



**ESPE**  
UNIVERSIDAD DE LAS FUERZAS ARMADAS  
INNOVACIÓN PARA LA EXCELENCIA

**DEPARTAMENTO DE CIENCIAS DE LA ENERGÍA Y MECÁNICA**

**CARRERA DE INGENIERÍA MECÁNICA**

**TESIS PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE INGENIERO MECÁNICO**

**AUTOR: DANIEL ALEJANDRO RIVADENEIRA RIVERA**

**TEMA: INGENIERÍA CONCEPTUAL, BÁSICA, DE DETALLE Y SIMULACIÓN PARA EL SISTEMA DE APROVECHAMIENTO DEL ALQUITRÁN EN EL PROCESO DE GASIFICACIÓN UP-DRAFT CON CAPACIDAD DE 50 kg/h UTILIZANDO LOS RSU PARA EL INER**

**DIRECTOR: ING. ROBERTO GUTIÉRREZ**

**CODIRECTOR: ING. NICOLÁS PÁEZ**

**SANGOLQUÍ, Abril 2014**

## **CERTIFICACIÓN DE LA ELABORACIÓN DEL PROYECTO**

**El proyecto “INGENIERÍA CONCEPTUAL, BÁSICA, DE DETALLE Y SIMULACIÓN PARA EL SISTEMA DE APROVECHAMIENTO DEL ALQUITRÁN EN EL PROCESO DE GASIFICACIÓN UP-DRAFT CON CAPACIDAD DE 50 kg/h UTILIZANDO LOS RSU PARA EL INER.” fue realizado en su totalidad por Daniel Alejandro Rivadeneira Rivera, como requerimiento parcial para la obtención del título de Ingeniero Mecánico.**

---

**Ing. Roberto Gutiérrez**

**DIRECTOR**

---

**Ing. Nicolás Páez**

**CODIRECTOR**

**Sangolquí, 2014-04-09**

## **LEGALIZACIÓN DEL PROYECTO**

**INGENIERIA CONCEPTUAL, BÁSICA, DE DETALLE Y SIMULACIÓN PARA EL SISTEMA DE APROVECHAMIENTO DEL ALQUITRAN EN EL PROCESO DE GASIFICACIÓN UP-DRAFT CON CAPACIDAD DE 50 kg/h UTILIZANDO LOS RSU PARA EL INER.**

**ELABORADO POR:**

---

**Daniel Alejandro Rivadeneira Rivera**

**CARRERA DE INGENIERÍA MECÁNICA**

---

**Ing. José Pérez  
DIRECTOR**

**Sangolquí, 2014-04-09**

## AUTORIZACIÓN

Yo, Daniel Alejandro Rivadeneira Rivera

Autorizo a la Universidad de las Fuerzas Armadas (ESPE) la publicación, en la biblioteca virtual de la Institución del trabajo “**INGENIERÍA CONCEPTUAL, BÁSICA, DE DETALLE Y SIMULACIÓN PARA EL SISTEMA DE APROVECHAMIENTO DEL ALQUITRÁN EN EL PROCESO DE GASIFICACIÓN UP-DRAFT CON CAPACIDAD DE 50 kg/h UTILIZANDO LOS RSU PARA EL INER.**”, cuyo contenido, ideas y criterios son de mi exclusiva responsabilidad y autoría.

Sangolquí, 9 de Abril de 2014

---

Daniel Alejandro Rivadeneira Rivera

## **DEDICATORIA**

**Dedico el presente proyecto de tesis a mis abuelitos René, Estuardo, Celina y Eugenia que siempre me apoyaron con su comprensión, consejos y conocimiento.**

**A mis padres Francisco y Silvia que siempre han estado conmigo en este proceso de formación como una persona de bien y ahora como un profesional.**

## **AGRADECIMIENTOS**

Agradezco a mis tutores el Ing. Roberto Gutiérrez y al Ing. Nicolás Páez que me han ayudado en el proceso de elaboración de este proyecto de tesis brindándome su tiempo y conocimientos para poder concluirlo.

También una enorme gratitud al Instituto Nacional de Eficiencias Energéticas y Energías Renovables que me brindó la oportunidad de realizar mi proyecto de tesis de grado en sus instalaciones y me brindaron la apertura al conocimiento que tiene la Institución además de permitirme obtener mucho conocimientos nuevos y valiosos.

Un agradecimiento muy especial para el Ing. Ricardo Narváez que supo apoyarme y brindarme sus conocimientos en la realización de este proyecto así como a mis amigos del INER que aportaron con su granito de arena en la realización de este proyecto.

## INDICE

<b>Contenido</b>	<b>Pág.</b>
CERTIFICACIÓN DE LA ELABORACIÓN DEL PROYECTO.....	I
LEGALIZACIÓN DEL PROYECTO .....	II
AUTORIZACIÓN .....	III
DEDICATORIA.....	IV
AGRADECIMIENTOS.....	V
INDICE .....	VI
INDICE DE FIGURAS.....	X
INDICE DE TABLAS .....	XI
CAPITULO I.....	1
<b>1. GENERALIDADES.....</b>	<b>1</b>
<b>1.1. ANTECEDENTES.....</b>	<b>1</b>
<b>1.2. DEFINICIÓN DEL PROBLEMA .....</b>	<b>7</b>
<b>1.3.1. GENERAL.....</b>	<b>9</b>
<b>1.3.2. ESPECÍFICOS.....</b>	<b>9</b>
<b>1.4. JUSTIFICACIÓN.....</b>	<b>9</b>
<b>1.5. IMPORTANCIA.....</b>	<b>11</b>
CAPITULO II.....	11
<b>2. MARCO TEÓRICO.....</b>	<b>11</b>
<b>2.1. RESIDUOS SÓLIDOS URBANOS (RSU).....</b>	<b>11</b>
<b>2.1.1. INTRODUCCIÓN.....</b>	<b>11</b>
<b>2.1.2. TIPOS DE RESIDUOS SÓLIDOS URBANOS (RSU) .....</b>	<b>12</b>
<b>2.2. COMPOSICIÓN DE LOS RESIDUOS SÓLIDOS URBANOS (RSU) A SER UTILIZADA.....</b>	<b>14</b>
<b>2.3. GASIFICACIÓN Y ALQUITRANES EN DICHO PROCESO.....</b>	<b>23</b>
<b>2.3.1. GASIFICADOR.....</b>	<b>23</b>
<b>2.3.2. GAS DE SÍNTESIS .....</b>	<b>24</b>
<b>2.3.3. ALQUITRÁN.....</b>	<b>25</b>
<b>2.3.4. RECUPERACIÓN DE ALQUITRANES EN PEQUEÑA ESCALA .....</b>	<b>27</b>

2.3.5.	RECOLECCIÓN DEL ALQUITRÁN O BREA .....	28
2.3.6.	PARAMETROS MEDIOAMBIENTALES DE LA GASIFICACIÓN DE LOS RSU .....	29
2.4.	GASIFICADOR DE CORRIENTE ASCENDENTE O TIRO DIRECTO .....	31
CAPITULO III .....		32
3.	INGENIERÍA CONCEPTUAL .....	32
3.1.	REQUERIMIENTOS DEL PROYECTO .....	34
3.1.1.	CANTIDAD DE COMBUSTIBLE .....	34
3.1.2.	DISEÑO MECÁNICO .....	34
3.2.	DISEÑO TÉRMICO .....	35
3.3.	CONTENIDO DE ALQUITRÁN .....	36
3.4.	ELEMENTOS CONSTITUTIVOS Y DE FABRICACIÓN .....	36
3.4.1.	MATERIAL .....	36
3.4.2.	FABRICACIÓN .....	37
3.4.3.	VENTAJAS DEL GASIFICADOR UP-DRAFT PARA EL PROYECTO FRENTE A LOS OTROS TIPOS DE GASIFICADORES .....	39
3.5.	CRITERIOS DE LA SELECCIÓN DEL GASIFICADOR .....	41
3.6.	FLUJO GRAMA DEL PROCESO .....	44
CAPÍTULO IV .....		45
4.	INGENIERÍA BÁSICA Y DE DETALLE .....	45
4.1.	CÁLCULOS DEL BALANCE DE MASA DEL PROCESO DE TRASFORMACIÓN DE RESIDUOS SÓLIDOS URBANOS A GAS DE SÍNTESIS .....	45
4.2.	PROCESOS QUÍMICOS EN EL GASIFICADOR .....	51
4.3.	ESTEQUIOMETRIA DE LAS REACCIONES .....	52
4.4.	FLUJO GRAMA DEL PROCESO DE GASIFICACIÓN .....	55
4.5.	BALANCE DE ENERGÍA .....	56
4.6.	DIMENSIONAMIENTO DEL GASIFICADOR .....	57
4.7.	DISEÑO MECÁNICO DEL GASIFICADOR UP-DRAFT .....	59
4.7.1.	ESPESOR DEL CILINDRO DEL GASIFICADOR .....	59
4.7.2.	MÁXIMA PRESIÓN ADMISIBLE DE TRABAJO EN EL CILINDRO .....	60
4.7.3.	ESPESOR DE LA CABEZA TORIESFÉRICA DEL GASIFICADOR .....	61

