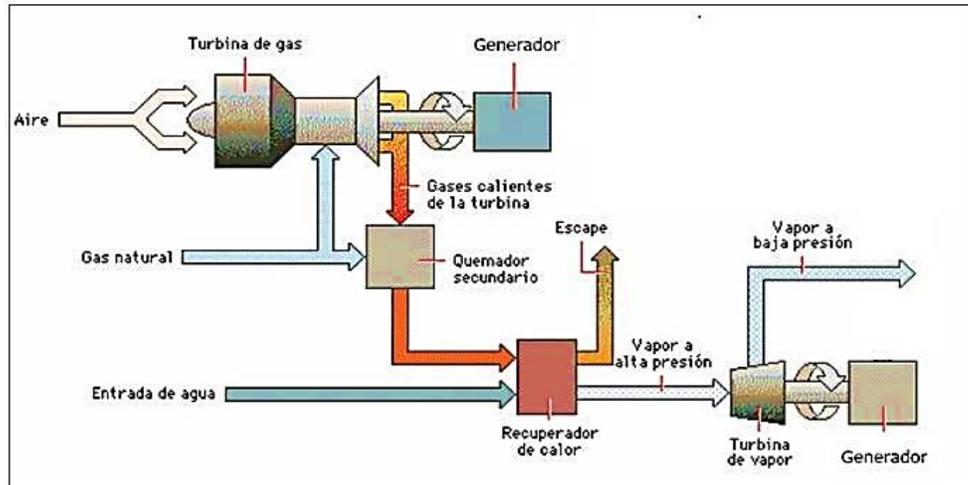


Figura 3. 6 Esquema básico de una planta de ciclo combinado.

3.5 Ciclo Rankine supercrítico

Este ciclo se considera una mejora al ciclo Rankine subcrítico. La diferencia entre estos ciclos, es que en un ciclo supercrítico se transita del líquido comprimido al vapor sobrecalentado sin realizar cambio de fase. Esto es posible siempre y cuando el calentamiento se realice por encima del punto crítico. El punto crítico es la última condición termodinámica donde pueden distinguirse el líquido y el vapor; por encima de éste, el líquido y el vapor son una sola fase que, a medida que aumenta su temperatura, cambia su densidad (Arregle, et al., 2002) (Prieto, et al., 2007). En el ciclo, se incrementa la presión del agua por arriba de la presión crítica (221.2 bar). Después se calienta el agua en un intercambiador (caldera supercrítica o generador supercrítico) hasta alrededor de 565 °C. La expansión se completa en una turbina, donde el fluido presenta propiedades de vapor sobrecalentado. Este vapor se alimenta a la unidad generadora de vapor, se calienta nuevamente a 565° C y después se dirige a una turbina donde se someterá a otra expansión. El ciclo se completa con la condensación del vapor a la salida de la turbina hasta que se obtiene un líquido ligeramente subenfriado. La Figura 3.7 muestra un Diagrama T-s de un ciclo Rankine supercrítico con recalentamiento.

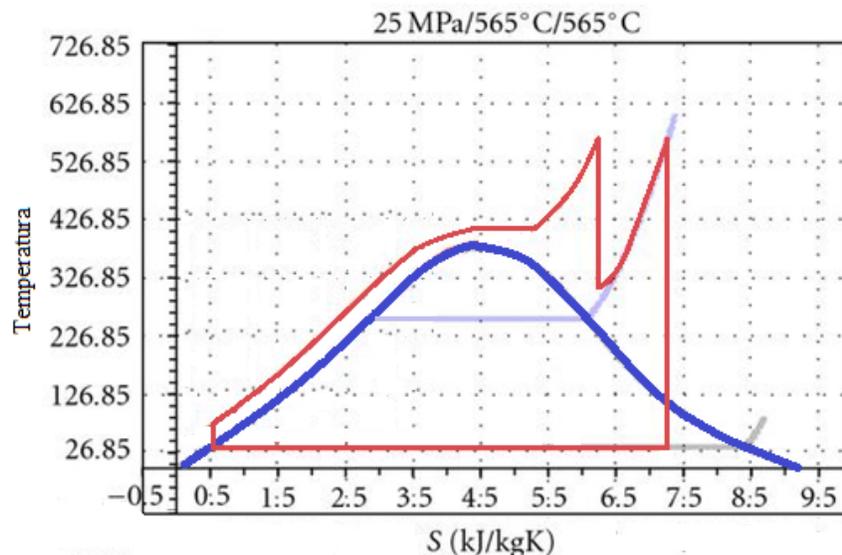


Figura 3. 7 Diagrama T-s de un ciclo Rankine supercrítico.

Capítulo 4. Simulación del proceso

4.1 Diagrama de flujo de proceso

Para efectuar el análisis de este proceso, se desarrolló una simulación en Aspen HYSYS versión HYSYS 3.2. Aspen HYSYS es un simulador de procesos utilizado en la industria química, en particular, se usa en la refinación de petróleo. En HYSYS es posible crear modelos dinámicos rigurosos y en estado estacionario para el diseño de planta, monitoreo de variables de proceso, solución de problemas en operación, optimización de operación, la planeación y la administración de procesos. A través de su interfaz, es fácil manipular variables de proceso y la topología de las unidades, así como también es posible personalizar la simulación.

Para efectuar la simulación de la gasificación por arco de plasma y su acoplamiento a un ciclo de potencia, se utiliza el diagrama de flujo de bloques que se presenta en la Figura 4.1.

Como se mencionó en el capítulo 2, el proceso se puede dividir en cuatro grandes secciones: pretratamiento de la alimentación, sección de reacción de gasificación por arco de plasma, sistema de limpieza y recuperación de energía.

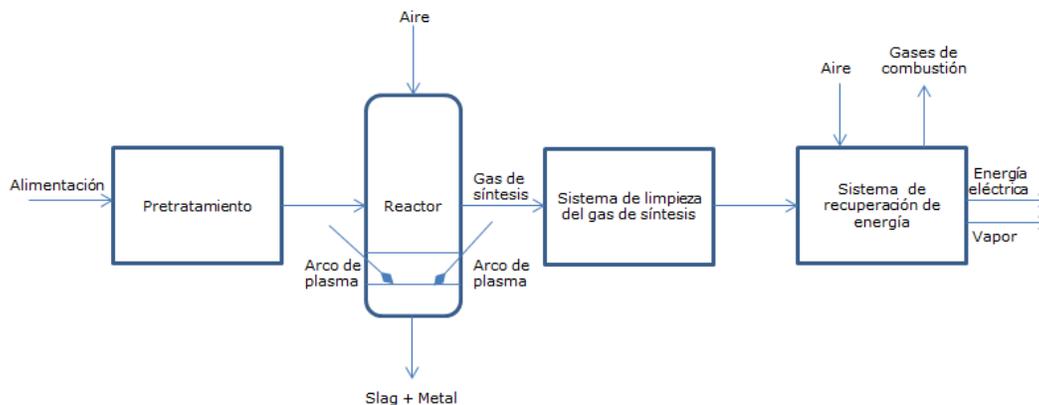


Figura 4. 1 Diagrama de gasificación por arco de plasma.

Para efectos de este estudio, el tamaño de los residuos no es relevante, por lo que no se considera la sección de pretratamiento.

Por otro lado, se busca que el diagrama de flujo de proceso sea sencillo y que mantenga los aspectos más importantes del proceso, para lo cual se establecen las siguientes consideraciones:

* El dimensionamiento del equipo queda fuera de los alcances de este trabajo, por lo tanto no se incluyen los equipos en la sección de limpieza del gas de síntesis. Lo que sí se considera es la energía que pierde el gas de síntesis por cambios de temperatura en la sección de tratamiento. Esta consideración se efectúa mediante la incorporación de un intercambiador de calor en el diagrama de flujo.

* El gas de síntesis queda libre de todos los contaminantes antes de ingresar a la sección de recuperación de energía. Es decir, en el balance de materia previo al ciclo de potencia se eliminan los flujos de materia de los compuestos contaminantes.

* Adicionalmente, tomando en consideración que en el diagrama de flujo de Westinghouse Plasma Corporation, Plasco Energy Group, Startech Environmental Corporation y Solena Group, la corriente de gas saliente del reactor de gasificación se utiliza para precalentar aire y generar vapor, previamente al sistema de limpieza; esto es posible observarlo en la Figura 4.2, Figura 4.3, Figura 4.4 y Figura 4.5 (Westinghouse Plasma Corporation, 2012) (Plasco Energy Group Inc., 2013) (Startech Environmental Corporation, 2011) (SGI, 2012). Entonces, el sistema de recuperación de energía se divide en dos secciones: recuperación de energía previa a la limpieza de gases y la correspondiente al efluente de la sección de limpieza de gases, en este caso después del intercambiador de calor mencionado con anterioridad.

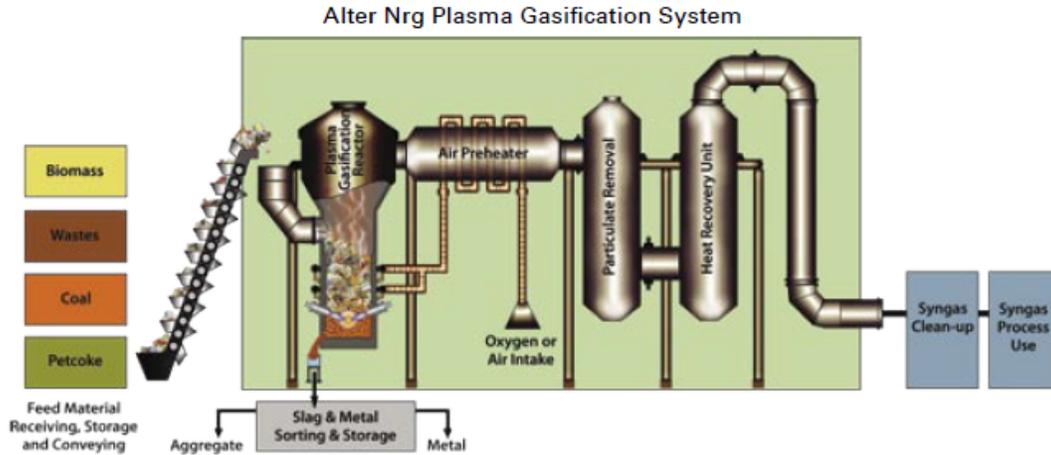


Figura 4. 2 Sistema de gasificación de Westinghouse Plasma Corporation.

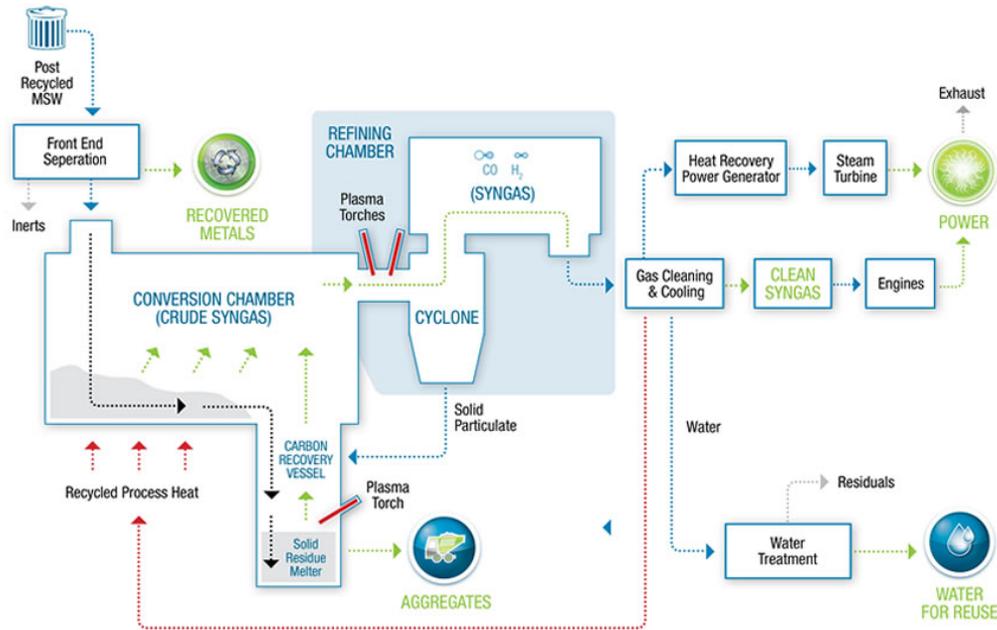


Figura 4. 3 Sistema de gasificación de Plasco Energy Group.

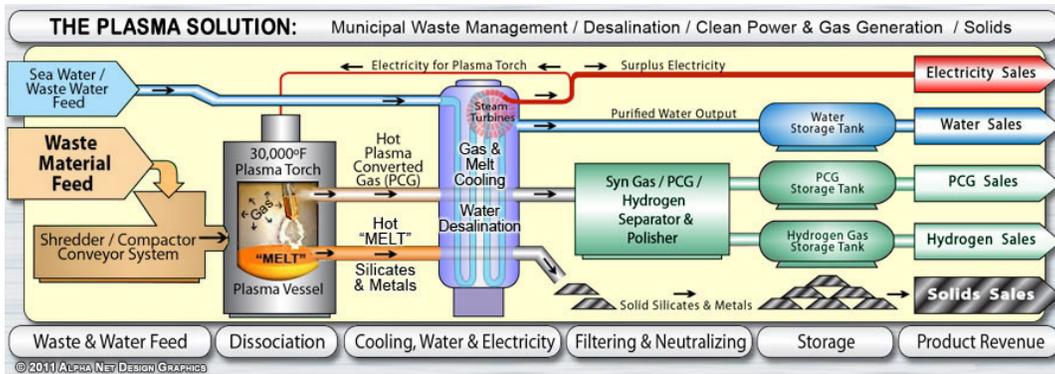


Figura 4. 4 Sistema de gasificación de Startech Environmental Corporation.

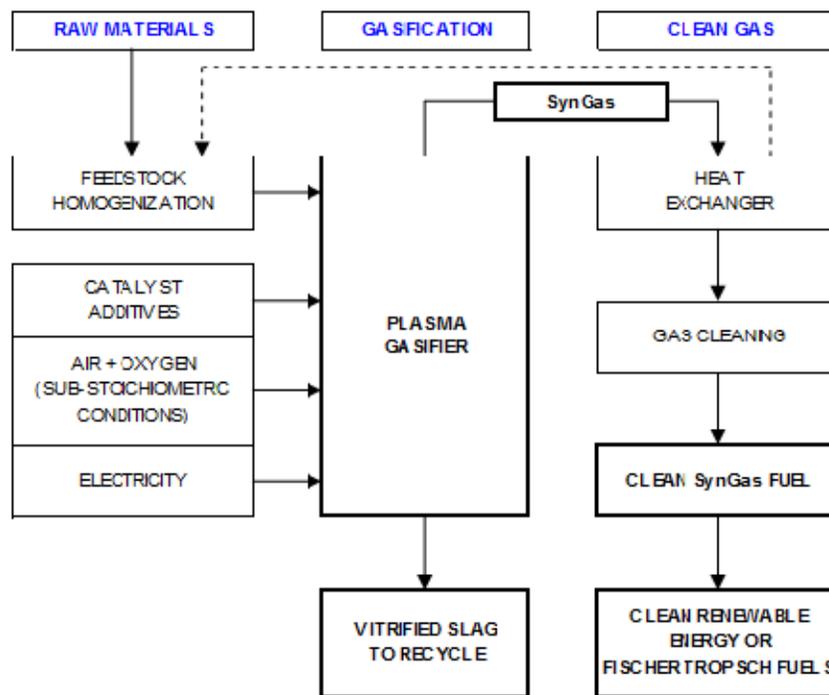


Figura 4. 5 Sistema de gasificación de Solena Group.

De acuerdo a lo anterior, el diagrama de flujo queda dividido en dos secciones (ver Figura 4.6):

- * El reactor de gasificación
- * El sistema de recuperación de energía

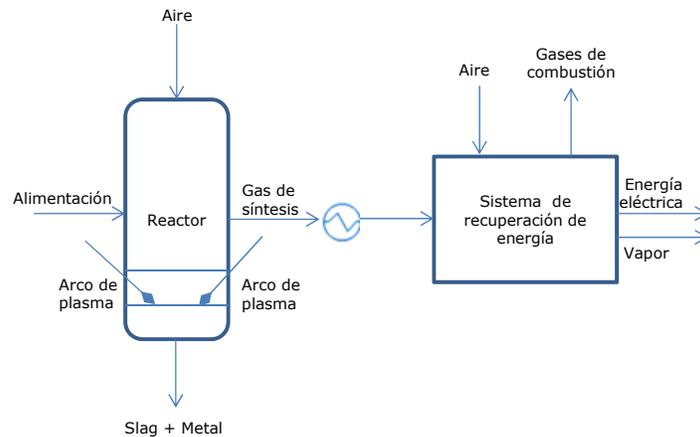


Figura 4. 6 Diagrama simplificado del proceso de gasificación.