4.7.4. MÁXIMA PRESIÓN ADMISIBLE DE TRABAJO EN LA CABEZA TORIESFÉRICA.....	63
4.7.5. ESPESOR DE LAS CONEXIONES EN EL GASIFICADOR.....	64
4.8. DISEÑO TÉRMICO DEL GASIFICADOR UP-DRAFT. ....	65
4.8.1. DETERMINACIÓN DE LA RADIACIÓN DE LOS GASES.....	66
4.8.2. DETERMINACIÓN DE LOS COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE CALOR POR CONDUCCIÓN.....	68
4.8.3. DETERMINACIÓN DE LOS COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE CALOR POR CONVECCIÓN.....	69
4.8.4. COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSPORTE DE CALOR.....	74
4.9. CALOR QUE SE DISIPA EN EL GASIFICADOR.....	75
4.10. CÁLCULO DE LA VARIACIÓN DE LA PRESIÓN EN EL REACTOR.....	76
4.11. PLANOS DETALLADOS.....	77
CAPÍTULO V .....	77
5. SIMULACIÓN COMPUTACIONAL DEL PROCESO DE GASIFICACIÓN EN ANSYS.....	77
5.1. SIMULACIÓN BIDIMENSIONAL.....	78
5.2. CONDICIONES DE CONTORNO.....	78
5.3. PLANTAMIENTO DE LA SIMULACIÓN.....	79
5.4. CONDICIONES DE FRONTERA.....	81
5.5. PROCESO DE SIMULACIÓN EN ANSYS.....	83
5.5.1. GEOMETRÍA.....	83
5.5.2. MALLADO.....	89
5.5.3. DISPOSICIÓN.....	94
CAPÍTULO VI.....	109
6. SIMULACIÓN COMPUTACIONAL DEL PROCESO QUÍMICO DE GASIFICACIÓN EN DWSIM.....	109
6.1. PLANTEAMIENTO DE LA SIMULACIÓN.....	110
6.2. PROCESO DE LA SIMULACIÓN EN DWSIM.....	112
6.3. SIMBOLOGIA RELACIONADA PARA EL ANÁLISIS DEL GASIFICADOR.....	125
6.4. SIMULACIÓN EN DWSIM DEL PROCESO QUÍMICO DEL GASIFICADOR.....	127
6.5. RESULTADOS ARROJADOS POR DWSIM.....	128

CAPÍTULO VII .....	130
<b>7. ANÁLISIS ECONÓMICO Y FINANCIERO .....</b>	<b>130</b>
<b>7.1. ANÁLISIS ECONÓMICO .....</b>	<b>130</b>
<b>7.2. ANÁLISIS FINANCIERO .....</b>	<b>134</b>
<b>7.2.1. ANALISIS DE INGRESOS .....</b>	<b>134</b>
<b>7.2.2. ANÁLISIS DE EGRESOS.....</b>	<b>136</b>
<b>7.2.3. ANALISIS DE INGRESOS Y EGRESOS.....</b>	<b>136</b>
<b>7.2.4. TASA MÍNIMA ACEPTABLE DE RENDIMIENTO.....</b>	<b>139</b>
<b>7.2.5. INDICADORES FINANCIEROS.....</b>	<b>140</b>
CAPÍTULO VIII .....	140
<b>8. TOMA DE DATOS EXPERIMENTAL Y RESULTADOS.....</b>	<b>140</b>
<b>8.1. METODOLOGÍA DE LA EXPERIMENTACIÓN .....</b>	<b>141</b>
<b>8.3. PERFIL DE TEMPERATURAS .....</b>	<b>143</b>
<b>8.4. PRODUCCIÓN DE ALQUITRANES.....</b>	<b>145</b>
CAPÍTULO IX .....	146
<b>9. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....</b>	<b>146</b>
<b>10. BIBLIOGRAFÍA .....</b>	<b>149</b>
ANEXOS .....	<b>¡Error! Marcador no definido.</b>

## INDICE DE FIGURAS

<b>Contenido</b>	<b>Pág.</b>
Figura 1. Materias primas y productos finales de la gasificación.....	4
Figura 2. Tipos de reactores. ....	5
Figura 3. Composición media del RSU en Brasil. ....	15
Figura 4. Gasificador de corriente ascendente o tiro directo “updraft” .....	31
Figura 5. Mapa de delineamiento final del gasificador. ....	34
Figura 6. Flujograma de proceso.....	55
Figura 7. Diagrama de Resistencia Térmica .....	65
Figura 8. Coeficiente de Radiación Gaseosa para el Vapor de Agua.....	67
Figura 9. Grafica del Coeficiente Global .....	74
Figura 10. Solido en CAD.....	84
Figura 11. Opción de Fluent en ANSYS. ....	85
Figura 12. Exportación de solido a geometry en ANSYS.....	86
Figura 13. Cuerpo solido en ANSYS.....	87
Figura 14. Exportación de solido a geometry en ANSYS.....	88
Figura 15. Mallado del solido en ANSYS.....	89
Figura 16. Definición del mallado en ANSYS. ....	90
Figura 17. Selección de la salida de los gases. ....	91
Figura 18. Selección de la entrada de los RSU y carbón vegetal. ....	92
Figura 19. Selección de la entrada del oxígeno. ....	93
Figura 20. Edición de los parámetros dentro del gasificador. ....	94
Figura 21. Designación de parámetros para fluent.....	95
Figura 22. Designación de la gravedad en la simulación.....	96
Figura 23. Selección de la pestaña models para ingresar parámetros de fluidos. ....	97
Figura 24. Pestaña para la activar la ecuación de la energía.....	97
Figura 25. Selección del tipo de radiación en nuestra simulación.....	98
Figura 26. Tipo de combustión en el gasificador.....	99
Figura 27. Ingreso de las fracciones molares de la reacción.....	100

Figura 28. Condiciones de frontera de la simulación.....	101
Figura 29. Ingreso de las condiciones de frontera del oxígeno. ....	102
Figura 30. Ingreso de las condiciones de frontera de los RSU.....	103
Figura 31. Ingreso de las condiciones de frontera de la salida del gasificador. ....	104
Figura 32. Parámetros en las iteraciones. ....	105
Figura 33. Inicio de la iteraciones en ANSYS.....	106
Figura 34. Balance de las iteraciones en ANSYS.....	107
Figura 35. Resultado final del perfil de temperaturas obtenido en ANSYS.....	108
Figura 36. Ingreso en DWSIM para una nueva simulación.....	113
Figura 37. Creación de una sustancia nueva. ....	114
Figura 38. Ingreso de los parámetros de la formula hipotética.....	115
Figura 39. Ingreso de los componentes a ser simulados.....	116
Figura 40. Ingreso de los componentes pre-establecidos por defecto del programa..	117
Figura 41. Ingreso como componente de la formula hipotetica.....	118
Figura 42. Ingreso del paquete de fluidos para la simulación.....	119
Figura 43. Selección del paquete de fluidos Peng Robison.....	121
Figura 44. Ingreso de los productos y reactantes para la primera ecuación.....	122
Figura 45. Ingreso de los productos y reactantes para la segunda ecuación. ....	123
Figura 46. Ingreso del set de reacciones 1.....	124
Figura 47. Ingreso a la pantalla de simulaciones de DWSIM. ....	125
Figura 48. Diagrama de la simulación en DWSIM. ....	127
Figura 49. Encendido del gasificador. ....	142
Figura 50. Salida del gas de síntesis.....	142
Figura 51. Disposición de las termocuplas en el gasificador. ....	144
Figura G.1. Notación de los intercambiadores carcasa-tubo por TEMA	<b>¡Error! Marcador no definido.</b>
Figura G.3. Forma de intercambiador AEP.....	<b>¡Error! Marcador no definido.</b>
Figura G.4. Tornillo sin fin de transporte .....	<b>¡Error! Marcador no definido.</b>

## INDICE DE TABLAS

<b>Contenido</b>	<b>Pág.</b>
Tabla1. Poder Calorífico de Combustibles Líquidos.....	7
Tabla 2. Factor de emisión de compuestos a la salida del proceso de gasificación.....	8
Tabla 3. Composición física del RSU (%).....	15
Tabla 4. Características de algunos materiales reciclables .....	16
Tabla 5. Índice de producción “per capita” de RSU en función de la población.....	18
Tabla 6. Valor medio PCI de algunos componentes del RSU .....	18
Tabla 7. Composición de los RSU Domésticos- Orgánicos .....	19
Tabla 8. Composición de los RSU Domésticos- Inorgánicos.....	20
Tabla 9. Composición Típica de los Residuos del Vertedero Sanitario de Bauru, modificada.....	20
Tabla 10. Porcentaje de cada elemento de los componentes del RSU – base húmeda.	21
Tabla 11. Contribución de cada componente sin considerar la segregación .....	22
Tabla 12. Contribución de cada componente del RSU, considerando la segregación total de papel / cartón y plástico. ....	23
Tabla 13. Rango de temperaturas para formación de alquitranes. ....	26
Tabla 14. Tabla de comparación de procesos térmicos.....	30
Tabla 15. Ventajas y desventajas de los diferentes tipos de gasificación. ....	39
Tabla 16. Cuadro comparativo entre los distintos tipos de gasificadores.....	41
Tabla 17. Selección del tipo de gasificador. ....	43
Tabla 18. Composición de los RSU.....	45
Tabla 19. Formula general de los RSU.....	46
Tabla 20. Composición en función del carbón .....	47
Tabla 21. Peso en proporción de Carbón en los RSU.....	47
Tabla 22. Formula general de los RSU .....	51
Tabla 23. Factor M .....	63
Tabla 24. Especificación de la las tuberías a ser utilizadas .....	65
Tabla 25. Emisividad De Diferentes Cuerpos.....	67