4.2 Simulación del proceso

4.2.1 Simulación del reactor de gasificación

El proceso de gasificación ocurre a temperaturas comprendidas en un rango de 800 a 1,650 °C. La temperatura de operación depende de las características de la alimentación. En el rango de temperatura descrito, las rapidezces de reacción son lo suficientemente altas como para que se pueda modelar el reactor basados en el equilibrio termodinámico de los principales componentes gaseosos y el carbón, de donde se obtienen resultados suficientemente cercanos a la realidad. De hecho, estos modelos son la base de la mayoría de los diseños de los reactores de gasificación comerciales (Higman & van der Burgt, 2003) (Jarunghammachote & Dutta, 2007) (Mountouris, et al., 2006) (Minutillo, et al., 2009)

No se debe perder de vista que los objetivos de la simulación del reactor de gasificación son:

- * El cálculo de la composición del gas de síntesis.
- * El cálculo de las cantidades relativas de oxígeno, vapor y energía térmica requerida por unidad de combustible alimentado.
- * El cálculo de la temperatura de salida del gas de síntesis.
- * Proporcionar puntos de ajuste para el análisis del proceso.

En la Figura 4.7 se muestra el diagrama empleado para la efectuar la simulación del reactor de gasificación.

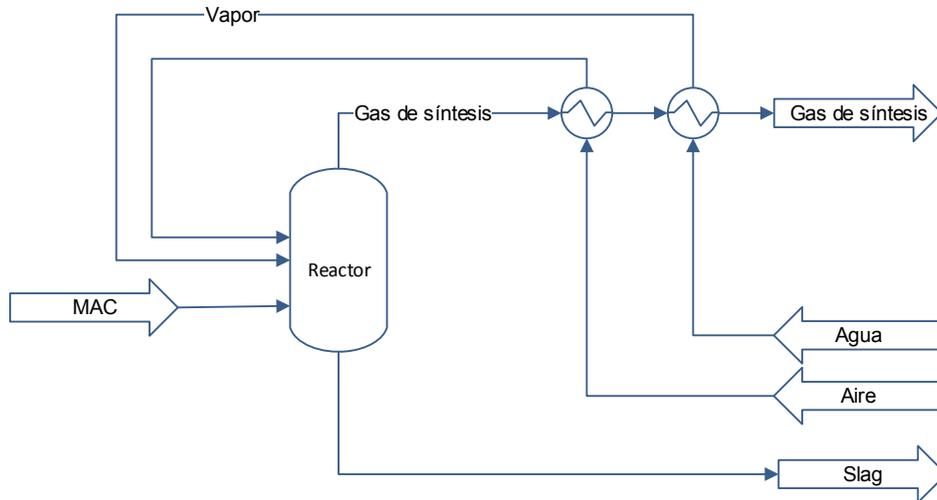


Figura 4. 7 Diagrama para la simulación del reactor de gasificación

Existen varios métodos para el cálculo de propiedades en sistemas que han alcanzado el equilibrio químico (Tester & Modell, 1996) (Ramírez, 1999), éstos pueden ser estequiométricos o no estequiométricos.

El método estequiométrico consiste en seleccionar las reacciones químicas apropiadas y resolver ecuaciones simultáneas a través de la expresión de la constante de equilibrio K.

Por otro lado, el método no estequiométrico utiliza como criterio de equilibrio que la energía libre de Gibbs total del sistema se encuentre en su punto mínimo a temperatura y presión dadas, por lo que no hay necesidad de especificar las reacciones que se llevan a cabo. Este método requiere que se identifiquen las especies químicas que podrían producirse en el sistema y se debe disponer de la información termoquímica de estas especies (energías libres de formación). El método consiste en encontrar el conjunto de moles de cada especie química en la mezcla que minimice la energía libre de Gibbs total del sistema, donde la restricción es que se cumpla el balance de materia para cada elemento químico presente, por lo que debe conservarse el número de átomos.

En HYSYS 3.2 (Aspen HYSYS) es posible predecir el equilibrio termodinámico de sistemas reaccionantes en las fases vapor y líquida. El simulador cuenta con dos modalidades de cálculo para sistemas reaccionantes en equilibrio. En este estudio, se emplea la operación "*Gibbs Reactor*" (reactor de Gibbs). Como se mencionó anteriormente, en esta operación no es necesario especificar la estequiometría de las reacciones para predecir el equilibrio, ya que es una condición de cálculo que la energía libre de Gibbs del sistema se encuentre en su punto mínimo, a temperatura y presión constantes. La base de datos del simulador cuenta con un modelo para el cálculo de la energía libre de formación de los componentes puros a diferentes temperaturas.

En este punto, existen dos dificultades que se deben resolver para la utilización de HYSYS 3.2 en la predicción del sistema de gasificación:

- * Las correlaciones y los valores en la base de datos son válidos para un intervalo de temperatura de 25 a 426.85 °C.
- * El simulador no predice el equilibrio químico si la alimentación se encuentra en fase sólida.



El primer obstáculo se puede resolver si se obtiene un modelo para el cálculo de la energía libre de formación en el intervalo de temperaturas en el que opera el reactor. En este trabajo, estos modelos se modificaron de tal forma que la validez de estos se encuentra en el intervalo de 273.15 a 6000 K. La información se obtuvo de las Tablas Termoquímicas de NIST-JANAF (NIST, 1998), donde la presión estándar de referencia es de 0.1 MPa y la temperatura de referencia es de 298.15 K. Los compuestos y su fase del estado de referencia que se emplean en este trabajo son los siguientes C(g), CH₄(g), CO (g), CO₂(g), COS (g), CS₂ (g), H₂O(g), H₂S (g), NH₃ (g), NO (g), NO₂ (g), SO₂ (g), SO₃(g).

A continuación se presentan la tabla con los coeficientes obtenidos para un modelo polinomial que se ajustó contra los datos reportados para los compuestos que se emplean en este trabajo:

Tabla 4.1 Gibbs f(T): Coeficientes para el cálculo de la energía libre de formación con un polinomio de la forma $a + bT + cT^2 + dT^3 + eT^4$ [ΔG en kJ/mol y T en K]						
Compuesto	$\Delta_f G^0$ [kJ/mol]	Coeficientes				
		a	b	c	d	e
C (g)	671244	7.159E+05	-1.521E+02	-4.005E-03	1.096E-06	-8.404E-11
CH ₄ (g)	-50768	-7.477E+04	8.116E+01	1.653E-02	-3.540E-06	2.605E-10
CO (g)	-137163	-1.112E+05	-9.020E+01	1.123E-03	2.060E-07	-2.208E-11
CO ₂ (g)	-394389	-3.934E+05	-3.621E+00	1.270E-03	-1.269E-07	9.818E-12
COS (g)	-165601	-1.400E+05	-1.063E+02	4.817E-02	-9.592E-06	6.719E-10
CS ₂ (g)	66816	1.136E+05	-1.974E+02	9.531E-02	-1.908E-05	1.335E-09
H ₂ O (g)	-228582	-2.413E+05	4.278E+01	7.458E-03	-1.461E-06	1.027E-10
H ₂ S (g)	-33329	-2.189E+04	-5.741E+01	5.418E-02	-1.100E-05	7.742E-10
NH ₃ (g)	-16367	-4.482E+04	9.811E+01	1.113E-02	-2.553E-06	1.900E-10
NO (g)	86600	9.012E+04	-1.193E+01	-5.128E-04	1.236E-07	-7.803E-12
NO ₂ (g)	51258	3.349E+04	6.114E+01	1.336E-03	-3.384E-07	2.990E-11
SO ₂ (g)	-300125	-2.979E+05	-2.561E+01	4.961E-02	-1.005E-05	7.085E-10
SO ₃ (g)	-371016	-3.960E+05	6.824E+01	4.878E-02	-1.012E-05	7.227E-10

Acerca del segundo punto señalado como dificultad, resulta ineludible la necesidad de estudiar el proceso con alimentaciones en fase sólida, pues esta tecnología es prometedora en el tratamiento de residuos sólidos municipales y residuos de refinación. Para vencer esta dificultad, se propuso lo siguiente:

Primero, es necesario definir las corrientes de alimentación al reactor. Para el efecto de este estudio, se definen tres corrientes diferentes:

* Una corriente corresponderá al material con alto contenido de carbono, que puede encontrarse en cualquier estado de agregación. En este trabajo sólo se considerará en estado sólido, ya que únicamente se estudiará el proceso de gasificación en residuos sólidos municipales y coque de refinación.

* La segunda corriente es aire. Este será el origen del plasma al pasar a través del arco y proporcionará el oxígeno necesario para la oxidación parcial del carbono.

* Una tercera corriente de vapor y cuyo flujo será uno de los parámetros de operación que se ajustará de acuerdo a la cantidad de aire alimentada al reactor.

Recordando que en un estudio termodinámico, las propiedades de estado asociadas a las corrientes de los sistemas sólo dependen de su estado inicial y su estado final, sin importar la trayectoria que haya seguido el proceso para pasar de un punto a otro. La Figura 4.8 muestra las corrientes de entrada y salida al sistema de gasificación.

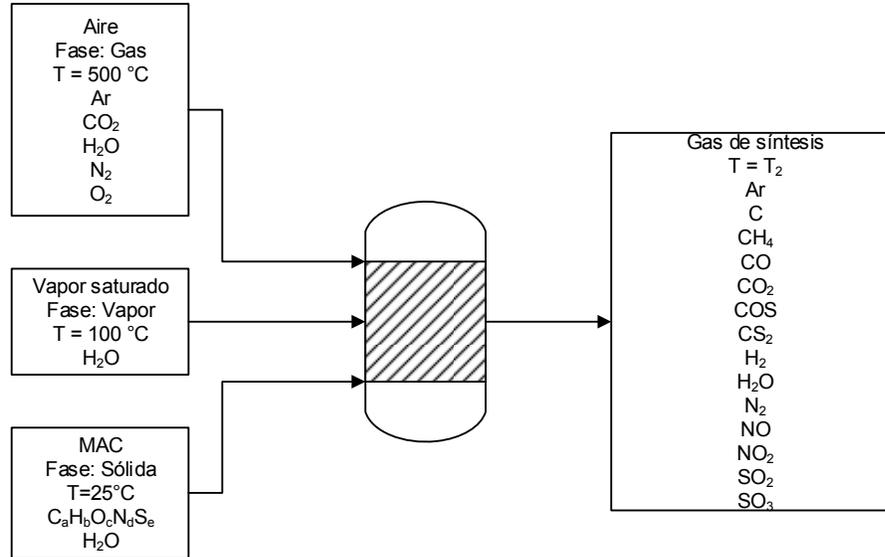
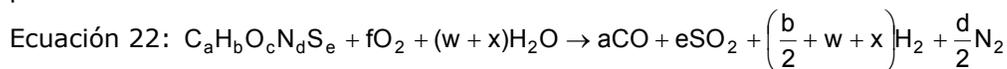


Figura 4. 8 Corrientes de alimentación y productos en el reactor de gasificación.

Utilizando este principio, si se conoce la composición elemental de la alimentación en fase sólida (generalmente de la forma, C_aH_bO_cN_dS_e) y su entalpía de formación, es posible hacer reaccionar el carbono y el azufre con el oxígeno presente para formar los óxidos más simples correspondientes (CO y SO₂), mientras que el hidrógeno y el nitrógeno forman moléculas diatómicas, respectivamente (H₂ y N₂). En caso de que el oxígeno sea el reactivo limitante, como sea propuesto en este trabajo, esta etapa sirve para calcular el oxígeno estequiométrico en la gasificación, así se determina la cantidad de oxígeno y/o vapor adicionales que se deben alimentar al reactor. A su vez, el agua que proviene del vapor y del aire se descompone en H₂ y O₂. Es necesario aclarar que esta corriente de gas no es el gas de síntesis en sí, sino una corriente de gases propuesta que se alimentará al reactor de Gibbs y dará lugar al gas de síntesis.

Los compuestos gaseosos formados en esta etapa serán la alimentación al reactor en HYSYS 3.2. Desde luego, es necesario resolver los balances de materia y energía correspondientes, para estimar la cantidad de energía adicional que se deba añadir o retirar al reactor. Para comprobar la validez de esta propuesta, se probó esta trayectoria con compuestos conocidos (metano, etano, propano, pentano, metanol, nitroetano, disulfuro de carbono, lignita, entre otros).

A continuación se presenta la reacción que describe lo mencionado en los párrafos anteriores:



Por otro lado, la Figura 4.9 representa el diagrama de bloques de lo antes descrito, donde ΔH_1 es la energía del aire precalentado, $\Delta H_2(a) + \Delta H_2(b)$ es la energía en el vapor saturado y ΔH_3 es la energía de la reacción.

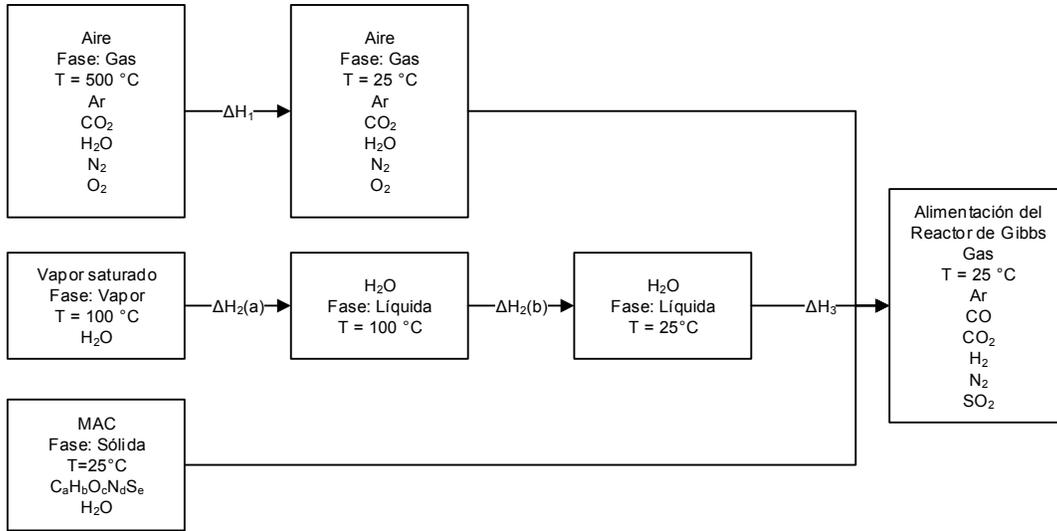


Figura 4. 9 Trayectoria termodinámica para el cálculo de la corriente hipotética de alimentación al reactor de Gibbs.

Para el cálculo de la entalpía de reacción, se tienen los siguientes balances:

$$\text{Ecuación 23: } \Delta h_3 = a(\Delta h_f)_{CO} + e(\Delta h_f)_{SO_2} - (\Delta h_f)_{C_8H_5O_2N_4S_6} - x(\Delta h_f)_{H_2O(v)} - w(\Delta h_f)_{H_2O(l)}$$

$$\text{Ecuación 24: } \Delta H_3 = m\Delta h_3$$

Donde:

Δh_3 = Entalpía molar de reacción

ΔH_3 = Entalpía total de reacción

m = Flujo molar de MAC

Para mayor detalle sobre el cálculo de la entalpía de formación ver Anexo II.

Finalmente, los balances de materia y energía a partir de la composición elemental del MAC hasta el cálculo del flujo y composición de la corriente de gases hipotética se efectúa en una hoja de cálculo. Los resultados obtenidos de dicha hoja se alimentan a la simulación del proceso que se realiza en HYSYS, como se muestra en la Figura 4.10.

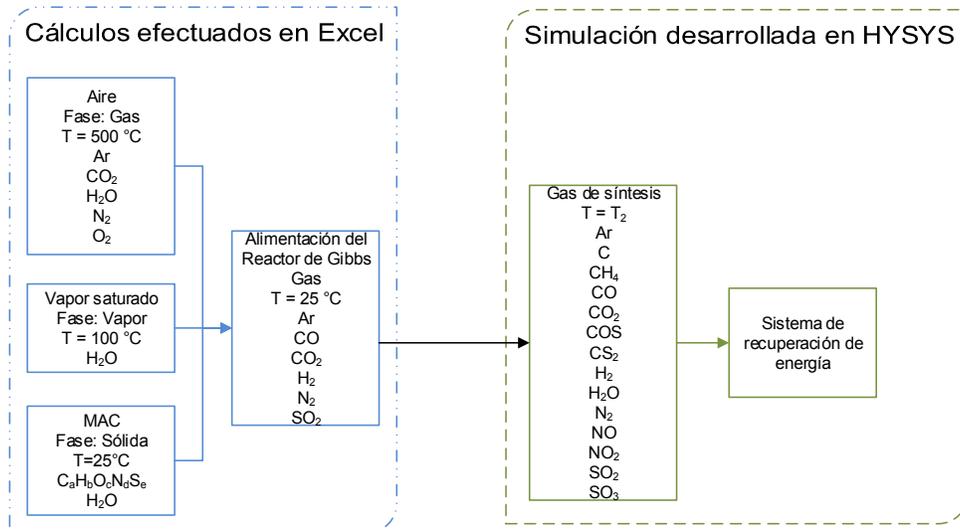


Figura 4. 10 Esquema de solución del problema termodinámico.

4.2.2 Información necesaria

4.2.2.1 Alimentación

Las alimentaciones pueden variar dependiendo de la naturaleza de la misma, que abarca desde el gas natural hasta los residuos pesados de refinación y carbón. Además, se pueden utilizar corrientes de desperdicios municipales y biomasa. Para poder llevar a cabo los cálculos adecuadamente, es esencial conocer la composición elemental (*ultimate analysis*) y la entalpía de formación de los combustibles.

En este caso, la entalpía de formación se calcula a partir del calor de combustión y la composición elemental, sin considerar la presencia de cenizas. Si se sustrae el calor de combustión del combustible de los elementos presentes (carbono, hidrógeno, oxígeno, nitrógeno y azufre), se obtiene la entalpía de formación. Se debe prestar atención a la normalización de las cantidades en el combustible y a los elementos relevantes, así como se debe ver si se tiene información del poder calorífico bajo (LHV, por sus siglas en inglés, *low heating value*) o poder calorífico alto (HHV, por sus siglas en inglés, *high heating value*).

Si no se dispone del poder calorífico del combustible, se puede hacer un buen estimado utilizando la ecuación de Dulong y otras reportadas en la literatura (Higman & van der Burgt, 2003) (Young, 2010) (Chang, et al., 2007).

A continuación se presentan las características de los dos tipos de alimentación empleada en este trabajo:

**Tipo de alimentación A:**

Residuos sólidos del Distrito Federal (Cortinas de Nava & Ordaz, 1994)

Fórmula condensada: $C_aH_bO_cN_dS_e$

Subíndice	Fórmula
a	1.0000
b	1.3761
c	0.4802
d	0.0338
e	0.0034

Estado de agregación_{|25°C}: Sólido

Poder calorífico alto: 13,386.97 kJ/kg

Análisis elemental:

Compuesto	Composición [% masa]
Carbono	55.45
Hidrógeno	6.40
Oxígeno	35.47
Nitrógeno	2.18
Azufre	0.50
Total	100.00

**Tipo de alimentación B**

Coque de la Refinería de Cadereyta (González, et al., 2008)

Fórmula condensada: $C_aH_bO_cN_dS_e$

Subíndice	Fórmula
a	1.0000
b	0.5505
c	0.0397
d	0.0073
e	0.0262

Estado de agregación_{|25°C}: Sólido

Poder calorífico alto: 38987.48 kJ/kg

Análisis elemental:

Compuesto	Composición [% masa]
Carbono	84.94
Hidrógeno	3.92
Oxígeno	4.49
Nitrógeno	0.72
Azufre	5.93
Total	100.00



4.2.2.2 Humedad en la alimentación

La humedad en la alimentación dependerá del desperdicio empleado. En general, la humedad de los residuos sólidos municipales se encuentra entre 10% y 55% del desperdicio en base seca (Higman & van der Burgt, 2003) (Young, 2010) (Arena, 2012). Mientras que el carbón suele presentar entre 2.2 y 36.9% de humedad. Los residuos de refinación no tienen presencia de humedad.

4.2.2.3 Vapor

El vapor alimentado debe tener como temperatura mínima la correspondiente a la de vapor saturado a la presión de operación del gasificador, de otra manera puede presentarse condensación de agua líquida en las líneas al gasificador.

4.2.2.4 Oxígeno

En este trabajo se propone el cálculo de la cantidad mínima de agentes de gasificación (oxígeno en el desperdicio, en el aire y en el vapor), considerando que todo el carbón se convertirá a monóxido de carbono. En la realidad, esto no sucede así, ya que también ocurren reacciones donde se forman agua, metano y dióxido de carbono.

La composición del aire que se utiliza es la siguiente (Tabla 4.6):

Compuesto	Composición [% _{mol}]
Ar	0.92
CO ₂	0.03
H ₂ O	1.50
N ₂	76.90
O ₂	20.65
Total	100.00

4.2.2.5 Slag

La composición del *slag* varía de acuerdo a las características de la alimentación, puede representar entre el 0.25 y 20% del total de los residuos alimentados. Entre los compuestos que lo conforman se encuentran: óxido de silicio, óxido de aluminio, óxido de calcio, óxido de magnesio, óxidos de hierro y aluminosilicatos. El *slag* contiene trazas de metales como plomo, arsénico, níquel, cromo y vanadio, entre otros. Este *slag* puede utilizarse como material para construcción, base para caminos, ladrillos, aislante de lana mineral, etcétera.

Algunas empresas como Plasco Energy Group y DuTemp Corporation proporcionan información sobre la composición típica del slag producido en su proceso (Higman & van der Burgt, 2003) (Plasco Energy Group Inc., 2013) (DuTemp Corporation, 2008 - 2009).



Compuesto	Higman [% masa]	Plasco [% masa]	DuTemp [% masa]
Al ₂ O ₃	18.7	18.0	19.5
SiO ₂	51.8	49.7	37.2
Na ₂ O	1.0	5.1	3.9
K ₂ O	1.9	1.9	1.3
CaO	4.2	14.6	19.5
MgO	0.8	4.0	2.3
Fe ₂ O ₃	20.3	3.3	6.2
P ₂ O ₅	---	0.8	---
TiO ₂	0.9	1.1	---
MnO	---	0.2	1.7
Otros	19.1	1.3	10.1

Es importante señalar que en la literatura, la constitución del *slag* se presenta por los compuestos más simples que lo conforman, en su mayoría óxidos metálicos y no metálicos. En el caso de la gasificación, el principal componente del *slag* es el óxido de silicio y éste se encuentra en la alimentación al reactor en forma de silicatos. Es por ello que en este trabajo para calcular la energía requerida para obtener el *slag* se consideran las propiedades de los componentes de acuerdo a cómo suelen ser alimentados al reactor. En el caso del *slag* formado por silicatos, el óxido de silicio es el punto de origen de una cadena que permite que otros óxidos alcalinos puedan incorporarse a la red. Los óxidos metálicos y no metálicos por sí solos pueden presentar temperaturas de fusión por arriba de los 2,700°C pero al encontrarse en una red presentan puntos de fusión inferiores (alrededor de 1,500°C).

Algunos procesos de gasificación incluyen carbonato de calcio u óxido de calcio en la alimentación con el objetivo de disminuir el punto de fusión de los componentes inorgánicos. También se utiliza para inducir la aparición de puntos eutécticos del *slag*, así como controlar la viscosidad (propiedad que está relacionada con la alcalinidad) del mismo y permite estabilizarlo.

Si se mantienen unas buenas propiedades de flujo en el *slag*, se evita que las salidas del reactor se bloqueen; además al aumentar la basicidad del *slag* se produce una reducción significativa en los niveles de lixiviabilidad (capacidad de movilizar sustancias tóxicas al medio) por lo que la presencia de metales pesados y sus compuestos derivados se mantienen considerablemente por debajo de las recomendaciones de la Organización Mundial de la Salud (Nakamoto, et al., 2005) (Ilyushechkin, et al., 2011) (Wang & Massoudi, 2013) (Juniper Consultancy Services Limited, 2008) (Makled & Grotke, 2008).

La Tabla 4.9 muestra la composición típica del *slag*.



Compuesto	Composición [% masa]
$\text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2$	61.60
$\text{CaO} \cdot \text{MgO} \cdot 2\text{SiO}_2$	8.00
$\text{CaO} \cdot \text{SiO}_2$	17.69
Fe_2O_3	1.72
K_2SiO_3	0.52
MgSiO_3	0.57
$\text{Na}_2\text{O} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 3\text{SiO}_2$	9.26
Na_2SiO_3	0.11
$\text{Na}_2\text{Si}_2\text{O}_5$	0.53
Promedio	100.00

4.2.2.6 Energía del arco de plasma

Durante la investigación que se realizó para este trabajo, se consultaron diversos estudios y las presentaciones hechas por las empresas que promueven esta tecnología, así se pudo determinar que se requieren entre 432 y 3,600 kJ en el arco de plasma por cada kilogramo de desperdicio.

4.2.3 Acoplamiento del ciclo de potencia

En algunos trabajos sobre gasificación, para calcular la potencia que se puede obtener del gas de síntesis, sólo se multiplica la energía interna del gas por 0.40, ya que la eficiencia de los ciclos de potencia se encuentra alrededor del 40%.

En este trabajo, se acopla una planta de ciclo combinado, donde se consideran algunas condiciones de operación reportadas por los promotores de la tecnología:

* El aire se precalienta a 500 °C (Westinghouse Plasma Corporation, 2012) (SGI, 2012).

* Como se había mencionado en el capítulo 2, el gas de síntesis se enfría bruscamente (*rapid quench*) hasta 270 °C para evitar la formación de dioxinas y furanos, antes de entrar al sistema de limpieza (McKay, 2002) (Gavilán & Castro, 2004) (Chlorine Chemistry Division of the American Chemistry Council, 1996 - 2013).

* En la turbina de gas, el gas de síntesis se quema con un 15% de exceso de aire.



Además, se efectúan cálculos de límite de flamabilidad. En la práctica, la combustión de una mezcla de gases sólo puede mantenerse bajo ciertas condiciones. Estas condiciones están determinadas por la temperatura, la presión, la relación combustible-aire y la composición del combustible. La presencia de inertes en una mezcla de gases combustibles puede hacer que la mezcla no sea flamable por el efecto de dilución (Kondo, et al., 2006) (Molnarne, et al., 2005).

Ecuación 25:
Método de Kondo

$$LIF = \frac{1}{\frac{Y_{CO}}{LFL_{CO}} + \frac{Y_H}{LFL_H} + \frac{Y_{CH_4}}{LFL_{CH_4}} - 0.00187^{0.75} Y_{inertes}}$$

Donde:

y= fracción mol del compuesto en el gas de síntesis

LFL = Límite inferior de flamabilidad del compuesto en el gas de síntesis

Ecuación 26:
Método de Molnarne

$$LIF = \frac{1}{\frac{Y_{CO}}{LFL_{CO}} + \frac{Y_H}{LFL_H} + \frac{Y_{CH_4}}{LFL_{CH_4}}}$$

Donde:

y= fracción mol del compuesto en el gas de síntesis

LFL = Límite inferior de flamabilidad del compuesto en el gas de síntesis

Balance de energía en el reactor

Ecuación 24: $\Delta H_5 = \Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_3 - \Delta H_4 + W_2$

Ecuación 25: $W_2 = \Delta H_4 + \Delta H_5 - \Delta H_1 - \Delta H_2 - \Delta H_3$

Donde:

W_2 =Energía del arco de plasma

ΔH_1 =Energía del aire precalentado

ΔH_2 =Energía del vapor saturado

ΔH_3 = Entalpía de la reacción propuesta

ΔH_4 = Energía necesaria para formar el slag

ΔH_5 =Energía adicional al reactor de Gibbs

Cálculo de energía para formar el *slag*:

Ecuación 26: $\Delta H_4 = \sum_{i=1}^{nc} \dot{m}_i \left[\Delta \hat{h}_{fus} + \int_{T_{fus}}^{T_{sal}} C_p dT \right]_i$

ΔH_4 = Energía necesaria para formar el slag

$\Delta \hat{h}_{fus}$ = Calor latente de fusión

C_p = Capacidad calorífica del componente



Balance de energía en todo el sistema

$$\text{Ecuación 27: } W_3 = W_4 + W_5 - W_2$$

W_2 =Energía del arco de plasma

W_3 =Trabajo neto

W_4 =Trabajo obtenido del vapor

W_5 =Trabajo obtenido del ciclo de potencia

$$\text{Ecuación 28: } W_1 = W_4 + W_5$$

W_1 =Trabajo total generado en los ciclos de potencia y vapor

W_4 =Trabajo obtenido del vapor

W_5 =Trabajo obtenido del ciclo de potencia

$$\text{Ecuación 29: } R3 = \frac{W_2}{W_1}$$

R3 = Relación entre el trabajo suministrado al arco y el trabajo generado en los ciclos de potencia

W_2 =Energía del arco de plasma

W_1 =Trabajo total generado en los ciclos de potencia y vapor

4.2.4 Diagrama de flujo de proceso obtenido de la simulación

La Figura 4.7 muestra el diagrama de flujo de proceso generado en HYSYS 3.2 (Aspen HYSYS). Los equipos principales son: Reactor de gasificación (etiqueta: Reactor Gibbs), expansores (etiqueta: K-número), compresores (etiquetas: C-número), bombas (etiquetas: P-número), intercambiadores de calor (etiquetas: E-número), divisores (etiquetas: TEE-número), separadores líquido-vapor (etiquetas: V-número) y tanques (etiquetas: T-número); además, existe un módulo para efectuar recirculaciones (etiqueta: R-número). Las flechas azules representan corrientes de materia, mientras que las rojas corresponden a las corrientes de energía.

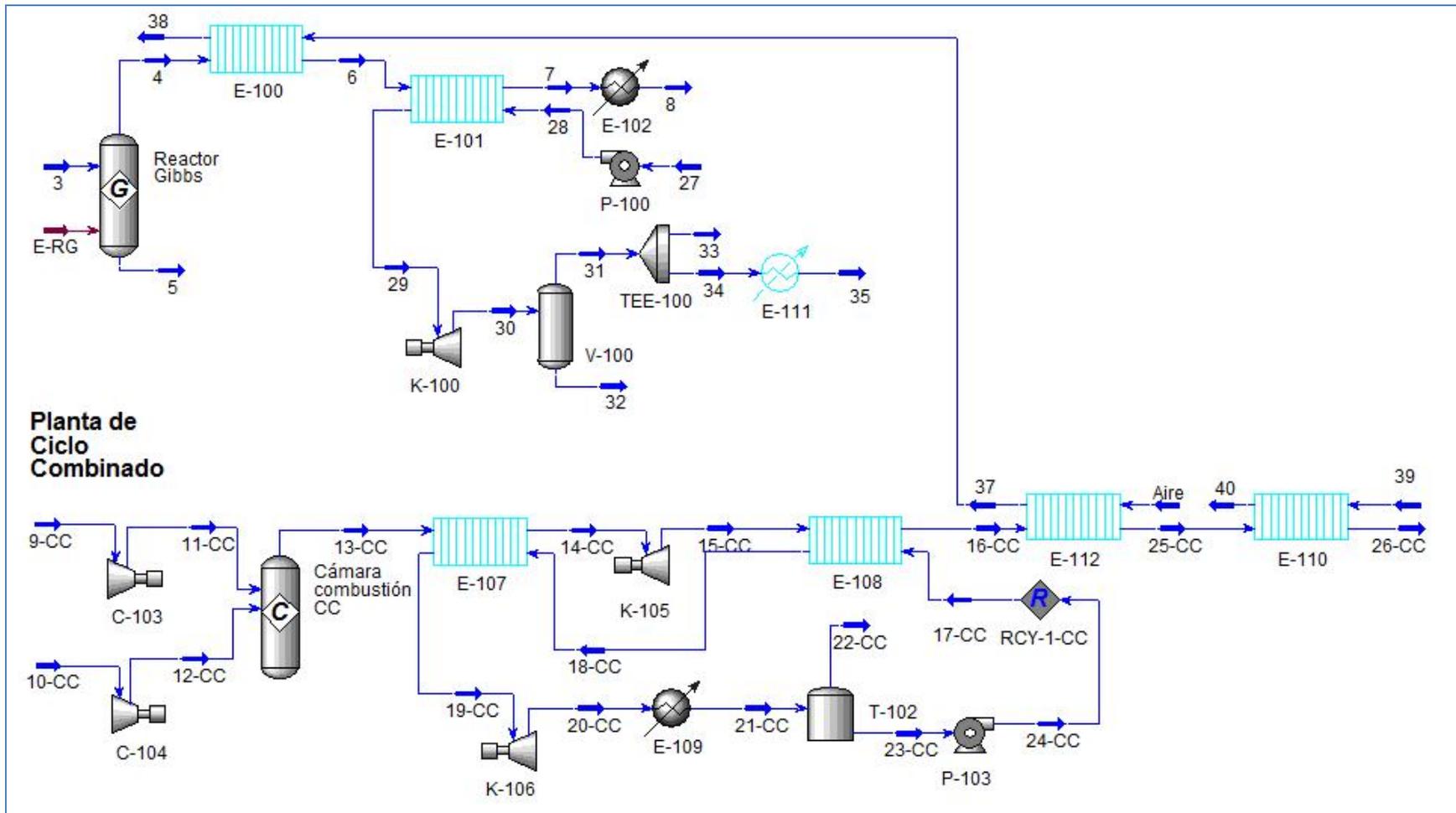


Figura 4. 11 Diagrama de flujo de proceso generado en HYSYS del proceso de gasificación acoplado a un ciclo combinado.