Tabla 26. Propiedades de los gases a la presión atmosférica.....	69
Tabla 27. Número de Reynold .....	71
Tabla 28. Coeficiente de convección.....	73
Tabla 29. Condiciones para el gasificador.....	78
Tabla 30. Composición CO+H <sub>2</sub> +Alquitranes.....	128
Tabla 31. Ceniza. ....	129
Tabla 32. Porcentajes de gases con otros tipos de combustibles.....	130
Tabla 33.a. Costo de materiales del gasificador. ....	130
Tabla 33.b. Costes de equipos adyacentes.....	131
Tabla 34. Costo de diseño e ingeniería. ....	132
Tabla 35. Costo de mano de obra. ....	132
Tabla 36. Costos Indirectos.....	133
Tabla 37. Costos Total del gasificador.....	134
Tabla 38. Valor promedio del kg de alquitrán en el mercado.....	135
Tabla 39. Ingresos por día, semana, mes y año.....	135
Tabla 40. Análisis de egresos en el proyecto.....	136
Tabla 41. Análisis de rentabilidad.....	137
Tabla 42. Gasto vs Ingreso.....	138
Tabla 43. Flujo neto.....	139
Tabla 44. Indicadores financieros del proyecto.....	140
Tabla 45. Temperatura promedio de las zonas de combustión, zona de pirolisis y zona de secado con diferente materia prima.....	145
Tabla 46. Caracterización del gas producido en el gasificador. ....	145
Tabla A.1. Propiedades de los materiales de acero. ....	<b>¡Error! Marcador no definido.</b>
Tabla B.1. Propiedades de los materiales a diferentes temperaturas.¡Error! Marcador no definido.	<b>¡Error! Marcador no definido.</b>
Tabla C.1. Tipos de juntas soldadas. ....	<b>¡Error! Marcador no definido.</b>
Tabla D.1. Entalpías de formación de algunos elementos. ....	<b>¡Error! Marcador no definido.</b>
Tabla E.1. Tablas de propiedades termodinámicas.....	<b>¡Error! Marcador no definido.</b>
Tabla G.2.Especificaciones de construcción de para intercambiador de calor¡Error! Marcador no definido.	<b>¡Error! Marcador no definido.</b>
Tabla G.5. Taba de capacidades de los tornillos sin fin.....	<b>¡Error! Marcador no definido.</b>

## RESUMEN

Un gasificador es dispositivo en el cual sucede un proceso termoquímico en donde mediante la combustión de una determinada materia prima (Biomasa) se pasa a un proceso de pirolisis para así obtener gases con bajo poder calorífico además de alquitranes y cenizas asimismo el tipo de combustible que se consume dentro de este equipo es amplio y variado, por lo que se busca hacer énfasis en la utilización de residuos sólidos urbanos (RSU) , ya que los RSU en los últimos tiempos se ha vuelto un gran problema ambiental porque así se lleve un proceso de rellenos sanitario con normas ambientales siempre existe contaminación de suelos y agua además también es problema para la sociedad, ya que los botaderos de basura se llenan con rapidez y por lo que se busca obtener una solución para este problema que aqueja a las grandes ciudades de nuestro planeta por lo que al lograr introducir los RSU en el consumo de materia prima del gasificador se lograra obtener una producción de un gas de bajo poder calorífico que se puede utilizar en la producción de energía eléctrica, así como también la producción de alquitranes los cuales tienen diferentes utilidades como sellantes para techos, en la pavimentación de carreteras e incluso en la industria de la medicina, al igual se puede hacer uso de las cenizas para la fabricación de bloques de cenizas que se puede utilizar en la construcción.

**Palabras Clave:** Gasificador, Updraft, Residuos Sólidos Urbanos, alquitrán, Gasificación

## ABSTRACT

Gasifier is a device in which case a thermochemical process whereby the combustion of a given raw material (biomass) at a pyrolysis process is passed to obtain low calorific gas plus tar and ash also the type of fuel consumed within this machine is large and varied , so seeks to emphasize the use of municipal solid waste (MSW ) as MSW in recent times has become a major environmental problem because it takes a process sanitary landfills with environmental standards there is always contamination of soil and water well is also problem for society , as landfills fill up quickly and so it seeks a solution to this problem that plagues large cities our planet so to achieve introduce RSU consumption gasifier feedstock production will succeed in obtaining a low calorific gas that can be used in the production of electricity , as well as the production of tars which have different uses as sealants for roofing, road paving and even in the medical industry , as you can make use of ash for the manufacture of cinder blocks that can be used in construction.

**Keywords:** Gasifier, Updraft, Solid Waste, tar, gasification

## **CAPITULO I**

### **1. GENERALIDADES**

#### **1.1. ANTECEDENTES**

Los actuales biocombustibles generan cada vez más dudas acerca de su viabilidad y su impacto medio ambiental. Por ello, diversas investigaciones y proyectos tecnológicos en todo el mundo están trabajando en el desarrollo de una segunda generación de biocombustibles que contrarreste estos inconvenientes. Las posibilidades en cuanto a materias primas y tecnologías son diversas, y los expertos creen que en los próximos años podrían estar ya en los depósitos de nuestros vehículos.

La diferencia fundamental de los nuevos carburantes de segunda generación con respecto a los actuales, es que van a ser elaborados a partir de procesos tecnológicos no tradicionales y materias primas no destinadas para alimentación, cultivadas en terrenos no agrícolas o marginales. De esta manera, la polémica generada por los actuales combustibles de sustituir alimento por carburantes quedaría zanjada.

Por lo que el INER ha definido sus líneas de investigación en el ámbito de sus facultades y atribuciones, habiendo seleccionado las áreas de estudio que de mejor manera se identifican con los objetivos nacionales y mundiales para el buen uso de la energía, su permanente disponibilidad y acceso

universal y la mayor participación de las fuentes renovables en la oferta energética entre los que se encuentra la biomasa.

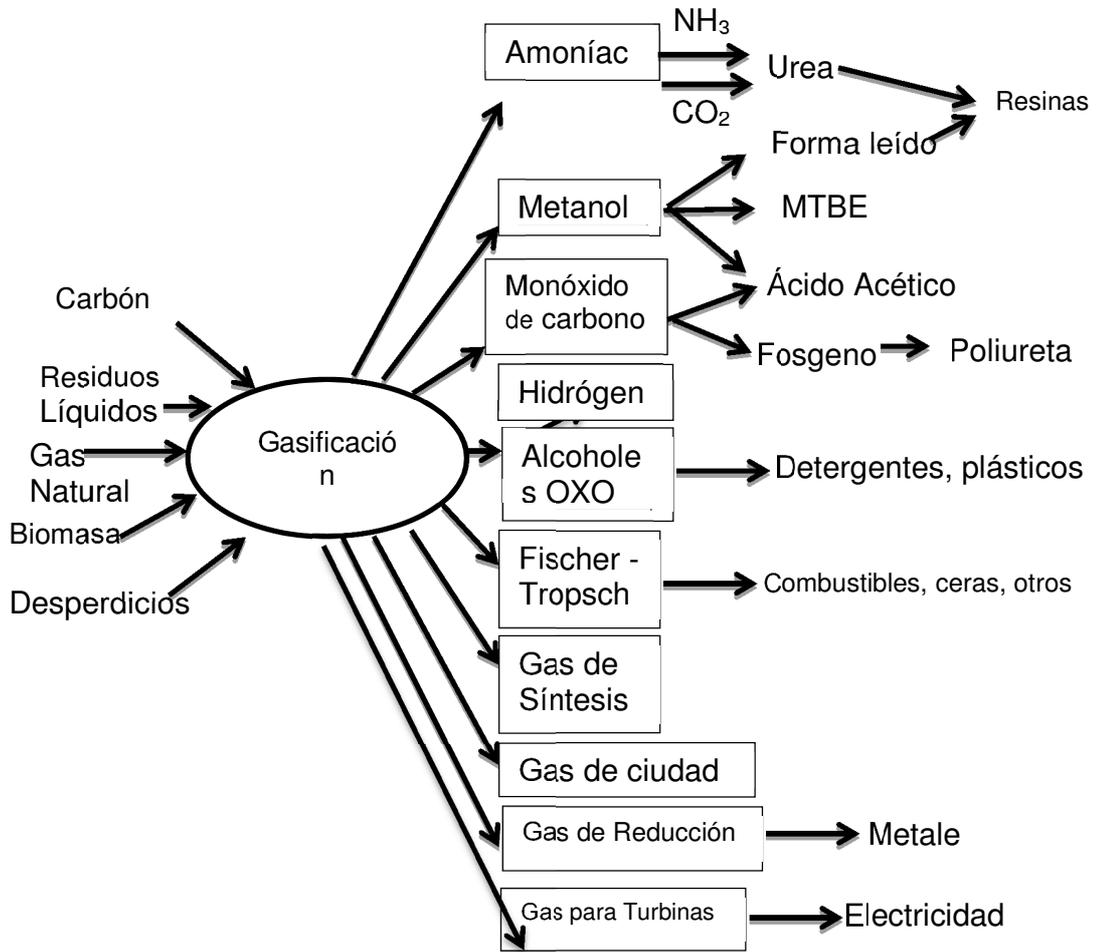
La biomasa, por su capacidad de transformación en energía no contaminante, puede contribuir eficientemente al reemplazo de aquellas energías derivadas del petróleo, por lo que constituye un valioso recurso para el desarrollo de nuevas fuentes de energía renovable, ya que el Ecuador posee un enorme potencial, tanto por la magnitud de su actividad agrícola cuanto por las posibilidades de aprovechamiento de los residuos sólidos urbanos (RSU), ya que solo en la ciudad de Quito se genera diariamente un promedio de un mil novecientas (1.900) toneladas de residuos sólidos, de las cuales tan solo se recogen un mil setecientas (1.700) toneladas aproximadamente, aunque en los días pico, lunes y martes, tanto la generación, cuanto la recolección, se incrementan a más de 2 mil toneladas, la composición de los residuos sólidos urbanos (RSU) es la siguiente:

- Residuos alimenticios: 32%
- Papel y cartón: 14%
- Residuos de jardinería: 10%
- Vidrio: 7%
- Plásticos: 6%
- Metales: 3%
- Otros: 28%

Fuente: (EMASEO, 2012)

La creciente demanda de alimentos y simultáneamente de energía, ha generado controversias a nivel global que actualmente están siendo discutidas, abriendo así un amplio espacio de investigación de los temas energéticos, planteándose varias soluciones entre las que tenemos la gasificación de los residuos sólidos urbanos (RSU).

La gasificación es un proceso termoquímico en el que un sustrato carbonoso (carbón, biomasa, plástico) es transformado en un gas combustible mediante una serie de reacciones que ocurren en presencia de un agente gasificante (aire, oxígeno, vapor de agua), de la gasificación se pueden obtener varios subproductos que se consiguen mediante otros procesos como se indica en la Figura 1.



**Figura 1.** Materias primas y productos finales de la gasificación.

Fuente: (Martín, 2008).

El tipo de reactores que normalmente se utilizan para estos procesos son variados Figura 2, y su elección depende de varios factores como pueden ser la granulometría del residuo, la humedad de este, o la calidad del gas a ser obtenido dependiendo de la producción de alquitrán.

<b>Lechos Fijos</b>	<b>Lechos Fluidizados</b>
* <b>Up-Draft</b>	* <b>Burbujeante</b>
<b>Alta eficiencia</b>	Buen control de temperatura
<b>Mucho alquitrán en el gas</b>	Fácil escalado
	Alta capacidad
* <b>Down-Draft</b>	* <b>Circulante</b>
<b>Poco alquitrán en el gas</b>	Alta temperatura del gas
<b>Difícil escalado</b>	Poco alquitrán
	Materiales caros

**Figura 2.** Tipos de reactores.

Fuente: (Martín, 2008)

El gasificar up-draft tiene bien definido las zonas de combustión parcial, reducción y pirolisis. El aire es admitido por la parte baja del gasificador y este circula en contracorriente. El gas combustible es entregado por la parte superior a una temperatura relativamente baja; Pues, el calor sensible del gas es utilizado para precalentar y secar el combustible; con ello, se logran altas eficiencias y altos contenidos de alquitrán que podrán ser, dependiendo del material a ser quemado alquitrán de huella o vegetal e hidrocarburos aromáticos.

Aunque el contenido de aromáticos originalmente presente es bajo, en determinados procesos de tratamiento térmico o catalítico se producen en

proporciones significativas que hacen económica su separación, obteniéndose actualmente de la gasolina reformada, de la gasolina de pirolisis y del alquitrán.

El alquitrán es un grupo de sustancias químicas que se forman durante la combustión incompleta del carbón, petróleo, gas, madera, basura y otras sustancias orgánicas. El alquitrán de hulla puede usarse como recubrimiento anticorrosivo, caracterizándose por tener una excelente resistencia al agua salada y una buena resistencia tanto a ácidos como a bases. Se emplea también para conservar madera como los durmientes de ferrocarril e impermeabilizar techos.

Se usa como materia prima para la producción de varias sustancias químicas, como el carbolineum. De él pueden obtenerse grandes cantidades de naftalina, antraceno, piridina, quinolina y pireno, además de ser importante para la construcción de carreteras.

Siendo inflamable, el alquitrán de hulla se usa a veces para calefacción, como combustible de calderas. Como la mayoría de los aceites pesados, debe calentarse previamente para que fluya fácilmente.

Puede usarse para obtener jabón de alquitrán de hulla, que se usa como champú medicinal para matar y eliminar los piojos y como tratamiento para la caspa y la psoriasis, mientras que alquitrán de madera que es producido por la oxidación parcial de la madera y fue ampliamente utilizado para la calefacción y también como aislante en el casco de las embarcaciones de madera. Actualmente, se utiliza principalmente en la elaboración de diversos productos, como jabones, pinturas, cigarros, plásticos, asfalto (para la

pavimentación) y productos químicos. La Tabla 1, nos indica el poder calórico de los diferentes tipos de alquitrán.

**Tabla1.** Poder Calórico de Combustibles Líquidos

Combustible	PCI	PCS	Combustible	PCI	PCS
	kJ/kg			kJ/kg	
<b>Aceite de esquistos</b>	-----	38830	<b>Fuel-Oil N°1</b>	40600	42695
<b>Alcohol comercial</b>	23860	26750	<b>Fuel-Oil N°2</b>	39765	41860
<b>Alquitrán de hulla</b>	-----	37025	<b>Gasóleo</b>	42275	43115
<b>Alquitrán de madera</b>	36420	-----	<b>Gasolina</b>	43950	46885
<b>Etanol puro</b>	26790	29720	<b>Petróleo bruto</b>	40895	47970
<b>Metanol</b>	19250	-----	<b>Queroseno</b>	43400	46500

Fuente: (ONSAGER)

## 1.2. DEFINICIÓN DEL PROBLEMA

En los últimos años los desechos urbanos se han convertido en un problema mundial, ya que la basura es arrojada en rellenos sanitarios que actualmente, no son suficientes para dar un apto tratamiento a la gran cantidad de basura que se produce diariamente. Adicionalmente, los

desechos al no ser procesados adecuadamente, son un foco de contaminación ambiental deteriorando suelos y aguas a su alrededor, puesto que la disposición de rellenos sanitarios existentes no son más que quebradas cercanas a las grandes ciudades, solo en la ciudad de Quito se genera diariamente un promedio de un mil novecientas (1.900) toneladas de residuos sólidos, de las cuales tan solo se recogen un mil setecientas (1.700) toneladas aproximadamente, aunque en los días pico, lunes y martes, tanto la generación, cuanto la recolección, se incrementan a más de 2 mil toneladas.

En la Tabla 2, un estudio en España relacionado con la gasificación de RSU demuestra la producción de alquitranes por kg/ t. de RSU gasificado.

**Tabla 2.** Factor de emisión de compuestos a la salida del proceso de gasificación.

Compuesto Emitido	Factor de emisión (kg/t. de RSU gasificado)
<b>CO<sub>2</sub></b>	370-1100
<b>CO</b>	140-320
<b>Alquitranes</b>	100-260
<b>Ácidos</b>	60-180
<b>Hidrocarburos</b>	50-70
<b>Compuestos fenólicos</b>	6-13
<b>Compuestos furfurílicos</b>	4-25
<b>Hidrógeno</b>	4-15

Fuente: (Cortés, 1993)

En el Ecuador no existe este tipo de estudio sobre el aprovechamiento de los residuos sólidos urbanos (RSU) y que además utilicen los alquitranes provenientes de la gasificación de estos desperdicios.

### **1.3. OBJETIVOS**

#### **1.3.1. GENERAL**

Desarrollar la ingeniería conceptual, básica, de detalle y simulación para el sistema de aprovechamiento del alquitrán en el proceso de gasificación up-draft con una capacidad de 50 kg/h utilizando los RSU para el INER.

#### **1.3.2. ESPECÍFICOS**

- Determinar la ingeniería conceptual del proceso de transformación de desechos urbanos y carbón vegetal en el gasificador up-draft
- Elaborar el detalle técnico de las diferentes partes que componen el gasificador up-draft.
- Simular el proceso de gasificación mediante software de elementos finitos.
- Simular el proceso químico de gasificación mediante software para la obtención del porcentaje de alquitrán basado en la formula general de los RSU.

### **1.4. JUSTIFICACIÓN**

*“El Plan Nacional del Buen Vivir 2009 – 2013, publicado en el Suplemento del Registro Oficial No. 144 de 5 de marzo de 2010, señala en su Objetivo 2, en la política 2.6: “Promover la investigación y el conocimiento científico, la revalorización de conocimientos y saberes ancestrales, y la innovación tecnológica”, originando la diversificación de la Matriz Energética Nacional, promoviendo la eficiencia y una mayor participación de energías renovables sostenibles, que fueron analizadas junto con los criterios anteriormente enunciados”. (INER)*

Las líneas de investigación del Instituto están clasificadas en los dos grandes ejes de su accionar: Eficiencia Energética aplicada a los sectores de mayor consumo energético y Energías Renovables en las fuentes primarias de mayor aplicabilidad.

Por lo cual, el proyecto busca aportar en el desarrollo de nuevas fuentes de explotación de los RSU con procesos de gasificación para así en un futuro dependiendo de la disponibilidad gubernamental construir una planta de gasificación, que nos permita obtener varios subproducto de la gasificación de los RSU como combustibles a base de la producción de alquitrán y que este sean amigables con el medio ambiente además de ser totalmente renovables, además de poder obtener otros productos como el gas de síntesis que es utilizado en turbinas de gas para la generación eléctrica y la ceniza del proceso de gasificación que sirve para hacer bloques de ceniza utilizado en la construcción de vivienda.

## **1.5. IMPORTANCIA**

El Ecuador en los últimos años se encuentra promoviendo, dentro de la concientización a nivel mundial, la necesidad de desarrollar proyectos innovadores que traten los temas relacionados con las energías renovables, ya que es consciente de que el futuro, algunas de las energías no renovables como el petróleo está llegando a su fin.

Observándose la importancia de generar nuevas fuentes de producción energéticas que en un futuro se ponga a disposición de la sociedad, que además de brindarnos una fuente de energía renovable sean amigables con el medio ambiente.

También con este tipo de proyectos se está fomentando considerablemente la investigación que se está realizando en el Ecuador con respecto a la importancia de explorar nuevas tecnologías que nos ayuden a disminuir las RSU.

## **CAPITULO II**

### **2. MARCO TEÓRICO**

#### **2.1. RESIDUOS SÓLIDOS URBANOS (RSU)**

##### **2.1.1. INTRODUCCIÓN**

Los residuos sólidos urbanos son aquellos que se originan en la actividad doméstica y comercial de ciudades y pueblos que incluye a todos los materiales sólidos desechados de actividades municipales, industriales o

agrícolas, que no son transportados por agua y que han sido rechazados porque no se van a utilizar.

Los residuos son un problema para las sociedades, sobre todo para las grandes ciudades ya que en estas es donde existe mayor producción de residuos, debido a que a la sobrepoblación y el consumismo que se ha incrementado en los últimos tiempos por las personas; esto junto con el ineficiente manejo que se hace con dichos residuos provocando grandes problemas tales como la contaminación, que resume problemas de salud y daño al ambiente.