Propiedades físicas de las corrientes

Corriente	3	4	5	6	7	8
Fracción Vapor	1.00	1.00	0.00	1.00	1.00	1.00
Temperatura [°C]	25.00	1100.00	1100.00	987.93	260.00	25.00
Presión [kPa]	101.32	101.32	101.32	101.32	101.32	101.32

Corriente	9-CC	10-CC	11-CC	12-CC	13-CC	14-CC
Fracción Vapor	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Temperatura [°C]	25.00	25.00	504.43	497.01	2045.84	1000.00
Presión [kPa]	101.32	101.32	2000.00	2000.00	2000.00	2000.00

Corriente	15-CC	16-CC	17-CC	18-CC	19-CC	20-CC
Fracción Vapor	1.00	1.00	0.00	0.00	1.00	0.94
Temperatura [°C]	549.76	222.61	37.02	200.00	533.44	37.27
Presión [kPa]	150.00	150.00	6000.00	6000.00	6000.00	6.50

Corriente	21-CC	22-CC	23-CC	24-CC	25-CC	26-CC
Fracción Vapor	0.00	1.00	0.00	0.00	1.00	1.00
Temperatura [°C]	36.54	36.54	36.54	37.02	180.10	100.00
Presión [kPa]	6.25	6.25	6.25	6000.00	150.00	150.00

Corriente	27	28	29	30	31	32
Fracción Vapor	0.00	0.00	1.00	0.95	1.00	0.00
Temperatura [°C]	85.00	85.21	292.50	99.78	99.78	99.78
Presión [kPa]	101.32	2000.00	2000.00	101.32	101.32	101.32

Corriente	33	34	35	37	38	39
Fracción Vapor	1.00	1.00	0.00	1.00	1.00	0.00
Temperatura [°C]	99.78	99.78	25.00	170.00	500.00	25.00
Presión [kPa]	101.32	101.32	101.32	101.32	101.32	101.32

Corriente	40	Aire
Fracción Vapor	0.00	1.00
Temperatura [°C]	85.00	25.00
Presión [kPa]	101.32	101.32

Capítulo 5. Validación del modelo

Con el objeto de validar el modelo propuesto en el capítulo anterior, primero se calculó la entalpía de formación de compuestos conocidos (tanto gases, como líquidos) a partir de su poder calorífico alto y después se compararon los valores obtenidos a partir de los valores reportados en la literatura (Felder & Rousseau, 1991) (NIST, 1998). La Tabla 5.1 muestra los diferentes compuestos determinados.

Compuesto	Fórmula Condensada	Estado de agregación	$\Delta h^{\circ}_{\text{form}}$		
			Felder [kJ/mol]	NIST [kJ/mol]	Calculado [kJ/mol]
Metano	CH ₄	Gas	-74850	-74870	-75084
n-Octano	C ₈ H ₁₈	Líquido	-249900	-250260	-248380
Etanol	C ₂ H ₆ O	Líquido	-277630	-276000	-272244
Hexamina	C ₆ H ₁₂ N ₄	Líquido	S/D	124100	127920
Nitrometano	CH ₃ NO ₂	Líquido	S/D	-113000	-114821
Nitroetano	C ₂ H ₅ NO ₂	Líquido	S/D	-144000	-144180
Benceno	C ₆ H ₆	Líquido	48660	49000	49460
Disulfuro de carbono	CS ₂	Líquido	87900	89410	87878

Después se probó la validez de la trayectoria propuesta para la corriente de alimentación al "Reactor de Gibbs". Como se mencionó antes, el simulador no predice el equilibrio químico si la alimentación se encuentra en fase sólida, pero si ésta se encuentra en fase gaseosa o líquida no presenta ninguna restricción para realizar el cálculo. Por lo que se llevó a cabo una simulación de forma directa y otra aplicando la trayectoria propuesta y después se comparó la composición de salida de las corrientes del reactor.

Es necesario mencionar que si se desea incluir el efecto de la humedad en la alimentación en fase líquida, se debe considerar en la trayectoria propuesta (Figura 4.6) el balance de energía correspondiente al calor de mezclado entre el MAC y el agua, que en algunos casos es significativo, como se observa en la Figura 5.1. Es necesario comentar que HYSYS 3.2 incluye un módulo para crear compuestos hipotéticos tanto en fase líquida y gaseosa, donde es posible estimar las propiedades de éstos de acuerdo a la contribución de los grupos químicos que lo conforman, permitiendo una alternativa de cálculo.

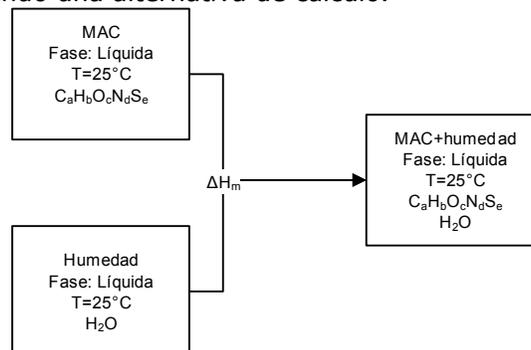


Figura 5. 1 Diagrama de bloques para el calor de mezclado con material en fase líquida y humedad

La Figura 5.2 muestra el diagrama de flujo aplicado al cálculo directo (figura de la derecha) y al de la trayectoria termodinámica propuesta (figura de la izquierda).

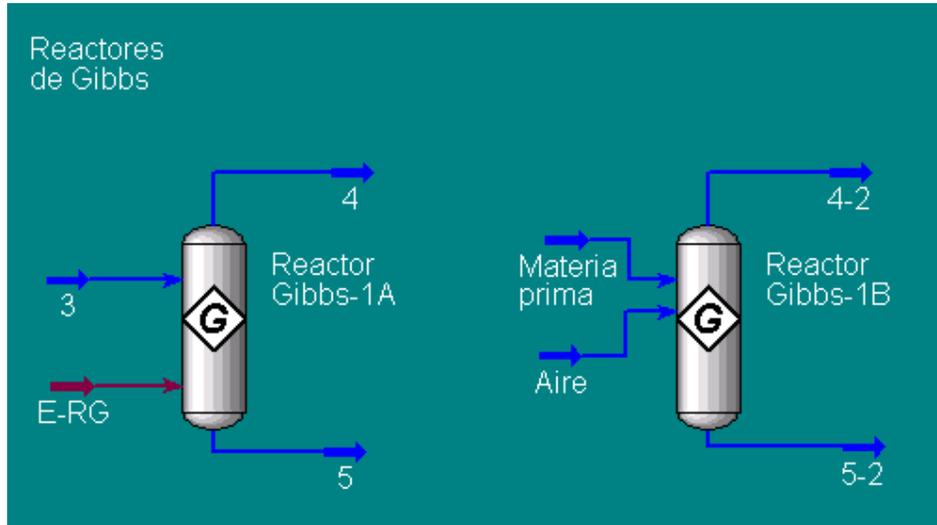


Figura 5. 2 Diagrama de flujo utilizado en HYSYS 3.2.

La Tabla 5.2 muestra la comparación de algunas propiedades entre las corrientes de gas efluentes para las dos vías de cálculo antes citadas. Los compuestos empleados fueron benceno, nitroetano y disulfuro de carbono. Estos cálculos se hicieron considerando la alimentación con un 15% de humedad.

Tabla 5.2 Comparación de propiedades calculadas por dos vías diferentes									
Propiedad	Benceno (corriente 4)			Nitroetano (corriente 4)			Disulfuro de carbono (corriente 4)		
	TTP	CD	Diferencia	TTP	CD	Diferencia	TTP	CD	Diferencia
T [°C]	946.67	946.67	0.00	1409.73	1409.74	0.01	1715.40	1715.52	0.11
P [atm]	1.0000	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000
Ar [kgmol/h]	0.1248	0.1248	0.0000	0.0360	0.0360	0.0000	0.1216	0.1216	0.0000
C [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CH ₄ [kgmol/h]	0.0008	0.0008	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO [kgmol/h]	5.7084	5.7084	0.0000	1.4054	1.4054	0.0000	0.4033	0.4033	0.0000
CO ₂ [kgmol/h]	0.2949	0.2949	0.0000	0.5958	0.5958	0.0000	0.6007	0.6007	0.0000
H ₂ [kgmol/h]	3.6871	3.6871	0.0000	1.4800	1.4800	0.0000	0.1239	0.1239	0.0000
H ₂ O [kgmol/h]	0.2795	0.2795	0.0000	2.1204	2.1203	-0.0001	0.8152	0.8153	0.0001
H ₂ S [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0049	0.0049	0.0000
N ₂ [kgmol/h]	10.4284	10.4284	0.0000	3.5065	3.5065	0.0000	10.1636	10.1636	0.0000
NH ₃ [kgmol/h]	0.0002	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NO [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0004	0.0004	0.0000
NO ₂ [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
O ₂ [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
SO ₂ [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.9951	1.9951	0.0000
SO ₃ [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total [kgmol/h]	20.5241	20.5241	0.0000	9.1441	9.1440	-0.0001	12.2336	12.2337	0.0001

Donde:

TTP: Trayectoria termodinámica propuesta



CD: Cálculo directo en el simulador



Capítulo 6. Análisis de Resultados

Para llevar a cabo el análisis del sistema de gasificación con arco de plasma, se utilizó la simulación descrita en el capítulo anterior y se plantearon 36 escenarios diferentes. Los parámetros que se modificaron en los diferentes escenarios fueron los siguientes: la composición de la alimentación sólida el reactor (se propusieron mezclas de residuos sólidos municipales y coque), la alimentación de vapor y aire. En las siguientes páginas se presentan las tablas de resultados para cada escenario propuesto. La Tabla 6.1 presenta en resumen los diferentes escenarios empleados.

Escenario	RSM	Coque	Aire	Vapor
	[kg _{RSM} /kg _{CT}]	[kg _{coque} /kg _{CT}]	[kg _{aire} /kg _{CT}]	[kg _{vapor} /kg _{CT}]
1	1.00	0.00	1.64	0.00
2	1.00	0.00	1.44	0.05
3	1.00	0.00	1.22	0.11
4	1.00	0.00	0.70	0.25
5	1.00	0.00	0.39	0.33
6	1.00	0.00	0.00	0.44
7	0.60	0.40	2.91	0.00
8	0.60	0.40	2.49	0.11
9	0.60	0.40	1.98	0.25
10	0.60	0.40	1.66	0.33
11	0.60	0.40	1.31	0.43
12	0.60	0.40	0.42	0.67
13	0.60	0.40	0.00	0.78
14	0.50	0.50	3.23	0.00
15	0.50	0.50	2.81	0.11
16	0.50	0.50	2.29	0.25
17	0.50	0.50	1.98	0.33
18	0.50	0.50	1.85	0.37
19	0.50	0.50	1.63	0.43
20	0.50	0.50	0.74	0.67
21	0.50	0.50	0.00	0.86
22	0.40	0.60	2.30	0.33
23	0.40	0.60	1.94	0.43
24	0.40	0.60	1.06	0.67
25	0.40	0.60	0.00	0.95
26	0.20	0.80	4.18	0.00
27	0.20	0.80	3.77	0.11
28	0.20	0.80	3.25	0.25
29	0.20	0.80	2.58	0.43
30	0.20	0.80	2.17	0.54
31	0.20	0.80	1.69	0.67
32	0.20	0.80	0.00	1.12
33	0.00	1.00	4.82	0.00
34	0.00	1.00	3.22	0.43
35	0.00	1.00	2.33	0.67
36	0.00	1.00	0.00	1.29

Donde:

RSM: residuos sólidos municipales del DF

CT: material con alto contenido de carbono total en la alimentación en base seca



Para efectuar el análisis de este proceso, se propuso un escenario base con las siguientes características:

- * El flujo de alimentación es de 500 toneladas por día de residuos sólidos municipales en base seca.
- * La potencia generada en el arco debe oscilar entre 8.4 MW y 14.4 MW.
- * Se alimenta la cantidad de aire estequiométrico para favorecer la formación de CO.
- * La temperatura de salida del reactor no se fija, sino que se determina de acuerdo a la energía entregada por el arco de plasma y el poder calorífico de los residuos sólidos municipales.
- * No hay presencia de humedad en el residuo alimentado, ni se utiliza vapor adicional.

Las características de este escenario se sustentan en las condiciones normales de operación con las que trabaja este proceso, según los principales proveedores, Westinghouse Plasma Corporation, Plasco Energy Grupo y Solena Group, ver Tabla 6.2.

Tabla 6.2 Energía requerida en el arco por kg de MAC en base seca	
	kJ/kg MAC
Westinghouse Plasma Corporation	432 - 2,160
Solena Group	507
DuTemp	1,800
Plasco Energy Group	1,152

En este escenario base se encontró que la energía suministrada por el arco no es suficiente para poder efectuar la gasificación los residuos sólidos domiciliarios secos generados en el Distrito Federal. Esto se debe a que el poder calorífico de los residuos es bajo, lo que establece una pauta sobre las características de los residuos que se deben alimentar al gasificador. El poder calorífico necesario se determina más adelante, al realizar las mezclas de residuos sólidos municipales y coque.

Debido a lo anterior, fue necesario plantear un nuevo escenario base. Una característica sobresaliente de esta tecnología es la temperatura de salida del gas de síntesis del reactor, la temperatura suele ser mayor a los 1000 °C. En el mercado internacional, por debajo de esta temperatura ya existen procesos de gasificación sin el requerimiento de un arco. Por esta razón, en el nuevo escenario propuesto, la temperatura de salida del reactor se fija en 1100 °C (condiciones de operación de Westinghouse Plasma Corporation) y se hace el balance de energía para conocer la potencia que requiere el arco de plasma para poder mantener esta temperatura de salida.

El siguiente paso consistió en variar la composición del aire y el vapor alimentado al reactor, teniendo como límite la estequiometría sobre el oxígeno alimentado. Los resultados obtenidos se presentan en la Tabla 6.3.



RSM	Coque	Aire	Vapor	R1	R2	Arco de Plasma	Potencia neta	¿Es mezcla combustible?
[kg _{RSM} /kg _{CT}]	[kg _{coque} /kg _{CT}]	[kg _{aire} /kg _{CT}]	[kg _{vapor} /kg _{CT}]	[kg _{vapor} /kg _(v+aire)]	[mol/mol _(v+aire)]	[MW]	[MW]	
1.00	0.00	1.64	0.00	0.0000	0.0000	71.05	-34.57	No
1.00	0.00	1.44	0.05	0.0353	0.1202	75.00	-36.96	Sí
1.00	0.00	1.22	0.11	0.0834	0.2537	79.40	-39.83	Sí
1.00	0.00	0.70	0.25	0.2627	0.5709	89.82	-44.94	Sí
1.00	0.00	0.39	0.33	0.4605	0.7612	96.07	-47.94	Sí
1.00	0.00	0.00	0.44	1.0000	1.0000	103.90	-51.81	Sí

Para simplificar el análisis en este trabajo se proponen las relaciones R1 y R2. R1 representa la fracción en masa el vapor alimentado y las corrientes de aire y vapor en la alimentación. R2 representa la fracción molar entre el oxígeno proporcionado por el vapor y oxígeno estequiométrico requerido para efectuar la gasificación.

Entonces, al utilizar este escenario, **se observa que el sistema requiere más energía que la que éste es capaz de producir**. En otras palabras, es posible efectuar el proceso de gasificación por arco de plasma pero es necesario importar energía.

También es posible apreciar que **la energía requerida en el arco para gasificar los residuos municipales oscila de 12,960 – 17,954 kJ/kg_{RSM}**.

Otro punto importante en esta primera parte del análisis, es que la mezcla no fue combustible cuando todo el oxígeno faltante en el sistema se obtenía exclusivamente del aire, esto es sin considerar vapor en la alimentación. Esto se debe principalmente al efecto de dilución que ejercen los componentes inertes, en particular el nitrógeno, provocando que el gas de síntesis no sea combustible.

Al observar que a partir de los residuos municipales no se generaba la energía necesaria para el arco de plasma, la siguiente parte del análisis consistió en cambiar la alimentación, realizando mezclas de residuos sólidos municipales y coque de refinación. Se hicieron mezclas de los residuos sólidos del Distrito Federal con el coque de la Refinería de Cadereyta. La Tabla 6.4 presenta el poder calorífico de las diferentes mezclas y su composición. Se inició con el 100% en peso de residuos sólidos municipales (resultados que se analizaron previamente) y se disminuyó su proporción hasta quedar en 0% en peso, por lo que el coque fue en proporción invertida. Los resultados obtenidos con estas mezclas se presentan en la Tabla 6.5.