Se hablara particularmente de los residuos sólidos urbanos que se clasifican de la siguiente manera: (Martínez Lemux, Carballo Abreu, & Arteaga Crespo, 2006)

**Basura:** desechos de alimentos putrescibles (biodegradables).

**Desechos:** residuos sólidos no putrescibles, que incluyen diversos materiales, pudiendo ser combustibles (papel, plástico, textiles, etc.) o no combustibles (vidrio, metal, mampostería, etc.).

**Especiales:** cascajo de las construcciones, las hojas de los árboles y basura callejera, automóviles abandonados y aparatos viejos.

### 2.1.2. TIPOS DE RESIDUOS SÓLIDOS URBANOS (RSU)

Para poder disponer de los residuos eficazmente es importante distinguir los distintos tipos de residuos que existen, ya que es muy distinto la composición de los residuos industriales a los agrícolas o a los domésticos y también son

totalmente diferentes los residuos gaseosos, líquidos o sólidos por lo que se tiene la siguiente diferenciación:

- Residuos sólidos urbanos: Los que componen la basura doméstica.
- Residuos industriales: Son los generados por la industria y se diferencian entre:
  - *Inertes*.- Escombros y materiales similares, en general, no peligrosos para el medio ambiente, aunque algunos procedentes de la minería pueden contener elementos tóxicos.
  - *Similares a residuos sólidos urbanos*.- Restos de comedores, oficinas, etc.
  - *Residuos peligrosos*.- Que por su composición química u otras características requieren tratamiento especial.
- Residuos agrarios: Son los que proceden de la agricultura, la ganadería, la pesca, las explotaciones forestales o la industria alimenticia.
- Residuos médicos y de laboratorios: Restos del trabajo clínico o de investigación.
- Residuos radiactivos: Materiales que emiten radiactividad.
- Residuos sólidos municipales.

Los residuos sólidos municipales o urbanos comprenden todo aquello que proviene de las actividades principalmente humanas desarrolladas en los núcleos de concentración poblacional, tales como capitales, municipios y pequeñas poblaciones. Donde se genera una masa heterogénea producto de la

actividad doméstica, comercial y de servicios, así como los procedentes de la limpieza de calles, parques y jardines. Clasificación y composición de los residuos sólidos municipales.

Los residuos sólidos municipales se pueden clasificar según su procedencia o fuentes de generación y su naturaleza

## **2.2.COMPOSICIÓN DE LOS RESIDUOS SÓLIDOS URBANOS (RSU) A SER UTILIZADA.**

Se tomaran los datos de la investigación realizada por (Poletto & Da Silva, 2009) para la Universidad Estatal Paulista, ya que el estudio en la ciudad de Bauru, Brasil es similar a los que parámetros de RSU que se tiene en la ciudad de Quito debido a su composición, nivel económica de la población y población por metro cuadrado, por lo que los datos serán establecidos como referencia para obtener valores de diseño para el gasificador.

La composición del RSU es influenciada por varios factores: número de habitantes, poder adquisitivo, nivel educacional, hábitos y costumbres de la población, condiciones climáticas y estacionales, y cambios en la política económica de un país. En la Figura 3 y Tabla 3 se muestra la composición media del RSU en Brasil (IPT, 2001).

**Tabla 3.** Composición física del RSU (%)

Ciudad	Año	Materia Orgánica	Papel y cartón	Plástico	Vidrio	Metal	Otros
Botucatu	1997	74,11	7,61	8,41	1,99	3,86	4,02
São Carlos	1989	56,7	21,3	8,5	1,4	5,4	6,7
Rio Claro	1985	62,8	15,2	5,5	2,1	3,5	10,9
São Paulo	1993	37,8	29,6	9,0	4,9	5,4	13,3

**Fuente:** (Poletto & Da Silva, 2009)

**Figura 3.** Composición media del RSU en Brasil.

**Fuente:** (Poletto & Da Silva, 2009)

Según datos de la Agencia de Protección Ambiental de EUA (USEPA, 1989) cuando la incineración de los RSU tiene como objetivo la recuperación de energía, se debe conocer la composición de los RSU. La humedad y la reducción de porcentaje de plásticos, por ejemplo, disminuyen la energía generada, elevando el costo de la tonelada incinerada y consecuentemente de la energía vendida. De acuerdo con la USEPA (1989), en Estados Unidos se estima que 75% (en peso) de los RSU son combustibles. Con la actual tendencia de la segregación de materiales que tiene algún valor de mercado, encontrados en el RSU, se debe considerar la variación del poder calorífico en

función del tipo y calidad del material segregado. El reciclaje es un conjunto de técnicas que tiene por finalidad aprovechar los residuos y utilizarlos nuevamente en el ciclo de producción del que salieron. Es el resultado de una serie de actividades por las cuales materiales que se volverían basura, son desviados, colectados, separados y procesados para ser usados como materia prima en la manufactura de nuevos productos. Este procedimiento puede influenciar el rendimiento de una usina de recuperación de energía, por ejemplo, la reducción en la cantidad de plásticos existentes en el RSU puede elevar el costo de la producción de energía, pues disminuye su poder calorífico. Las características de algunos materiales reciclables pueden ser resumidas en la Tabla 4.

**Tabla 4.** Características de algunos materiales reciclables

<b>Material</b>	<b>Peso en el RSU (%)</b>	<b>Reciclaje en Brasil (%)</b>	<b>Precio Medio de Mercado (R\$/ton.)</b>	<b>Poder Calorífico (kcal/kg)</b>
<b>Papel flameado</b>	4,1	60	450,00	1.775
<b>Papel y Cartón</b>	24	37	400,00	1.814
<b>PEBD</b>	5 a 10	15	500,00	4.712
<b>Plástico Rígido</b>	15	15	950,00	4.712

<b>PET</b>	1,4	33	450,00	5.039
------------	-----	----	--------	-------

**Fuente:** (Poletto & Da Silva, 2009)

En todo el mundo, aproximadamente 130 millones de toneladas de RSU al año se incineran en plantas de WTE (Waste to Energy) que producen unos 45 millones de kilovatios-hora de electricidad (Themelis, 2006).

La recuperación energética por combustión de RSU, debe considerar los aspectos técnicos en la selección de los materiales de reciclado, además que papel y plásticos mejoran el poder calorífico. Es así por ejemplo que una tonelada de viruta de papel flameado puede evitar el recorte de 10 a 12 árboles provenientes de plantaciones comerciales reforestadas. La fabricación de papel con uso de virutas gasta 10 a 50 veces menos agua que en el proceso tradicional que usar celulosa virgen, esto es reducir el consumo de energía a la mitad. La separación o no del polietileno de baja densidad (PEBD) que junto con el polietileno tereftalato (PET) poseen alto poder calorífico, pero que liberan gases nocivos al medio ambiente cuando son incinerados. La generación de estos gases exige sistemas de tratamiento, más sofisticado y eficiente, de descontaminación que implican mayor costo en la generación de energía.

La determinación de la cantidad de RSU producido en una ciudad y sus diversos componentes no es simple, depende de una serie de factores, que mantienen una relación directa con el número de habitantes. De acuerdo con los datos del Instituto Brasileño de Geografía y Estadística (IBGE, 2000), la generación de RSU puede ser estimada de acuerdo a la población. En la Tabla

5 se encuentra la producción de RSU por persona basado en el número de habitantes de una determinada región brasileña.

**Tabla 5.** Índice de producción “per cápita” de RSU en función de la población

<b>Población (hab.)</b>	<b>Producción de RSU (kg/hab.día)</b>
<b>Hasta 100.000</b>	0,4
<b>De 100.001 a 200.000</b>	0,5
<b>De 200.001 a 500.000</b>	0,6
<b>Más que 500.001</b>	0,7

**Fuente:** (Poletto & Da Silva, 2009)

**Tabla 6.** Valor medio PCI de algunos componentes del RSU

<b>Material</b>	<b>PCI (kcal/kg)</b>
<b>Residuo de comida</b>	700
<b>Papel / cartón</b>	2.500
<b>Textil</b>	3.400
<b>Madera</b>	4.300
<b>Plástico</b>	5.000

**Fuente:** (Poletto & Da Silva, 2009)

El análisis elemental del RSU implica la determinación del porcentaje de Carbono (C), Hidrógeno (H), Oxígeno (O), Nitrógeno (N), Azufre (S), y cenizas.

Tal análisis es importante debido tanto al aspecto energético, como la preocupación con la emisión de compuestos clorados durante la incineración. En la Tabla 6 se encuentra una composición media, obtenida de datos americanos, pero que son utilizados en la mayoría de los trabajos sobre RSU (Tchobanoglous y Theisen, 1996).

**Tabla 7.** Composición de los RSU Domésticos- Orgánicos

Porcentaje en masa (% - Base seca)						
Componentes	Carbono	Hidrógeno	Oxígeno	Nitrógeno	Azufre	Cenizas
<b>Res.de Comida</b>	48,0	6,4	37,6	2,6	0,4	5,0
<b>Papel / cartón</b>	43,5	6,0	44,0	0,3	0,2	6,0
<b>Plásticos</b>	60,0	7,2	22,8	-	-	10,0
<b>Textiles</b>	55,0	6,6	31,2	4,6	0,15	2,5
<b>Goma</b>	78,0	10,0	-	2,0	-	10,0
<b>Cuero</b>	60,0	8,0	11,6	10,0	0,4	10,0
<b>Jardín</b>	47,8	6,0	38,0	3,4	0,3	4,5
<b>Madera</b>	49,5	6,0	42,7	0,2	0,1	1,5

**Fuente:** (Poletto & Da Silva, 2009)

Según Tchobanoglous y Theisen (1996), en la Tabla 7 se encuentra la composición de la parte inorgánica que no contribuye en los valores de poder calorífico del RSU.

Según Silva y Velo (1997), la composición típica aproximada a los RSU depositados en el vertedero sanitario de Bauru se describe en la Tabla 9. Lo se observa es que la mayor parte del RSU está constituida por el residuo de

comida (55%) y papel / cartón (21%). El plástico es otro componente importante, pues, además de contribuir con 8,9% en masa también tiene un poder calorífico elevado. Para lo finales del presente trabajo no se considera el porcentaje de vidrios y metales, pues éstos son inertes y no influyen en la estimación del poder calorífico del RSU. Esta hipótesis está incluida en la columna masa seca normalizada, donde el porcentual de masa seca son ponderados dejando de considerarse vidrios y metales.

**Tabla 8.** Composición de los RSU Domésticos- Inorgánicos

Porcentaje en masa (% - Base seca) - Inorgánicos						
Componentes	C	H	O	N	S	Cenizas
<b>Vidrios</b>	0,5	0,1	0,4	<0,1	-	98,9
<b>Metales</b>	4,5	0,6	4,3	<0,1	-	90,5
<b>Cenizas</b>	26,3	3,0	2,0	0,5	0,2	68,0

**Tabla 9.** Composición Típica de los Residuos del Vertedero Sanitario de Bauru, modificada.

Componente	Masa	Humedad (%)	Masa	Masa
	Húmeda (%)		Seca (%)	seca Normalizada (%)
<b>Res. de Comida</b>	55,0	70,0	16,50	32,77
<b>Papel y Cartón</b>	21,0	6,0	19,74	39,21
<b>Textil y Cuero</b>	5,0	10,0	4,50	8,94
<b>Madera</b>	1,1	20,0	0,88	1,75
<b>Plástico</b>	8,9	2,0	8,72	17,33

<b>Vidrio</b>	2,6	2,0	2,55	-
<b>Metales</b>	5,4	2,0	5,29	-
<b>Otros</b>	1,0	5,0	0,95	-
<b>Total</b>	100	-	59,13	100

**Fuente:** (Poletto & Da Silva, 2009)

Se ha estimado el Poder Calorífico Inferior de los RSU generados en el municipio de Bauru, tomándose en consideración la segregación de papeles / cartón y plásticos. Obtenido este parámetro, es de interés realizar una estimación teórica aproximada de la cantidad de energía que podría ser obtenida diariamente en la combustión de los RSU del municipio de Bauru.

A partir de los datos de las Tablas 3 y 6, se genera la Tabla 10, que muestra el porcentaje de Carbono (C), Hidrógeno (H), Oxígeno (O), Nitrógeno (N), Azufre (S), y cenizas en base húmeda para cada componente del RSU

**Tabla 10.** Porcentaje de cada elemento de los componentes del RSU – base húmeda

<b>% en masa –</b>						
<b>Base Húmeda</b>						
<b>Componente</b>	<b>C</b>	<b>H</b>	<b>O</b>	<b>N</b>	<b>S</b>	<b>Ceniza</b>
<b>Restos de comida</b>	14,4	1,9	11,3	0,8	0,1	1,5
<b>Papel</b>	41,4	5,5	41,9	0,3	0,2	4,7

<b>Plástico</b>	58,8	7,1	22,3	-	-	9,8
<b>Textiles / cuero</b>	49,5	5,9	28,1	4,1	0,1	2,2
<b>Goma</b>	76,4	9,8	-	2	-	9,8
<b>Madera</b>	38,2	4,8	30,4	2,7	0,2	3,6

**Fuente:** (Poletto & Da Silva, 2009)

En la Tabla 11 (Poletto, 2008) se muestra la contribución de cada componente del RSU para el PCI de un kilogramo de RSU, no considerando la segregación de materiales combustibles.

**Tabla 11.** Contribución de cada componente sin considerar la segregación

<b>Componente</b>	<b>Contribución</b>
<b>Res. de Comida</b>	738
<b>Papel y Cartón</b>	758
<b>Textil y Cuero</b>	237
<b>Madera</b>	38
<b>Plástico</b>	521
<b>Total PCI (kcal/kg de RSU)</b>	2.292

**Fuente:** (Poletto & Da Silva, 2009)

Cuando se considera la segregación de papel / cartón y plásticos, el PCI disminuye según de acuerdo a lo mostrado en la Tabla 12.

**Tabla 12.** Contribución de cada componente del RSU, considerando la segregación total de papel / cartón y plástico.

<b>Componente</b>	<b>Contribución</b>
<b>Res. de Comida</b>	738
<b>Papel y Cartón</b>	0
<b>Textil y Cuero</b>	237
<b>Madera</b>	38
<b>Plástico</b>	0
<b>Total PCI (kcal/kg de RSU)</b>	1.013

*Fuente:* (Poletto & Da Silva, 2009)

### **2.3. GASIFICACIÓN Y ALQUITRANES EN DICHO PROCESO.**

#### **2.3.1. GASIFICADOR**

El gasificador es esencialmente un reactor termo-químico donde tienen lugar varios procesos físicos y químicos complejos.

La biomasa es secada, calentada, pirolizada, parcialmente oxidada y reducida en este reactor cuando ella fluye a través de él.

Cuatro distintos procesos tienen lugar en el gasificador: secado del combustible, pirólisis, combustión y reducción, aunque hay una superposición considerable, cada proceso puede ser considerado como ocupando una zona separada en la que tienen lugar las reacciones químicas y térmicas. El combustible debe pasar a través de todas estas zonas para ser completamente convertido.

**Secado del combustible:** en esta etapa la biomasa pierde agua transformándola en vapor de agua

**Pirolisis:** es donde aparece el gas de síntesis y el alquitrán, ya que por ausencia de oxígeno se ven presentes el  $H_2$  y el  $CO$  en proporciones considerables que se pueden utilizar.

**Combustión:** en esta etapa la biomasa se consume en presencia de oxígeno permitiendo su incineración.

**Reducción:** aquí la biomasa es reducida, transformada en cenizas.

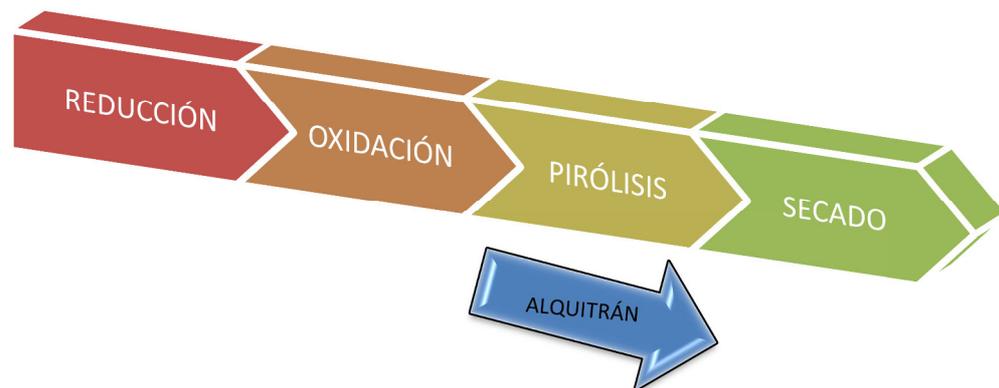


Figura 3. Proceso de gasificación.

**Fuente:** (Rivadeneira, D; 2013)

### 2.3.2. GAS DE SÍNTESIS

Es un combustible gaseoso obtenido a partir de sustancias ricas en carbono sometidas a un proceso termo-químico a altas temperaturas, se designa como gas de síntesis a una mezcla de gases en donde predomina  $CO$  y  $H_2$  en proporciones variables y que son adecuadas para síntesis especiales de

productos químicos. Existe, además, con la misma denominación otra mezcla formada por  $N_2$  y  $3 H_2$  que se utiliza para la síntesis de amoníaco.

Para algunas mezclas  $CO/H_2$  se usan denominaciones que recuerdan su procedencia o su aplicación, tales como gas de agua, gas de craqueo, gas para síntesis de metanol u otras nuevas como oxo-gas, que indican nuevos conceptos. (Weissermel & Arpe, 1981)

### **2.3.3. ALQUITRÁN**

Los denominados alquitranes son, en realidad una extensa familia de hidrocarburos de cadenas largas que comienzan con la serie del antraceno. Su presencia en los procesos de combustión, en particular en la gasificación es fundamental para el trabajo de un gasificador. Desde el punto de vista operacional el gran problema de estos compuestos es que a temperaturas de operación, siempre superior a los  $500^{\circ}C$ , los alquitranes se hallan en forma de vapor y por tanto su comportamiento es similar a lo de los gases, no obstante cuando debe procederse a su valorización luego de que el gas de síntesis se enfríe, los alquitranes se condensan y provocan una serie de problemas técnicos graves. La concentración de alquitranes dentro de un gasificador va en función de la temperatura de gasificación, del tiempo de residencia, tipo de reactor utilizado, y de la sustancia que se gasifica. (Castells, 2005)

**Tabla 13.** Rango de temperaturas para formación de alquitranes.

Temperatura (Rango °C)	Reacción Química
100-120	Deshidratación
250	Desoxigenación y desulfuración, disociación molecular de agua y dióxido de carbono. Comienza la liberación de sulfuro de Hidrógeno
340	Rotura de enlaces de compuestos alifáticos. Comienza la liberación de metano y otros compuestos alifáticos ligeros.
380	Fase de carbonización. Concentración de carbón en los residuos.
400	Rotura de enlaces C-O y C-N
400-600	Descomposición de los materiales bituminosos. Generación de aceites y alquitranes. Carbonización de baja temperatura.
600	Cracking de los materiales bituminosos. Generación de hidrocarburos gaseosos de cadena corta e hidrocarburos aromáticos (derivados del benceno).
>600	Dimerización de las olefinas (etileno) a $\alpha$ -butileno; reacción de etileno a ciclohexano; generación de compuestos aromáticos volátiles.

Fuente: (Cueva)

### **2.3.4. RECUPERACIÓN DE ALQUITRANES EN PEQUEÑA ESCALA**

Es posible recuperar para la venta una parte de los alquitranes producidos en la carbonización en pequeña escala, como están haciendo algunos de los productores de carbón vegetal en la actualidad.