Residuos sólidos	HHV	C	H	O	N	S
[kg _{RSM} /kg _{CT}]	[kJ/kg]	[% Peso]				
1.00	13386.97	55.4496	6.4036	35.4679	2.1824	0.4966
0.60	23627.17	67.2440	5.4118	23.0752	1.5985	2.6705
0.50	26187.23	70.1927	5.1638	19.9770	1.4525	3.2140
0.40	28747.28	73.1413	4.9159	16.8788	1.3065	3.7575
0.20	33867.38	79.0385	4.4200	10.6825	1.0146	4.8444
0.00	38987.48	84.9358	3.9241	4.4862	0.7226	5.9314



Tabla 6.5. Mezclas de residuos sólidos y coque

Residuos sólidos	Coque	Aire	Vapor	R1	R2	Arco de Plasma	Potencia neta	¿Es mezcla combustible?
[kg _{RSM} /kg _{CT}]	[kg _{coque} /kg _{CT}]	[kg _{aire} /kg _{CT}]	[kg _{vapor} /kg _{CT}]	[kg _{v+aire} /kg _{CT}]	[O _{2vapor} /O _{2req}]	[MW]	[MW]	
0.60	0.40	2.9089	0.0000	0.0000	0.0000	24.0697	15.3842	No
0.60	0.40	2.4939	0.1111	0.0427	0.1427	32.4380	10.7211	No
0.60	0.40	1.9751	0.2500	0.1124	0.3210	42.8936	5.4715	No
0.60	0.40	1.6638	0.3333	0.1669	0.4280	49.1650	2.1001	Sí
0.60	0.40	1.3081	0.4286	0.2468	0.5503	56.3305	-1.6341	Sí
0.60	0.40	0.4187	0.6667	0.6142	0.8561	74.2355	-10.5205	Sí
0.60	0.40	0.0000	0.7788	1.0000	1.0000	82.6607	-14.5228	Sí
0.50	0.50	3.2272	0.0000	0.0000	0.0000	12.3127	27.8169	No
0.50	0.50	2.8122	0.1111	0.0380	0.1286	20.6853	23.1942	No
0.50	0.50	2.2934	0.2500	0.0983	0.2894	31.1459	17.7557	No
0.50	0.50	1.9821	0.3333	0.1440	0.3858	37.4198	14.3914	No
0.50	0.50	1.8457	0.3699	0.1669	0.4281	40.1694	12.9496	Sí
0.50	0.50	1.6264	0.4286	0.2086	0.4960	44.5880	10.6658	Sí
0.50	0.50	0.7370	0.6667	0.4749	0.7716	62.5006	1.7943	Sí
0.50	0.50	0.0000	0.8640	1.0000	1.0000	77.3362	-5.1799	Sí
0.40	0.60	2.3004	0.3333	0.1266	0.3512	25.6720	26.6859	No
0.40	0.60	1.9447	0.4286	0.1806	0.4515	32.8429	22.9679	Sí
0.40	0.60	1.0553	0.6667	0.3871	0.7023	50.7622	14.1109	Sí
0.40	0.60	0.0000	0.9492	1.0000	1.0000	72.0115	2.0633	Sí
0.20	0.80	4.1822	0.0000	0.0000	0.0000	-23.4142	65.7994	No
0.20	0.80	3.7671	0.1111	0.0286	0.0992	-14.5881	60.4307	No
0.20	0.80	3.2484	0.2500	0.0715	0.2233	-4.1130	54.6212	No
0.20	0.80	2.5813	0.4286	0.1424	0.3828	9.3451	47.5775	No
0.20	0.80	2.1709	0.5385	0.1987	0.4809	17.6227	43.4338	Sí
0.20	0.80	1.6920	0.6667	0.2826	0.5954	27.2764	38.7504	Sí
0.20	0.80	0.0000	1.1196	1.0000	1.0000	61.3607	13.0658	Sí
0.00	1.00	4.8188	0.0000	0.0000	0.0000	-46.5143	89.8848	No
0.00	1.00	3.2180	0.4286	0.1175	0.3322	-14.1621	72.1929	No
0.00	1.00	2.3286	0.6667	0.2226	0.5168	3.7815	63.3956	Sí
0.00	1.00	0.0000	1.2901	1.0000	1.0000	50.7085	29.3584	Sí

Se puede observar que a partir de la mezcla 60% residuos sólidos municipales y 40% coque, se obtiene más energía en el ciclo de potencia que la que requiere el arco de plasma. Entonces, la cantidad de energía que se puede obtener en el proceso está vinculada con el poder calorífico de la alimentación. Es decir, para que el proceso sea factible, se requiere que el residuo o mezcla de residuos tengan un poder calorífico mayor al que corresponde a los residuos sólidos municipales.

También se observa que los escenarios que requieren un menor consumo de energía en el arco, son aquéllos en los que había mayor flujo de aire. Es decir, el proceso se ve beneficiado por la presencia del oxígeno del aire, mientras que el vapor saturado implica mayores consumos de energía. Sin olvidar que el límite en el flujo de aire lo establece el cálculo del límite de flamabilidad, ya que se presentaron escenarios donde se tenían mezclas no flamables.



Las Figuras 6.1 - 6.6 presentan la comparación entre las diferentes mezclas de MAC, de acuerdo a la relación vapor-aire empleada y a la potencia requerida y obtenida.

Como se puede apreciar en las figuras mencionadas, para que el proceso genere un excedente de energía se requiere que la mezcla corresponda al 60% en masa de residuos municipales y 40% de coque, lo que se traduce a un requerimiento mínimo de 23,620 kJ/kg.



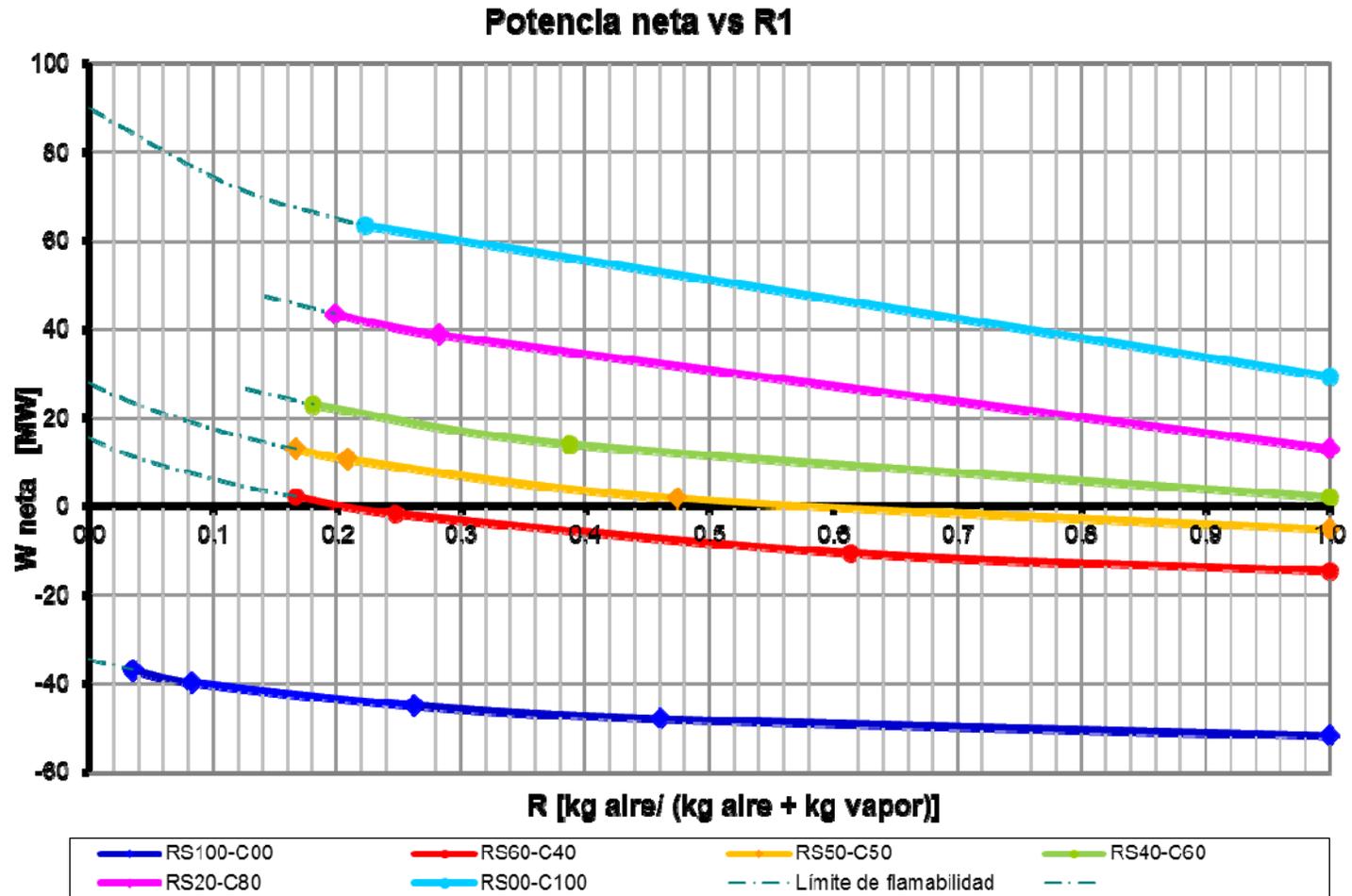


Figura 6. 1 Gráfica de potencia neta vs R1

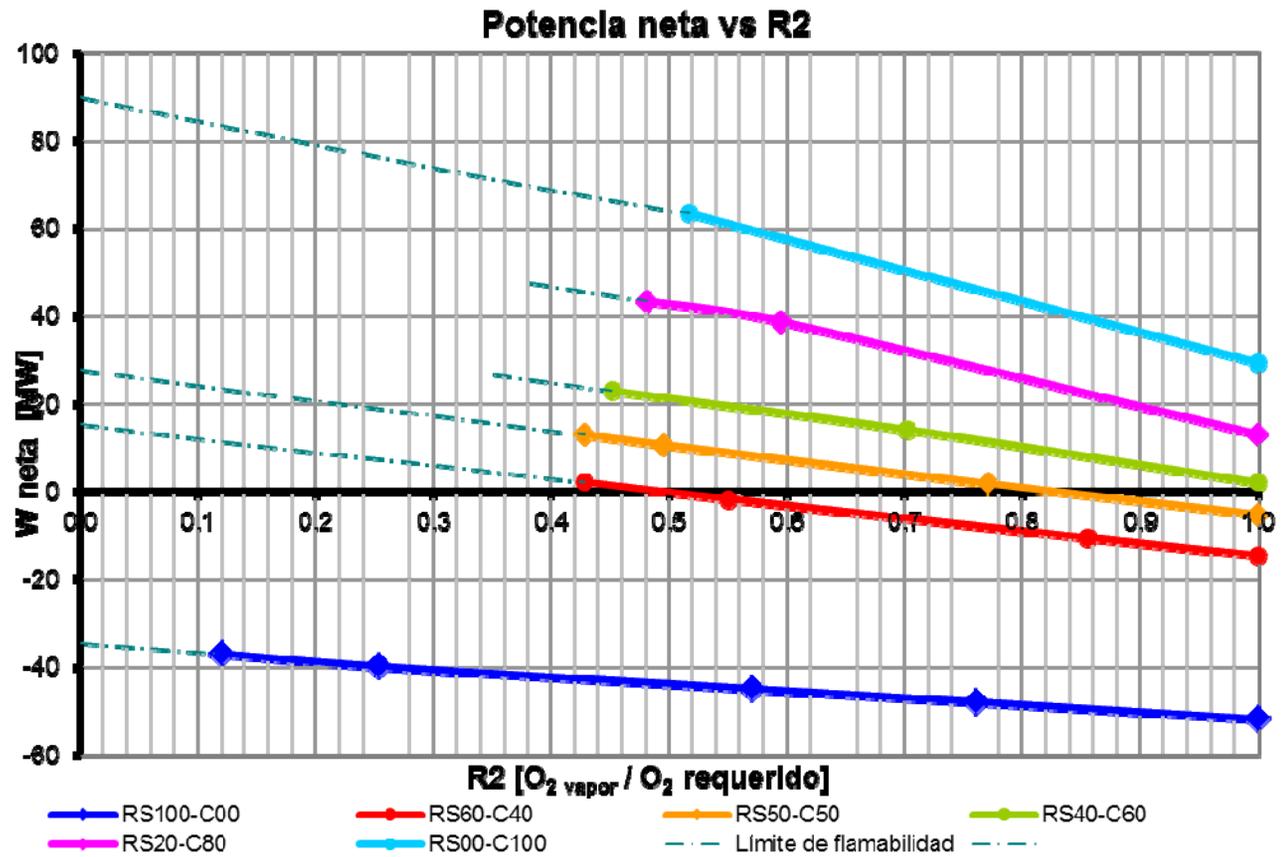


Figura 6. 2 Gráfica de potencia neta vs R2

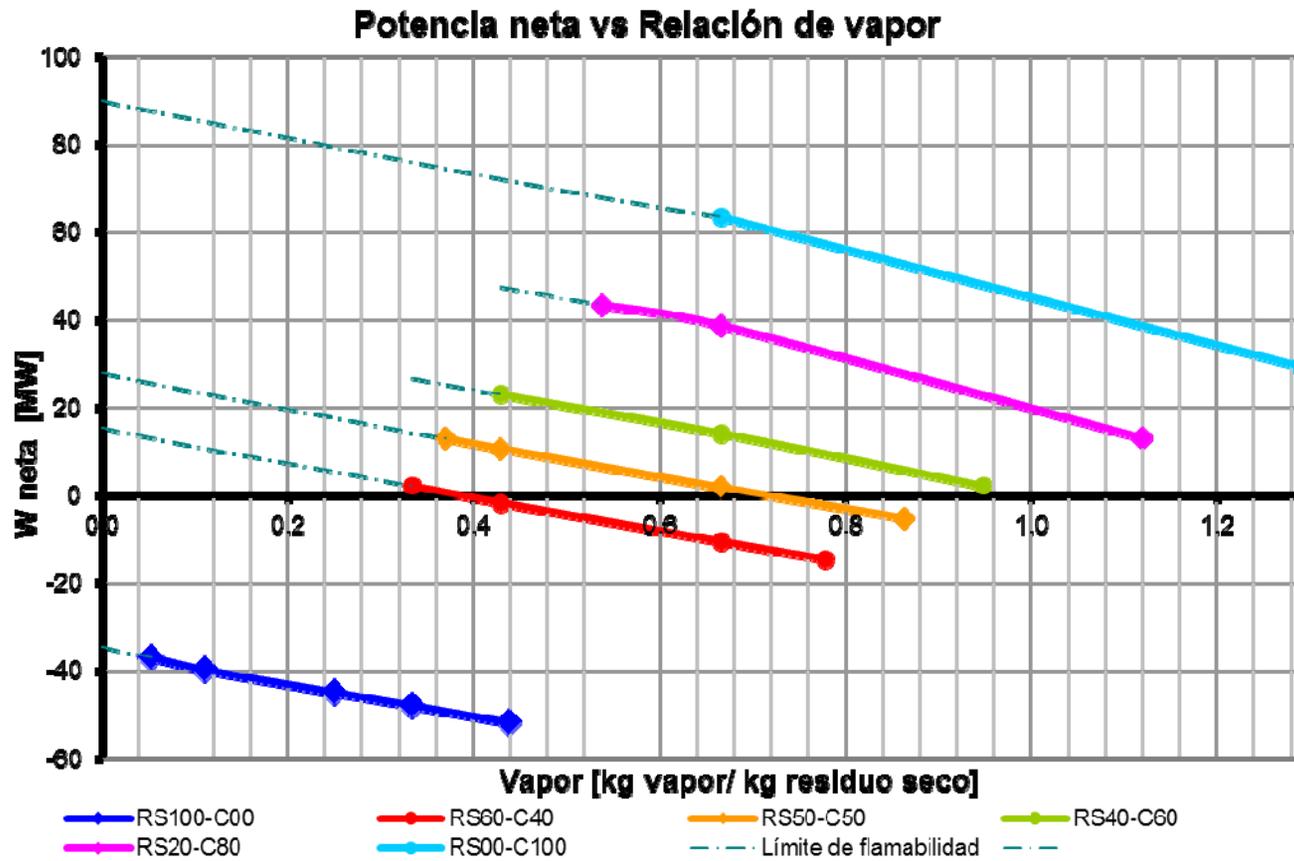


Figura 6. 3 Gráfica de potencia neta vs Vapor

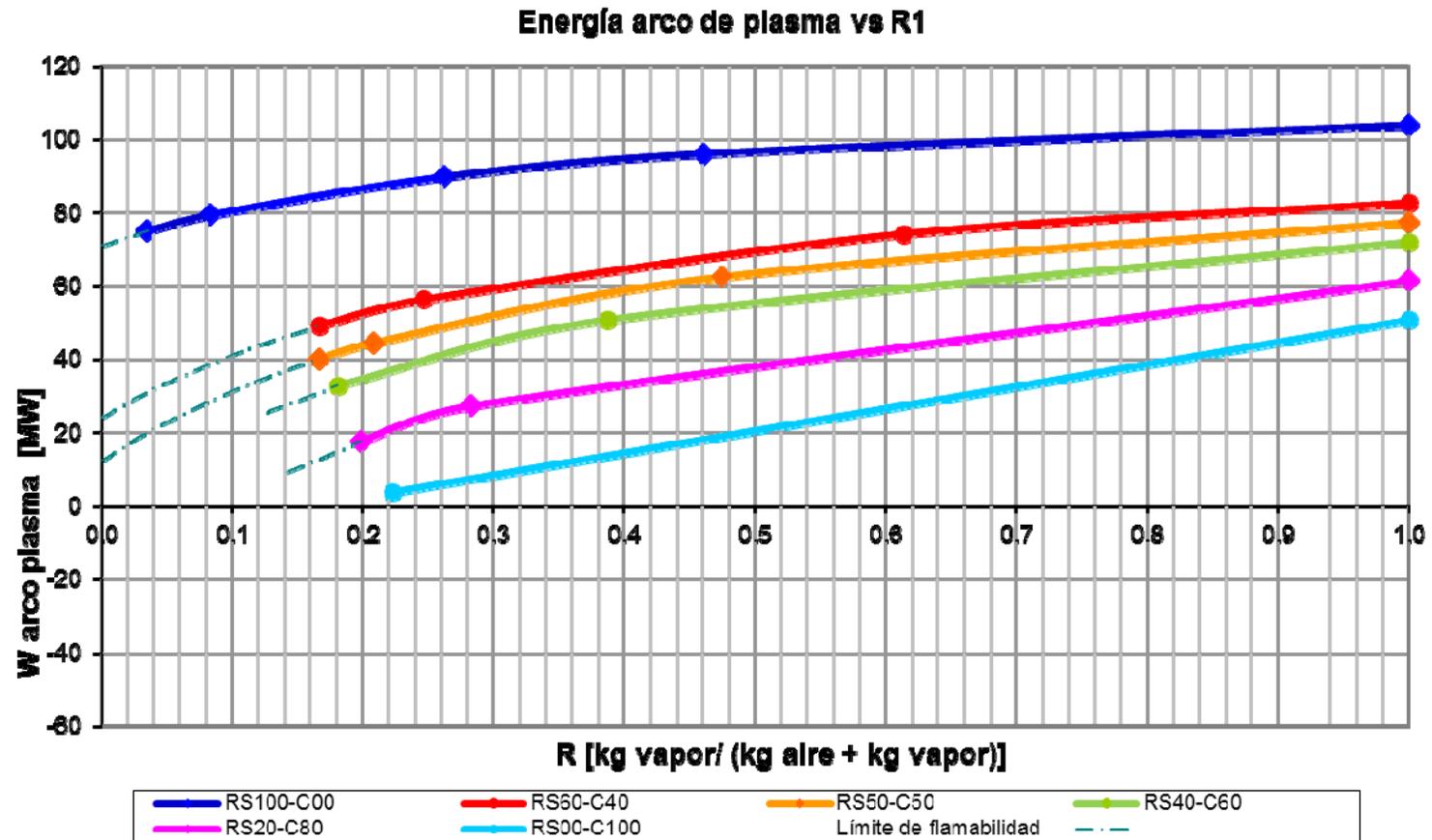


Figura 6. 4 Gráfica de la energía suministrada al arco de plasma vs R1

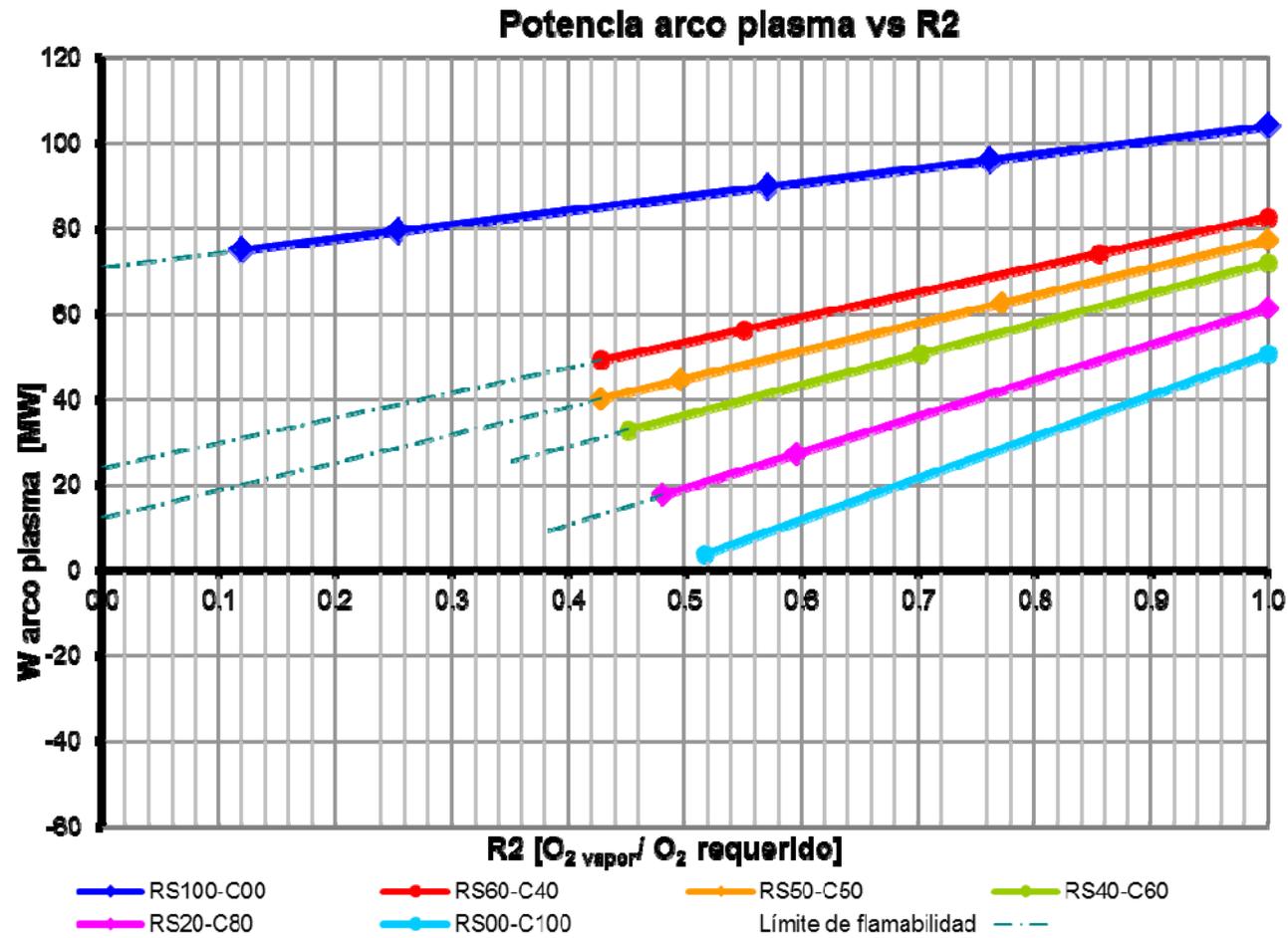


Figura 6. 5 Gráfica de la energía suministrada al arco de plasma vs R1

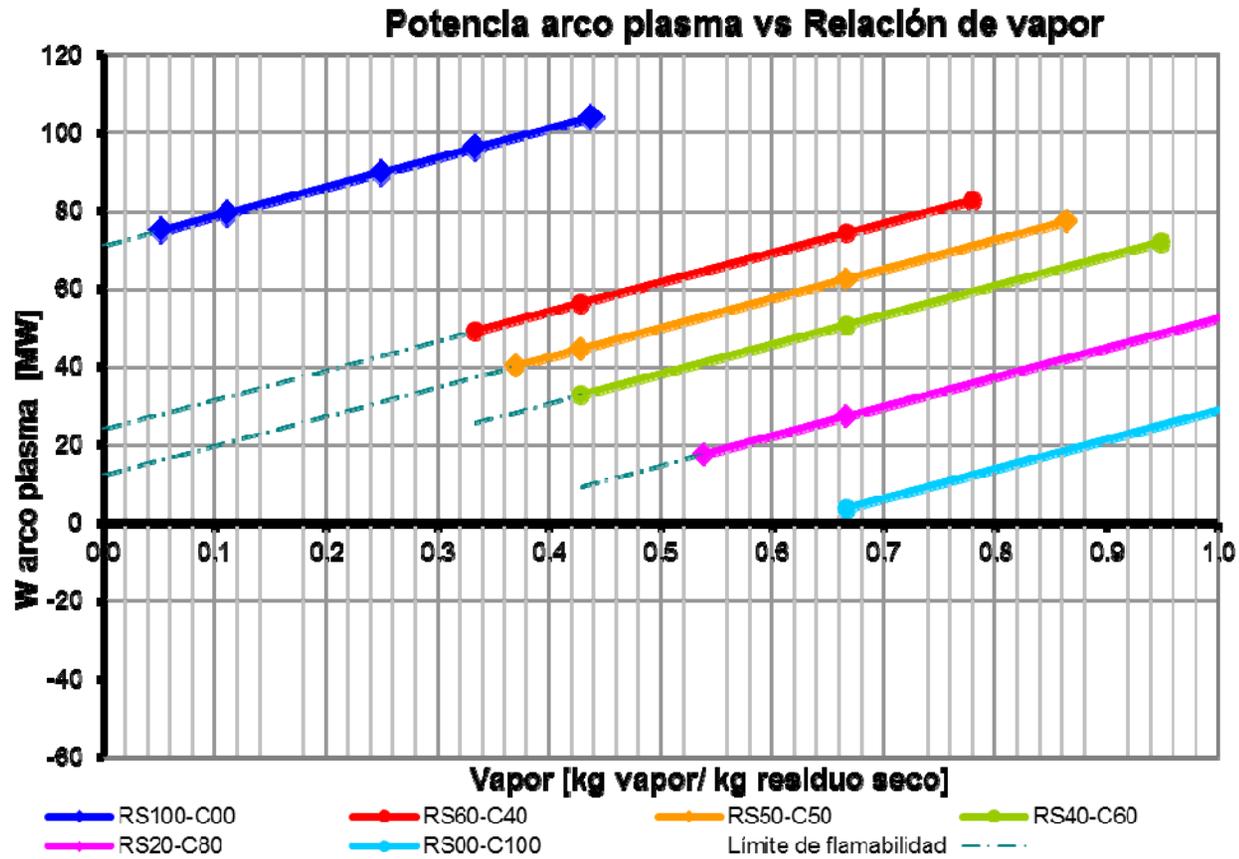


Figura 6. 6 Gráfica de la energía suministrada al arco vs relación de vapor



Otro parámetro que puede ser analizado como una variable, es la energía requerida para la formación del *slag*.

A continuación se presenta la Tabla 6.3 donde se indica la energía requerida por el *slag* de acuerdo a la proporción de este en el MAC base seca. La energía necesaria se calculó de acuerdo a la ecuación 26.

Tabla 6.3 Energía necesaria para obtener <i>slag</i>				
Porcentaje slag	Flujo slag	Relación	ΔH_{slag}	ΔH_{slag}
%	[kg/h]	kgslag/kgCT	KJ/h	MW
5.00	1096.49	0.05263	1283794.42	0.3566
10.00	2314.81	0.11111	2710232.66	0.7528
15.00	3676.47	0.17647	4304487.16	1.1957
20.00	5208.33	0.25000	6098023.48	1.6939
25.00	5208.33	0.25000	6098023.48	1.6939

Sin duda, una recomendación para la optimización de este proceso es la separación y clasificación de los residuos previo a que sean alimentados al reactor.





Capítulo 7. Conclusiones y recomendaciones

De acuerdo a lo descrito y analizado en los capítulos anteriores, es posible afirmar que el proceso de gasificación con arco de plasma es factible técnicamente bajo condiciones específicas de operación. Los parámetros que influyen directamente son: el tipo de material con alto contenido de carbono alimentado, el poder calorífico de este material y la relación de aire/vapor empleada. Las condiciones en que es posible operar este proceso se pueden apreciar en las Tablas 6.3 y 6.4 en el capítulo 6 de este trabajo. Asimismo, se observó que al cambiar la alimentación, empleando mezclas de residuos sólidos municipales y coque de refinación, es posible obtener un excedente de energía. Aunque no se debe perder de vista que los promotores de esta tecnología aseguran que cualquier tipo de alimentación en el proceso debe producir un excedente de energía y de acuerdo a los resultados obtenidos en este trabajo, se concluye que esta afirmación no es cierta.

Una de las ventajas que ofrece esta tecnología radica en la capacidad de aprovechar los residuos sólidos generados en las ciudades y municipios. En el estudio realizado se demostró que sí es posible emplear exclusivamente estos residuos sólidos municipales pero es necesario importar energía al proceso. Esto quiere decir que se invierte más energía para realizar la gasificación que la que se produce en el proceso. Si estos residuos se mezclan con otro material con alto contenido de carbono y con un poder calorífico alto por encima de 23,600 kJ/kg, es posible obtener un excedente de energía, de acuerdo a este estudio, sin importar el estado de agregación en el que se encuentre.

Una limitante del proceso es la cantidad de oxígeno que se introduce al reactor. Su presencia debe restringirse a la cantidad mínima para que todo el carbono se transforme a monóxido de carbono. Cuando se tiene oxígeno en exceso, se formará dióxido de carbono, haciendo que la gasificación se comporte como una combustión, convirtiéndolo en un incinerador. Las tres principales fuentes de oxígeno en el proceso son el material con alto contenido de carbono, el aire y vapor de agua.

La presencia de agua (considerada en este trabajo como fase vapor) en la alimentación hace que la energía requerida para efectuar la gasificación se incremente considerablemente, teniendo como resultado una disminución importante de la potencia que se puede exportar del proceso. No se consideró la presencia de agua líquida porque es evidente que en esta fase el proceso de gasificación tendría que invertir una mayor cantidad de energía para hacer el cambio de fase. Un punto a favor de alimentar vapor es que suministra el oxígeno estequiométrico sin el efecto de dilución por presencia de inertes en el aire.

El flujo de aire es otra variable que afecta significativamente al proceso. La presencia de aire disminuye significativamente la cantidad de energía necesaria para efectuar la gasificación. Determinadas relaciones de aire/material con alto contenido de carbono dan lugar a mezclas no flamables, ya que el gas de síntesis se encuentra muy diluido debido a la presencia de inertes (principalmente, nitrógeno).

Este estudio se puede profundizar si se hacen los cálculos necesarios para otras fuentes de MAC, como puede ser la biomasa. En lo referente a la utilización del gas de síntesis, se puede hacer un estudio incorporando un ciclo supercrítico, además de considerar la planta de ciclo combinado. También es posible sustituir el ciclo de generación e incorporar algún proceso de síntesis de combustibles líquidos.



Cabe destacar que aunque en varios escenarios no se generaba un excedente de energía, es posible realizar la gasificación si se importa energía de otra fuente. Esto puede generar interés en situaciones donde se requiera un medio eficaz para eliminar los residuos sólidos municipales y donde no existan rellenos sanitarios u otros medios de disposición final.



Anexo I. Cálculo de entalpía de formación

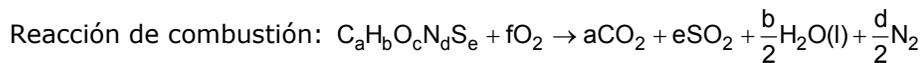
La entalpía estándar de reacción se define como el cambio de entalpía que ocurre en un sistema cuando una mol de materia se transforma en una reacción química bajo condiciones estándar (Presión = 1 atm y T = 298.15 K). Este cambio de entalpía está relacionado con la entalpía de formación estándar de reactivos y productos a través de la siguiente ecuación:

$$\text{Ecuación 30: } \Delta h_r = \sum_{\text{reactivos}} v_i (\Delta h_f)_i - \sum_{\text{productos}} v_i (\Delta h_f)_i$$

Por lo tanto, si se conoce la entalpía de reacción de un sistema y la entalpía de formación de los productos, también es posible determinar la entalpía de formación de los reactivos.

En los combustibles sólidos, la composición elemental y el calor de combustión suelen ser la información básica disponible. Es por eso, que en este trabajo, se utilizó el calor de combustión para determinar la entalpía de formación de los residuos sólidos urbanos del Distrito Federal y del coque proveniente de Refinación.