Los alquitranes insolubles reciben este nombre porque se separan en una fase negra alquitranosa, distinta en el momento en que los vapores que se forman en horno se condensan. La otra fase, en el condensado, consiste principalmente en descarte que contiene ácido acético, metanol, acetona y los llamados alquitranes solubles que son compuestos complejos tipo alquitrán, que se mezclan con el agua y no se separan como una fase definida. El alquitrán insoluble es el producto comercialmente conocido como alquitrán de Estocolmo o de madera. Se trata de alquitranes químicamente complejos, que son antisépticos útiles y agentes de preservación. El alquitrán de Estocolmo tiene empleo en la medicina veterinaria, en la construcción de embarcaciones y como pintura o pasta preservadora de la madera. En la actualidad, en el mundo desarrollado, una cantidad de otras sustancias reemplazan la brea de Estocolmo, sin embargo, en el mundo en vía de desarrollo puede haber mercado para la brea de madera como pintura preservadora de la madera o como material para calefacción, y es también posible un cierto empleo como antiséptico. Si bien este alquitrán puede ser usado para cementar caminos, no es atractivo para este empleo, porque las cantidades disponibles son limitadas y esporádicas, y lucha contra los bajos precios y las enormes cantidades de brea caminera producida por la industria minera. El precio del alquitrán de madera,

en el punto de producción del carbón vegetal, resultaría algo más caro que el alquitrán para caminos. El alquitrán puede ser quemado como combustible, pero por lo general, es más razonable emplear la madera donde fuera posible y no merece el esfuerzo el recolectar la brea para simplemente quemarla, siendo más valiosa para otros usos. (FAO, 1993)

### **2.3.5. RECOLECCIÓN DEL ALQUITRÁN O BREA**

Normalmente el alquitrán puede condensarse donde sea que los vapores del horno pasan por conductos metálicos, el calor se dispersa al aire, a través de las paredes metálicas del conducto y la brea se condensa en la superficie interna. El conducto debe ser inclinado o con preferencia vertical para permitir que el alquitrán cuele dentro del receptáculo, porque de otra manera la acumulación del mismo sobre las paredes del conducto actúa como aislante y cesa prácticamente la condensación.

Una cierta cantidad de agua ácida puede condensarse al mismo tiempo, pero podrá ser fácilmente separada del alquitrán recogido.

No es factible condensar alquitranes de los conductos de ladrillos puesto que su conductividad es demasiado baja para permitir que la brea se condense en cantidades significativas.

Se requieren conductos de metal (acero) lo que requiere habilidad en el trabajo del metal y la disponibilidad de acero adecuado. Los dos tipos de hornos mejor adaptados para la recolección de alquitrán son el tipo metálico transportable y el horno Casamance, o cualquier otro tipo equipado con chimeneas de acero. En todos los casos las chimeneas tienen que ser modificadas, para permitir que el alquitrán condensado se descargue dentro de

algún tipo de recolector. Generalmente, no se modifican otros tipos de carboneras para recoger alquitrán, sea porque el humo no se descarga por un conducto, por ejemplo en el sistema de pozas, o porque el costo y la molestia de la mortificación son demasiado grandes como para justificar la recolección de la brea.

La cantidad de alquitrán que puede recogerse en la práctica no es muy grande, siendo de alrededor de 25-35 kg de alquitrán por cada tonelada de madera seca al aire. (FAO, 1993)

### **2.3.6. PARAMETROS MEDIOAMBIENTALES DE LA GASIFICACIÓN DE LOS RSU**

Primero que nada se debe recalcar que “*La gasificación no es lo mismo que la incineración de RSU*”. (Elstein)

Para poder gasificar RSU se debe tomar en cuenta que los gasificadores no admite ciertos residuos, por lo cual hay que separarlos, es decir que previamente debe existir una fase de separación donde se extraen vidrios, metales, algunos plásticos, cartones, voluminosos, etcétera. Esto deja un alto porcentaje de material orgánico, así como una parte de plásticos y por último una parte de papel, que se puede enriquecer con algo de cauchos que es un material que no se lo utiliza para casi ningún otro proceso. En la primera instancia los RSU se encuentran en presencia de oxígeno, a efectos de que se realice una reacción parecida a la incineración para que se libere energía. Nada más que en este proceso se tiene un porcentaje reducido de oxígeno así al momento de en el que se rompen las moléculas de carbono, azufre, nitrógeno, etcétera, no encuentra oxígeno para mezclarse. Por lo que se forma dióxido de

carbono y también hidrógeno suelto. Y la poquita agua que puede producir del residuo por su húmedo esta reacciona para dar monóxido. Es decir, no le alcanza el oxígeno para formar otras sustancias (Elstein).

**Tabla 14.** Tabla de comparación de procesos térmicos.

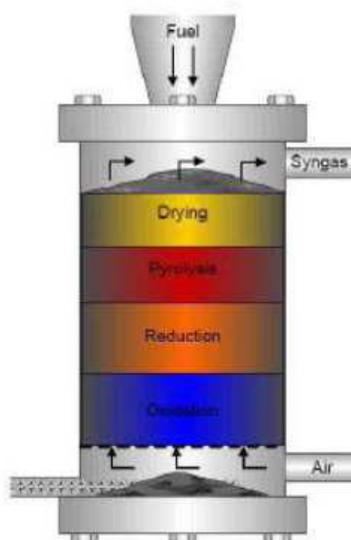
<b>Gasificación</b>	<b>Elementos</b>	<b>Incineración</b>
<b>CO</b>	←————→ <b>C</b>	←————→ <b>CO<sub>2</sub></b>
<b>H<sub>2</sub></b>	←————→ <b>H</b>	←————→ <b>H<sub>2</sub>O</b>
<b>N<sub>2</sub></b>	←————→ <b>N</b>	←————→ <b>NO<sub>x</sub></b>
<b>H<sub>2</sub>S</b>	←————→ <b>S</b>	←————→ <b>SO<sub>2</sub></b>
	<b>O</b>	←————→ <b>O<sub>2</sub></b>
<b>HCl</b>	←————→ <b>Cl</b>	←————→ <b>Alta probabilidad de producción de dioxinas, furanos y hexaclorobenceno</b>
<b>Proceso con oxígeno limitado (Atmósfera Reductora)</b>		<b>Proceso con exceso de oxígeno (Atmósfera Oxidante)</b>

*Fuente:* (Caballero, Experiencia de México con Pirólisis y , 2007)

## 2.4. GASIFICADOR DE CORRIENTE ASCENDENTE O TIRO DIRECTO DIRECTO

El tipo de gasificador más antiguo y sencillo es el de tiro directo o gasificador ascendente que se presenta esquemáticamente en la Figura 4.

**Figura 4.** Gasificador de corriente ascendente o tiro directo “updraft”



La toma de aire se encuentra en el fondo y los gases salen por arriba, cerca de la parrilla en el fondo, tienen lugar las reacciones de combustión que van seguidas de reacciones de reducción algo más arriba en el gasificador. En la parte alta del gasificador tiene lugar el calentamiento y pirólisis de la carga, como resultado de la transferencia de calor, por convección forzada y radiación, de las zonas inferiores. Los alquitranes y productos volátiles producidos durante este proceso son transportados por la corriente de gas. Se remueven las cenizas del fondo del gasificador.

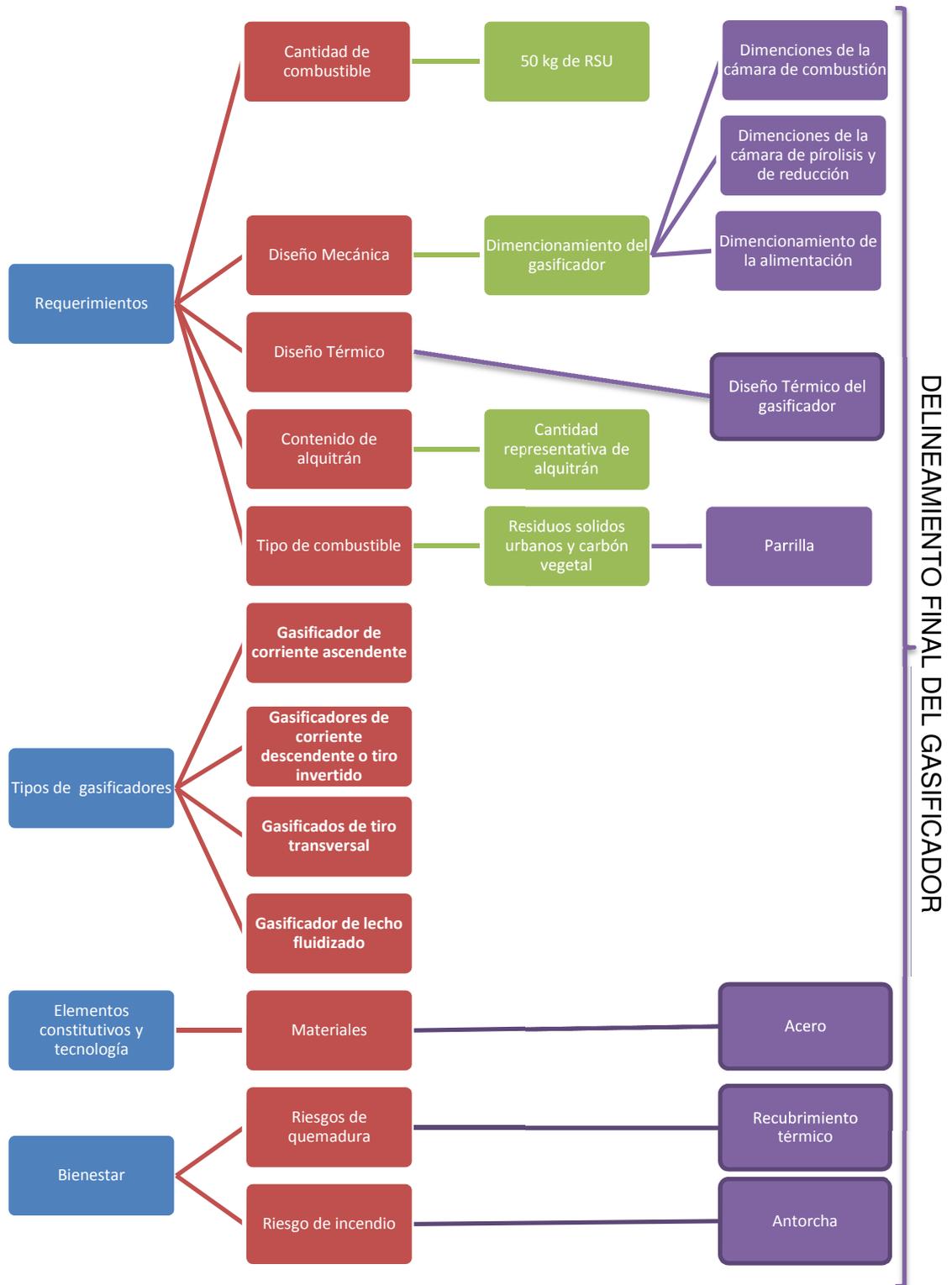
Las principales ventajas de este tipo de gasificador consisten en su simplicidad, alta proporción de carbón vegetal quemado e intercambio interno de calor que motiva unas bajas temperaturas de salida del gas y alta eficiencia del equipo y también la posibilidad de funcionar con muchos tipos de carga (aserrín, cascaras de cereales, etc.). (FAO, 1993).