Ecuación 31:



$$\text{Ecuación 32: } \Delta h_c = a(\Delta h_f)_{CO_2} + e(\Delta h_f)_{SO_2} + \frac{b}{2}(\Delta h_f)_{H_2O(l)} - (\Delta h_f)_{C_a H_b O_c N_d S_e}$$

$$\text{Ecuación 33: } \Delta h_c = -HHV * PM_{C_a H_b O_c N_d S_e}$$

$$\text{Ecuación 34: } (\Delta h_f)_{C_a H_b O_c N_d S_e} = a(\Delta h_f)_{CO_2} + e(\Delta h_f)_{SO_2} + \frac{b}{2}(\Delta h_f)_{H_2O(l)} - \Delta h_c$$

Donde:

Δh_c = Entalpía de combustión del residuo

Δh_f = Entalpía de formación del compuesto

HHV= Poder calorífico alto

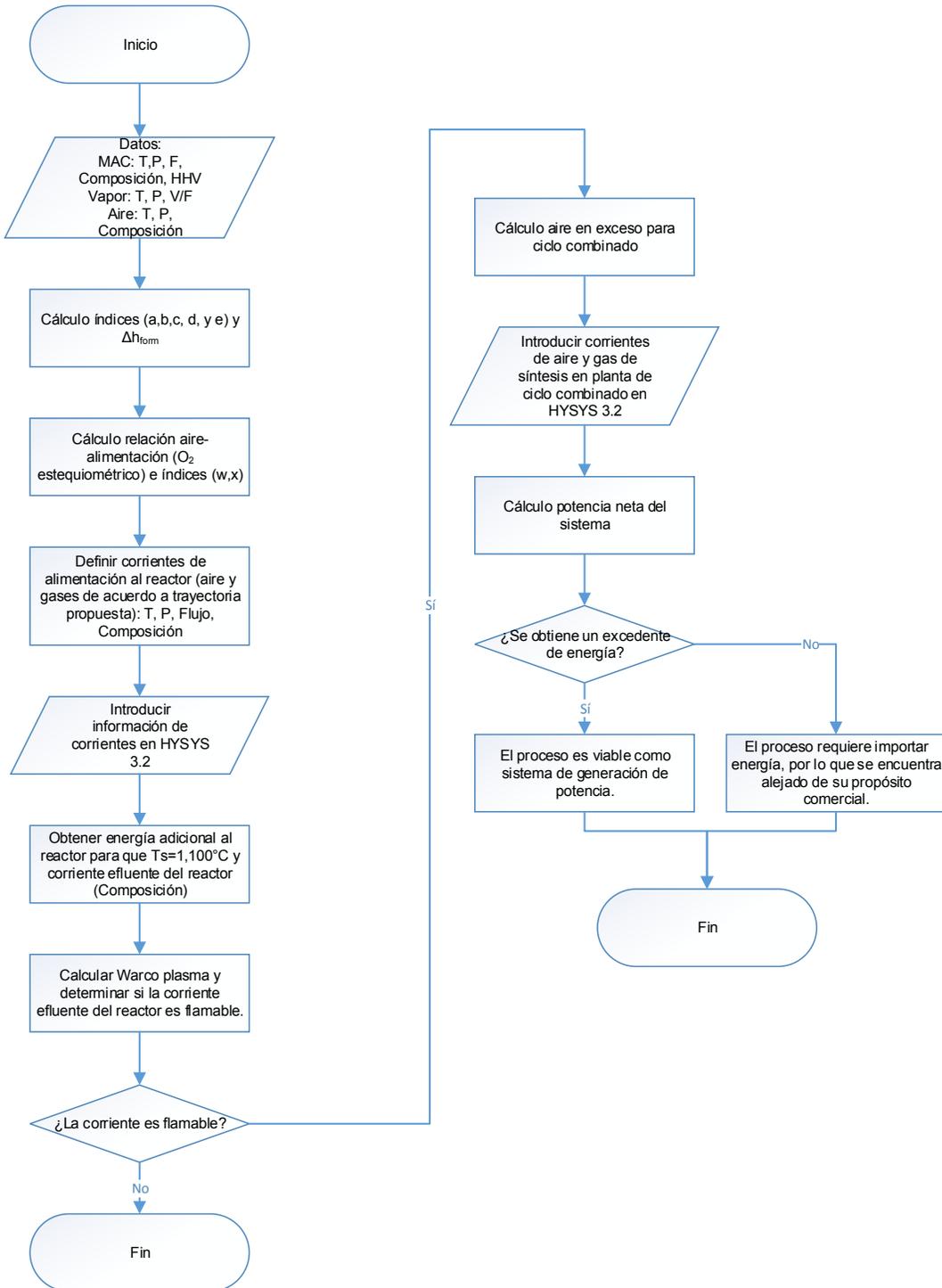
$PM_{C_a H_b O_c N_d S_e}$ = Peso molecular del MAC





Anexo II. Memoria de cálculo

La Figura AI.1 presenta el algoritmo empleado para realizar este trabajo.





A continuación, se presentan las tablas de resultados generadas para uno de los escenarios propuestos: 40% masa RSM – 60% masa Coque – 0.43 kg_{vapor}/kg_{CT}.

Información:

Residuos Sólidos	
Poder calorífico	
HHV =	13386.97 kJ/kg

Coque	
Poder calorífico	
HHV =	38987.48 kJ/kg

Análisis elemental	
Compuesto	Composición [% masa]
Carbono	55.45
Hidrógeno	6.40
Oxígeno	35.47
Nitrógeno	2.18
Azufre	0.50
Total	100.00

Análisis elemental	
Compuesto	Composición [% masa]
Carbono	84.94
Hidrógeno	3.92
Oxígeno	4.49
Nitrógeno	0.72
Azufre	5.93
Total	100.00

Información de la mezcla:

Compuesto	Composición [% masa]
RS	40.00
Coque	60.00

Residuos sólidos + Coque	
Poder calorífico	
HHV =	28747.28 kJ/kg

Análisis elemental	
Compuesto	Composición [% masa]
Carbono	73.14
Hidrógeno	4.92
Oxígeno	16.88
Nitrógeno	1.31
Azufre	3.76
Total	100.00

**Cálculos: Formación de CO₂, H₂O, O₂, N₂ y SO₂**

Base	1.00000	[kg]
-------------	----------------	-------------

Alimentación				
Compuesto	Peso molecular [kg/kgmol]	Flujo molar [kgmol]	Fracción mol [X _{mol}]	Fórmula
Carbono	12.011	0.0609	0.4978	1.0000
Hidrógeno	1.008	0.0488	0.3987	0.8009
Oxígeno	15.999	0.0105	0.0862	0.1732
Nitrógeno	14.007	0.0009	0.0076	0.0153
Azufre	32.060	0.0012	0.0096	0.0192
Total	16.422	0.1223	1.0000	∅

Reacciones				
Compuesto	Reacción	O ₂ requerido [O ₂ /mol combustible]	O ₂ requerido [kgmol]	
Carbono	C + O ₂ → CO ₂	1.0000	0.0609	
Hidrógeno	H ₂ + 1/2 O ₂ → H ₂ O	0.2002	0.0122	
Oxígeno	O• + O• → O ₂	-0.0866	-0.0053	
Nitrógeno	N• + N• → N ₂	0.0000	0.0000	
Azufre	S + O ₂ → SO ₂	0.0192	0.0012	
Total	-28747.2765	1.1328	0.0690	

Productos				
Gases de combustión	Peso molecular [kg/kgmol]	Δh _f ^o [kJ/kgmol]	Salida [kgmol]	H _{productos} [kJ]
CO ₂	44.010	-393790	0.0609	-23979.94
H ₂ O	18.015	-285611	0.0244	-6964.47
O ₂	31.999	0	0.0000	0.00
N ₂	28.013	0	0.0005	0.00
SO ₂	64.059	-297100	0.0012	-348.20
Total			0.0869	-31292.61

Cálculo de entalpía de formación

Δh _f ^o =	-472077.49	kJ/kgmol
Δh _f ^o =	-41798.58	kJ/kgmol



Balance de materia previo al reactor de minimización de energía libre de Gibbs

Cálculo de la alimentación

Base de cálculo		
Combustible =	20833.33	[kg/h]

Compuesto	Peso molecular [kg/kgmol]	Alimentación [kgmol/h]	X_{mol}	Coeficientes	
				Índice	Base C
C	12.011	1268.65	0.4978	a	1.0000
H	1.008	1016.02	0.3987	b	0.8009
O	15.999	219.79	0.0862	c	0.1732
N	14.007	19.43	0.0076	d	0.0153
S	32.060	24.42	0.0096	e	0.0192
Total	16.422	2548.31	1.0000		

Humedad adicional en la alimentación

Vapor en la alimentación		
T =	100	[°C]
P =	1.00	[atm]
Vapor:	30.00	[% en peso]
H ₂ O	495.6187	[kgmol/h]

Humedad en la alimentación		
Humedad:	0.00	[% en peso]
H ₂ O	0.0000	[kgmol/h]

Coeficientes	
w	0.3907
x	0.0166

Cálculo de la alimentación de aire

Relación aire/combustible		
A/C	1.94	[kg/h]
Aire _{exceso} =	0.00	[%]

Compuesto	Composición [% _{mol}]	Peso molecular [kg/kgmol]	Alimentación [kgmol/h]
Ar	0.92	39.948	12.94
CO ₂	0.03	44.010	0.42
H ₂ O	1.50	18.015	21.10
N ₂	76.90	28.013	1081.77
O ₂	20.65	31.999	290.49
Total	100.00	28.801	1406.7190

Vapor / Aire	
R [mol vapor/ mol aire] =	0.3523
R [kg vapor/ kg aire]	0.2204

**Balance orientado a la formación de CO**

Compuesto	Peso molecular [kg/kgmol]	1 [kgmol/h]	2 [kgmol/h]	1+2 [kgmol/h]	Esteq O ₂ [kgmol/h]	3 [kgmol/h]
Ar	39.948	0.00	12.94	12.94	0.00	12.94
C	12.011	1268.65	0.00	1268.65	634.33	0.00
CH ₄	16.043	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO	28.010	0.00	0.00	0.00	0.00	1268.65
CO ₂	44.010	0.00	0.42	0.42	0.00	0.42
H ₂	2.016	508.01	0.00	508.01	0.00	1024.73
H ₂ O	18.015	495.62	21.10	516.72	-258.36	0.00
H ₂ S	34.082	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
N ₂	28.013	9.72	1081.77	1091.48	0.00	1091.48
NH ₃	17.031	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NO	30.006	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NO ₂	46.006	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
O ₂	31.999	109.90	290.49	400.38	-400.38	0.00
S	32.060	24.42	0.00	24.42	24.42	0.00
SO ₂	64.065	0.00	0.00	0.00	0.00	24.42
SO ₃	80.064	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total		2416.31	1406.72	3823.03	0.0000	3422.64

Relaciones	
70276.45	kg de alimentación total
20833.33	kg de combustible (incluyendo humedad)
40514.55	kg de aire total
8928.57	kg de vapor total
0.00000	kg de humedad en el combustible
0.29645	kg combustible seco/kg alimentación
0.29645	kg combustible (incluyendo humedad)/kg alimentación
1.94470	kg aire/kg combustible seco
0.57650	kg aire/kg alimentación
0.44617	kg O ₂ /kg combustible seco
0.13227	kg O ₂ /kg alimentación
0.42857	kg vapor/kg combustible seco
0.12705	kg vapor/kg alimentación
0.42857	kg humedad/kg combustible seco
0.81942	kg aire/kg aire + kg vapor
0.18058	kg vapor/kg aire + kg vapor
0.00000	kg humedad/kg alimentación

**Alimentación a HYSYS**

Compuesto	3 [kgmol/h]	Aire [kgmol/h]
Ar	12.94	12.94
C	0.00	0.00
CH ₄	0.00	0.00
CO	1268.65	0.00
CO ₂	0.42	0.42
H ₂	1024.73	0.00
H ₂ O	0.00	21.10
H ₂ S	0.00	0.00
N ₂	1091.48	1081.77
NH ₃	0.00	0.00
NO	0.00	0.00
NO ₂	0.00	0.00
O ₂	0.00	290.49
SO ₂	24.42	0.00
SO ₃	0.00	0.00
Total	3422.64	1406.72

Revisión del balance

	Entrada	Salida
Ar	12.94	12.94
C	1269.07	1269.07
H	2049.46	2049.46
O	1318.33	1318.33
N	2182.97	2182.97
S	24.42	24.42

Balance de energía en el reactor de minimización**Energía de mezclado del combustible con humedad**

$\Delta H _{T=25^{\circ}\text{C}} =$	0.00	[kJ/h]
--------------------------------------	------	--------

Energía del vapor de alimentación

ΔH_{vapor}	2.2920E+07	[kJ/h]
---------------------------	------------	--------

**Energía para el precalentamiento de aire**

$\Delta H _{T=25-170^{\circ}\text{C}}$ =	6.0410E+06	[kJ/h]
$\Delta H _{T=170-500^{\circ}\text{C}}$	1.4406E+07	[kJ/h]
$\Delta H _{T=25-500^{\circ}\text{C}}$ =	2.0447E+07	[kJ/h]

Energía de reacción

Reacción
$C_aH_bO_cN_dS_e + fO_2 + (w+x)H_2O \rightarrow aCO + (b/2+w+x)H_2 + (d/2)N_2 + eSO_2$

Compuesto	Δh_f° [kJ/kgmol]
$C_aH_bO_cN_dS_e$	-41799
H ₂ O	-241826
H ₂ O	-285611
CO	-110590
SO ₂	-297100

$\Delta H_r =$	5.2131E+07	[kJ/h]
----------------	-------------------	--------

Energía del arco de plasma

$\Delta H_{\text{Total}} =$	32.8	[MW]
$\Delta H_{\text{Total}} =$	1.1823E+08	[kJ/h]

Energía del arco de plasma

$\Delta H_{\text{Total}} =$	32.8	[MW]
$\Delta H_{\text{Total}} =$	1.1823E+08	[kJ/h]

Energía en el slag

$T_{\text{inicial}} =$	25.00	[°C]
$T_{\text{inicial}} =$	298.15	[K]
$T =$	0.30	[K/1000]

$T_{\text{final}} =$	1650.00	[°C]
$T_{\text{final}} =$	1923.15	[K]
$T =$	1.92	[K/1000]

Slag =	0.00	[%]
Flujo slag	0.00	[kg/h]

**Energía adicional al reactor de minimización**

$$\Delta H_{\text{Total}} = \mathbf{1.0947E+08} \quad [\text{kJ/h}]$$

Composición en equilibrio a la salida del reactor

Propiedad	4	X _i
T [°C]	1099.99	1099.99
P [atm]	1.00	1.00
Ar [kgmol/h]	12.94	0.00381
C [kgmol/h]	0.00	0.00000
CH ₄ [kgmol/h]	0.09	0.00003
CO [kgmol/h]	1249.86	0.36782
CO ₂ [kgmol/h]	19.12	0.00563
H ₂ [kgmol/h]	969.86	0.28542
H ₂ O [kgmol/h]	30.23	0.00890
H ₂ S [kgmol/h]	24.42	0.00719
N ₂ [kgmol/h]	1091.47	0.32121
NH ₃ [kgmol/h]	0.03	0.00001
NO [kgmol/h]	0.00	0.00000
NO ₂ [kgmol/h]	0.00	0.00000
O ₂ [kgmol/h]	0.00	0.00000
SO ₂ [kgmol/h]	0.00	0.00000
SO ₃ [kgmol/h]	0.00	0.00000
Total [kgmol/h]	3398.02	1.00000

Relaciones	
0.77597506	kgmol H ₂ /kgmol CO
0.05585026	kg H ₂ /kg CO
0.21898713	kg H ₂ /kg vapor
3.92096896	kg CO/kg vapor

**Eficiencia del ciclo de potencia****Cálculo de aire para calderas y turbinas de gas**

Aire _{exceso} =	15.00	[%]
--------------------------	-------	-----

Propiedad	9		O _{2esteg}	Aire total	Flujo para LIF	
T [°C]	25.00		25.00	25.00		
P [atm]	1.0000		1.0000	1.0000		
Ar [kgmol/h]	12.94	0.00384	0.00	56.87	69.81	0.0083
C [kgmol/h]	0.00	0.00000	0.00	0.00	0.00	0.0000
CH ₄ [kgmol/h]	0.09	0.00003	0.09	0.00	0.09	0.0000
CO [kgmol/h]	1249.86	0.37049	624.93	0.00	1249.86	0.1480
CO ₂ [kgmol/h]	19.12	0.00567	0.00	1.85	20.97	0.0025
H ₂ [kgmol/h]	969.86	0.28749	484.93	0.00	969.86	0.1148
H ₂ O [kgmol/h]	30.23	0.00896	0.00	92.72	122.95	0.0146
H ₂ S [kgmol/h]	0.00	0.00000	0.00	0.00	0.00	0.0000
N ₂ [kgmol/h]	1091.47	0.32353	0.00	4753.43	5844.90	0.6921
NH ₃ [kgmol/h]	0.00	0.00000	0.00	0.00	0.00	0.0000
NO [kgmol/h]	0.00	0.00000	0.00	0.00	0.00	0.0000
NO ₂ [kgmol/h]	0.00	0.00000	0.00	0.00	0.00	0.0000
O ₂ [kgmol/h]	0.00	0.00000	0.00	1276.44	166.49	0.0197
SO ₂ [kgmol/h]	0.00	0.00000	0.00	0.00	0.00	0.0000
SO ₃ [kgmol/h]	0.00	0.00000	0.00	0.00	0.00	0.0000
Total [kgmol/h]	3373.57	1.00000	1109.95	6181.32	8444.93	1.0000

Energía del combustible

	H _{combustión} [kJ/mol]	H _{c mezcla} [kJ/mol]	HV [kJ/kg]
Inferior	-265143.71	-174465.07	8475.52
Superior	-284277.34	-187055.05	9087.14

**Cálculo del límite inferior de flamabilidad****Sin inertes**

	LIF [% Volumen]	Flujo [kgmol/h]	Porcentaje [%mol]	%y _i /LIF
CH ₄	5	0.09	0.00	0.00
CO	12.5	1249.86	56.30	4.50
H ₂	4	969.86	43.69	10.92
Total	6.482	2219.81	100.00	15.43

Efecto de dilución

	Porcentaje [%mol]
Combustible	26.3
Inertes	73.7

LIF =	24.66	[% volumen]
-------	--------------	----------------

Es una mezcla combustible**Método de Kondo**

Parámetro p
= -0.00187

LIF =	25.69	[% volumen]
-------	--------------	----------------

Es una mezcla combustible**Método de Molnarne**

	LIF [% Volumen]	Ecuación
CH ₄	8.70	0.01
CO	24.50	45.61
H ₂	5.50	197.33
Total		242.94

	Porcentaje [%mol]
Inertes	73.7

Es una mezcla combustible

**Previos al ciclo**

E-100 =	1.4406E+07	[kJ/h]
E-101 =	7.7356E+07	[kJ/h]
E-102 =	2.3552E+07	[kJ/h]
P-100 =	7.1967E+04	[kJ/h]
K-100 =	1.3138E+07	[kJ/h]
η =	16.89	[%]

Potencia _{previa} =	1.3066E+07	[kJ/h]
Potencia _{previa} =	3.63	[MW]

Ciclo Rankine

E-103	4.3710E+08	[kJ/h]
K-101 =	1.3779E+08	[kJ/h]
P-101 =	1.0291E+06	[kJ/h]
η_{ciclo} =	31.29	[%]
η_{total} =	29.12	[%]

Potencia _{ciclo} =	1.3676E+08	[kJ/h]
Potencia _{ciclo} =	37.99	[MW]

Potencia _{neta} =	3.1592E+07	[kJ/h]
Potencia _{neta} =	8.78	[MW]

Ciclo Brayton

E-105 =	4.3750E+08	
K-103 =	1.4105E+08	
K-104 =	1.4093E+08	
C-101 =	4.9074E+07	
C-102 =	8.9317E+07	
P-102	9.8564E+05	
η_{ciclo} =	32.60	[%]
η_{total} =	30.24	[%]

Potencia _{ciclo} =	8.8331E+07	[kJ/h]
Potencia _{ciclo} =	24.54	[MW]

Potencia _{neta} =	3.7438E+07	[kJ/h]
Potencia _{neta} =	10.40	[MW]

**Planta de Ciclo combinado**

E-107 = 4.3750E+08

E-108 = 9.4378E+07

K-105 = 1.4092E+08

K-106 = 1.8635E+08

C-103 = 4.9074E+07

C-104 = 8.9317E+07

P-103 = 1.0336E+06

 $\eta_{\text{ciclo}} = 42.94$ [%] $\eta_{\text{total}} = 39.02$ [%]

Potencia _{ciclo} =	1.8785E+08	[kJ/h]
-----------------------------	------------	--------

Potencia _{ciclo} =	52.18	[MW]
-----------------------------	--------------	------

Potencia _{neto} =	8.2684E+07	[kJ/h]
----------------------------	------------	--------

Potencia _{neto} =	22.97	[MW]
----------------------------	--------------	------

Relaciones adicionales

$W_1 =$	2.0092E+08	[kJ/h]
---------	------------	--------

	55.81	[MW]
--	--------------	------

$W_2 =$	1.1823E+08	[kJ/h]
---------	------------	--------

	32.84	[MW]
--	--------------	------

$W_3 =$	8.2684E+07	[kJ/h]
---------	------------	--------

	22.97	[MW]
--	--------------	------

$W_2/W_1 =$	58.85	[%]
-------------	--------------	-----



Glosario

Ciclo termodinámico: Es un sistema integrado por una serie de procesos, en los cuales la materia parte de una condición inicial y sufre una serie de cambios a lo largo de los procesos hasta retornar al estado inicial, en donde hay variaciones de las propiedades del proceso.

Dioxina: Este término se refiere a un grupo de 75 compuestos formados por un núcleo básico de dos anillos de benceno unidos por dos átomos de oxígenos en el que puede haber como sustitutos de uno a ocho átomos de cloro. Su nombre genérico es policloro dibenzo-p-dioxinas (PCDD). Estos compuestos se forman mediante el calentamiento de sustancias cloradas bajo condiciones de escasez de oxígeno. Las dioxinas constituyen un grupo de compuestos químicos que son contaminantes ambientales persistentes y son tóxicas.

Escoria: Véase *slag*.

Furano: Este término se refiere a un grupo de 135 compuestos formados por un núcleo básico de dos anillos de benceno unidos por un átomo de oxígeno en el que puede haber como sustitutos de uno a ocho átomos de cloro. Su nombre genérico es policloro dibenzo-furanos (PCDF). Estos compuestos se forman mediante el calentamiento de sustancias cloradas bajo condiciones de escasez de oxígeno. Los furanos constituyen un grupo de compuestos químicos que son contaminantes ambientales persistentes y son tóxicos.

Gas de síntesis: Es un combustible gaseoso obtenido a partir de la descomposición de sustancias ricas en carbono sometidas a un proceso químico de alta temperatura. Es una mezcla que contiene moléculas simples como CO, CO₂, H₂ y CH₄, en proporciones variables.

Gasificación La gasificación es la conversión de un material con alto contenido de carbono (sustrato carbonoso) a combustible (gas de síntesis) en un ambiente limitado de aire u oxígeno. Esencialmente, consiste en la oxidación parcial de combustibles (compuestos de carbono) en la presencia de una cantidad de oxidante menor a la requerida para alcanzar la combustión estequiométrica.

Límite inferior de flamabilidad (LIF): Es la mínima concentración (% en volumen) de combustible en mezcla con al aire (relación vapor-aire) en el que una llama se propaga en presencia de una fuente de ignición, en otras palabras es la concentración por debajo de la cual no hay combustión.

Límite superior de flamabilidad (LSF): Es la máxima concentración (% en volumen) de combustible en mezcla con al aire (relación vapor-aire) en el que una llama se propaga en presencia de una fuente de ignición, en otras palabras es la concentración por encima de la cual no hay combustión.

Lixiviabilidad: Movilidad de contaminantes, tanto orgánicos como inorgánicos, contenidos en materiales o residuos colocados o dispuestos en tierra. También se le conoce como potencial de lixiviación.

Material con alto contenido de carbono (MAC): Se refiere a cualquier sustancia cuyo principal componente sea el carbono y que sea combustible. Además del carbono puede contener otros elementos en menor proporción como son el oxígeno, hidrógeno, nitrógeno y azufre. Este material puede encontrarse en cualquier estado de agregación.



Plasma: El plasma es un gas caliente ionizado por una descarga eléctrica, en otras palabras, es un gas con electrones libres que lleva una corriente y generan un campo magnético. Las tecnologías actuales usan una descarga eléctrica o arco eléctrico (algunas tecnologías usan corriente directa (DC), otras corriente alterna (AC) y otras una combinación de ambas) para calentar gas, usualmente aire, oxígeno, nitrógeno, hidrógeno, argón o una combinación de estos gases a temperaturas mayores a los 3,000 °C.

Poder calorífico alto (HHV): También conocido como HHV por sus siglas en inglés (*High Heating Value*), es la cantidad de energía que la unidad de masa de materia puede desprender al producirse una reacción de oxidación, donde se aprovecha la energía de condensación del agua, es decir, uno de los productos es agua líquida.

Poder calorífico bajo (LHV): También conocido como LHV por sus siglas en inglés (*Low Heating Value*), es la cantidad de energía que la unidad de masa de materia puede desprender al producirse una reacción de oxidación, donde se tiene agua gaseosa como producto de reacción.

Quench: Es un proceso que consiste en enfriar rápidamente una corriente de alta temperatura por medio de un fluido de menor temperatura. Los fluidos más empleados para realizar este proceso son el agua, aire y aceites.

Silicato: Se refiere al grupo de minerales de mayor abundancia, pues constituyen más del 95% de la corteza terrestre, además del grupo de más importancia geológica por ser los minerales que forman las rocas. Todos los silicatos están compuestos por silicio y oxígeno. Estos elementos pueden estar acompañados de otros, entre los que destacan aluminio, hierro, magnesio o calcio.

Slag: Es un subproducto vítreo que se obtiene de la fundición de minerales. Este suele ser una mezcla de óxidos metálicos con dióxido de silicio.

Syngas: Véase gas de síntesis.





Bibliografía

- * Advanced Energy Strategies, Inc., 2004. *Investigation into Municipal Solid Waste Gasification for Power Generation*, Alameda: Alameda Power & Telecom.
- * Alter NRG Corporation, 2012. *Alter NRG*. [En línea]
Available at: <http://www.alternrg.com/>
[Último acceso: 31 enero 2013].
- * Arena, U., 2012. Process and technological aspects of municipal solid waste gasification. A review.. *Waste Management*, 32(4), pp. 625 - 639.
- * Arregle, J. y otros, 2002. *Proceso y Tecnología de Máquinas y Motores Térmicos*. Valencia: Universidad Politécnica de Valencia.
- * Chang, Y. F. y otros, 2007. Multiple regression models for the lower heating value of municipal solid waste in Taiwan. *Environmental Management*, 85(4), pp. 891 - 899.
- * Chlorine Chemistry Division of the American Chemistry Council, 1996 - 2013. *Dioxin in Depth*. [En línea]
Available at: <http://www.dioxinfacts.org/>
[Último acceso: 31 enero 2013].
- * Cortinas de Nava, C. & Ordaz, Y., 1994. *Informe de la situación general en materia de equilibrio ecológico y protección al ambiente 1993-1994*. México: Secretaria de Desarrollo Social - Instituto Nacional de Ecología.
- * de Souza-Santos, M. L., 2004. *Solid Fuels Combustion and Gasification*. Estados Unidos: Marcel Dekker Inc..
- * DuTemp Corporation, 2008 - 2009. *DuTemp Corporation We Manage The World*. [En línea]
Available at: <http://www.dutemp.com/>
[Último acceso: 31 enero 2013].
- * E4tech, 2009. *Review of Technologies for Gasification of Biomass and Wastes*, Reino Unido: NNFCC.
- * Felder, R. M. & Rousseau, R. W., 1991. *Principios Elementales de los Procesos Químicos*. Segunda ed. México: Addison Wesley Americana.
- * Gavilán, A. & Castro, J., 2004. Dioxinas, furanos y hexaclorobenceno. En: A. Fernández, M. Yarto & J. Castro, eds. *Las sustancias tóxicas persistentes*. México: Insitituto Nacional de Ecología (INE-SEMARNAT), pp. 45 - 76.
- * González, J. C., Longoria, R. & Urquiza, G., 2008. Resultados de la simulación de gasificación del coque de petróleo mexicano de las Refinerías de Ciudad Madero y Cadereyta. *Ingeniería, Investigación y Tecnología*, IX(2), pp. 99 - 111.
- * Hidago, J., 2006. *El proceso de gasificación y vitrificación de residuos por plasma con optimización de producción eléctrica. Seminario sobre Tecnologías Eenergéticas para Biomasa y Residuos*. España, Fundación para Estudios sobre la Eenergía.
- * Higman, C. & van der Burgt, M., 2003. *Gasification*. Estados Unidos: Elsevier.
- Huang, F. F., 1994. *Ingeniería Termodinámica Fundamento y Aplicación*. Segunda ed. México: CECSA.



- * Ilyushechkin, A. Y., Hla, S. S., Roberts, D. G. & Kinaev, N. N., 2011. The Effect of Solids and Phase Composition on Viscosity Behaviour and TCV of Slags from Australian Bituminous Coals. *Journal of Non-Crystalline Solids*, 357(3), pp. 893 - 902.
- * Jarungthammachote, S. & Dutta, A., 2007. Thermodynamic equilibrium model and second law analysis of a downdraft waste gasifier. *Energy*, 32(9), pp. 1660 - 1669.
- * Juniper Consultancy Services Limited, 2008. *The Alter NRG/ Westinhouse Plasma Gasification Process*, Reino Unido: Juniper.
- * Kondo, S., Takizawa, K., Takahashi, A. & Tokuhashi, K., 2006. Extended Le Chatelier's formula and nitrogen dilution effect on the flammability limits. *Fire Safety*, Volumen 41, pp. 406 - 417.
- * Lemmens, B. y otros, 2007. Assessment of Plasma Gasification of High Caloric Waste Streams. *Waste Management*, 27(11), pp. 1562 - 1569.
- * Makled, A. H. & Grotke, E. J., 2008. *Plasma Arc Gasification for Solid Waste Disposal Update on St. Lucie County, Florida Project*. Pensilvania, ASME.
- * McKay, G., 2002. Dioxin characterization, formation and minimization during municipal solid waste (MSW) incineration: review. *Chemical Engineering Journal*, Volumen 86, pp. 343 - 368.
- * Minutillo, M., Perna, A. & Di Bona, D., 2009. Modelling and performance analysis of an integrated plasma gasification combined cycle (IPGCC) power plant. *Energy Conversion and Management*, Volumen 50, pp. 2837 - 2842.
- * Molnarne, M., Miszey, P. & Schröder, V., 2005. Flammability of gas mixtures Part 2: Influence of inert gases. *Hazardous Materials*, Volumen A121, pp. 45 - 49.
- * Morán, M. J. & Shapiro, H. N., 2004. *Fundamentos de termodinámica técnica*. Segunda ed. Barcelona: Reverté.
- * Mountouris, A., Voutsas, E. & Tassios, D., 2006. Solid waste plasma gasification: equilibrium model development and exergy analysis. *Energy Conversion and Management*, Volumen 47, pp. 1723 - 1737.
- * Moustakas, K., Fatta, D., Haralambous, K. & Loizidou, M., 2005. Demonstration plasma gasification/vitrification system for effective hazardous waste treatment. *Journal of Hazardous Materials*, Volumen B123, pp. 120 - 126.
- * Moustakas, K. & Loizidou, M., 2010. Solid Waste Management through the Application of. En: S. Kumar, ed. *Waste Management*. India: In Tech, pp. 89 - 124.
- * Nakamoto, M., Lee, J. & Tanaka, T., 2005. A Model for Estimation of Viscosity of Molten Silicate Slag. *ISIJ International*, 45(5), pp. 651 - 656.
- * NIST, 1998. NIST-JANAF Thermochemical Tables. En: M. W. J. Chase, y otros edits. *Journal of Physical and Chemical Reference Data Monographs*. Estados Unidos: American Institute of Physics, p. 1952.
- * NYDS and NYCECD, 2004. *Evaluation of New and Emerging Solid Waste Management Technologies*, Nueva York: NYDS and NYCECD.



- * Plasco Energy Group Inc., 2013. *Plasco Energy Group*. [En línea] Available at: <http://www.plascoenergygroup.com/> [Último acceso: 31 enero 2013].
- * Prieto, I., Alonso, M. & Luengo, J. C., 2007. *Fundamentos de Máquinas Térmicas*. Asturias: Ediciones de la Universidad de Oviedo.
- * R. W. Beck, Inc., 2003. *City of Honolulu Review of Plasma Arc Gasification and Vitrification Technology for Waste Disposal*, Honolulu: R. W. Beck.
- * Ramírez, G., 1999. *Tesis: Cálculo de equilibrio químico empleando una técnica de minimización de energía de Gibbs*, México: Universidad Nacional Autónoma de México.
- * Rezaiyan, J. & Cheremisinoff, N. P., 2005. *Gasification Technologies A Primer for Engineers and Scientists*. Estados Unidos: Taylor & Francis Group.
- * Sabugal, S. & Gómez, F., 2006. *Centrales Térmicas de Ciclo Combinado. Teoría y Proyecto*. España: Ediciones Díaz de Santos.
- SGI, 2012. *SGI Biopower*. [En línea] Available at: <http://sgibiopower.com/> [Último acceso: 31 enero 2013].
- * Startech Environmental Coporation, 2011. *The Plasma Solution*. [En línea] Available at: <http://theplasmasolution.com/index.html> [Último acceso: 31 enero 2013].
- * Tester, J. W. & Modell, M., 1996. *Thermodynamics and Its Applications*. Tercera ed. Estados Unidos: Prentices Hall PTR.
- * URS Corporation, 2005. *Evaluation of Alternative Solid Waste Processing Technologies*, Los Angeles: Department of Public Works Bureau of Sanitation.
- * Wang, P. & Massoudi, M., 2013. Slag Behavior in Gasifiers- Part I: Influence of Coal Properties and Gasification Conditions. *Energies*, 6(2), pp. 784 - 806.
- * Wark, K. J. & Richards, D. E., 2001. *Termodinámica*. Sexta ed. Madrid: Mc Graw Hill.
- * Westinghouse Plasma Corporation, 2012. *Westinghouse Plasma Corporation*. [En línea] Available at: <http://www.westinghouse-plasma.com/> [Último acceso: 31 enero 2013].
- * Williams, R. B., Jenkins, B. M. & Nguyen, D., 2003. *Solid Waste Conversion: A review and database of current and emerging technologies*, California: California Integrated Waste Management Board.
- * Young, G. C., 2010. *Municipal Solid Waste to Energy Conversion Processes*. New Jersey: John Wiley & Sons.