### **CAPITULO III**

#### **3. INGENIERÍA CONCEPTUAL**

En este capítulo se desarrolla la ingeniería conceptual para la selección del tipo de gasificador más adecuado y que cumpla con las especificaciones adecuadas para este proyecto; se propone el diseño de un equipo que genere gas de síntesis con alto contenido de alquitrán, para esto el diseño de algunos componentes del gasificador tal como la cámara de combustión, sistema de alimentación del combustible deben responder a los requerimientos del proyecto, también se tomara en cuenta los materiales disponibles en el país y a la tecnología existente, para posteriormente se realice la construcción del mismo.

Se han tomado en cuenta aspectos necesarios para el bienestar del operador de dicho equipo para problemas al momento de poner en marcha el equipo así como la toma de medición.



**Figura 5.** Mapa de delineamiento final del gasificador.

Fuente: (Rivadeneira, D; 2013)

A continuación se describe cada paso a tomar en la Figura 5.

### **3.1. REQUERIMIENTOS DEL PROYECTO**

La finalidad del proyecto es tener el diseño del gasificador, así como las simulaciones para tener una visión del equipo para generación de gas de síntesis con alto contenido de alquitrán para fines investigativos, los resultados aquí descritos serán de uso en los proyectos investigativos que se desarrollan en el INER.

#### **3.1.1. CANTIDAD DE COMBUSTIBLE**

El diseño del gasificador permite operar con 50 kg/h de residuos sólidos urbanos adicionando cierta cantidad de carbón vegetal para optimizar el proceso de combustión y por ende sea más eficiente el proceso de gasificación.

#### **3.1.2. DISEÑO MECÁNICO**

En investigaciones (Venselaar, 1982) compara las características de diseño de una serie de gasificadores que se podían obtener comercialmente, llegando a la conclusión que la carga máxima admisible del hogar, dando valores de  $B_s$  máximo de 0,03, 0,11 y 0,4 respectivamente para los gasificadores. (FAO, 1993)

De esta comparación se obtienen otras conclusiones constructivas para los gasificadores como:

- Las velocidades de entrada de aire por las toberas debe ser del orden de 30 a 35 m/s;
- La inclinación de la garganta debe estar entre los 45° y 60°;
- El diámetro del hogar a la altura de la entrada de aire debe ser 10 cm mayor que el diámetro de la garganta en el caso del modelo de garganta simple y unos 20 cm mayor que el diámetro del estrechamiento, máximo en el caso del modelo "de doble garganta";
- La altura de la zona de reducción debe ser superior a 20 cm (la altura media de la zona de reducción para los gasificadores analizados era de 32 cm);
- La altura del plano de las toberas de entrada de aire debe ser de 10 cm sobre el estrechamiento máximo.

Además de requerimientos por parte del INER como:

- El diámetro exterior del gasificador no debe exceder las 30 pulgadas.
- Ser un gasificador modular.

### **3.2. DISEÑO TÉRMICO**

Dentro del gasificador se desarrolla un proceso termo-químico, en donde ocurren reacciones químicas y térmicas, estas logran alcanzar temperaturas promedio de 700 °C, los procesos de transferencia de calor que suceden dentro y fuera del gasificador son radiación por gases, convección interna por

el gas y externa por el aire, conducción por las paredes y conducción por el refractario.

### **3.3. CONTENIDO DE ALQUITRÁN**

El gasificador tiene que tener características para que al momento de su operación produzca la mayor cantidad de alquitranes posible.

### **3.4. ELEMENTOS CONSTITUTIVOS Y DE FABRICACIÓN**

#### **3.4.1. MATERIAL**

Este trabajo está realizado tomando como referencia los materiales de mayor uso comercial e industrial y que sean de fácil acceso en el Ecuador sin dejar de lado sean constructivamente admisible como por ejemplo los siguientes aceros:

ASTM A36. Este tipo de acero es aplicable a una gran variedad de perfiles estructurales laminados en caliente y a placas de la misma calidad que aún están disponibles en el mercado. Tiene un esfuerzo de fluencia de 2 530 kg/cm<sup>2</sup> (250 MPa, 36 ksi) y un esfuerzo mínimo de ruptura en tensión de 4 080 kg/cm<sup>2</sup> a 5 620 kg/cm<sup>2</sup> (400 a 550 MPa, 58 a 80 ksi), y su soldabilidad es adecuada. Se desarrolló desde hace muchos años en Estados Unidos para la fabricación de estructuras remachadas, atornilladas y soldadas, mejorando el contenido de carbono de los aceros disponibles en aquella época, como el ASTM A7. Con la innovación de este tipo de acero, las conexiones soldadas empezaron a desplazar a las remachadas que pronto desaparecieron.

ASTM A53. El acero A53 está disponible en tipos E y S, donde E denota secciones fabricadas con soldadura por resistencia y S indica soldadura sin costura. El grado B es conveniente para aplicaciones estructurales; con

esfuerzo de fluencia y resistencia a la ruptura en tensión, respectivamente de 35 y 50 ksi.

Se utiliza en cañerías especialmente para la conducción de fluidos como agua y gas, sin embargo también se usa con fines estructurales.

ASTM A516 Grado 70 es una excelente opción para el servicio en altas temperaturas, tiene una excelente resiliencia y se utiliza tanto en recipientes a presión y calderas industriales. Ofrece un mayor rendimiento y resistencia a la tracción en comparación con la norma ASTM A516 Grado 65 y puede operar a temperaturas más altas.

Es ideal para el conjunto estándar de alta por la industria del petróleo, gas y petroquímica.

### **3.4.2. FABRICACIÓN**

Para la fabricación se tomará en cuenta:

- Desarrollo de los planos constructivos necesarios a partir del diseño.
- La cabeza toriesferica es abombada y cejado, su forma no siempre requiere de tratamiento térmico.
- Los cordones longitudinales de las envolventes serán ubicados de manera de no ser afectados por aberturas, placas de refuerzo, cuñas de apoyo, etc. Además de que permanecieran perfectamente visibles.
- Para los cordones circunferenciales son válidas las mismas consideraciones pero, si una interferencia es inevitable, el cordón será rebajado a ras de la chapa y examinado radiográficamente previo a la colocación del refuerzo.

- No se permitirá ninguna conexión roscada directamente sobre la envolvente o cabezales, cualquiera fuere su espesor.
- Toda conexión que no se prolongue hacia el interior del tanque, terminará a ras de la cara interna y la soldadura se efectuará con penetración completa.
- Los refuerzos de conexiones y entradas de hombre, deberán ser calculados conforme lo especifica el código ASME. El material del refuerzo será el mismo tipo de acero que el utilizado en el recipiente en caso de requerirlo.
- Los bordes interiores de las entradas de hombre o de mano, serán amoladas con un radio mínimo de 6 mm.
- Todos los agujeros para los bulones de bridas, quedarán a horcajadas de los ejes principales del recipiente.

**Soldaduras:**

- Las soldaduras se realizarán en un todo de acuerdo con las normas A.W.S. (American Welding Society) en cuanto a los materiales de aporte utilizados y con el Código ASME Sección VIII y IX en lo referente a métodos y procedimientos de soldadura.
- Si no es posible el acceso al interior del tanque, se utilizará bisel del tipo “V”, para soldar totalmente desde el exterior. Para este tipo de soldadura, es imprescindible utilizar un procedimiento adecuado que asegure la completa penetración; a este efecto, la raíz se efectuará

preferentemente con el procedimiento TIG (G.T.A.W.) ó bien con S.M.A.W. utilizando el clásico electrodo celulósico 6010.

### 3.4.3. VENTAJAS DEL GASIFICADOR UP-DRAFT PARA EL PROYECTO FRENTE A LOS OTROS TIPOS DE GASIFICADORES.

**Tabla 15.** Ventajas y desventajas de los diferentes tipos de gasificación.

Tipos de gasificadores	Ventajas	Desventajas
<b>Contra corriente (updraft)</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Simplicidad en la construcción y uso</li> <li>• Baja temperatura del gas producido</li> <li>• Alta eficiencia en la gasificación</li> <li>• Puede utilizarse combustibles con alta humedad</li> <li>• Permite contenidos de un 25 a 50% de humedad de la masa</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Gran cantidad de brea y alquitrán</li> </ul>
<b>Corriente paralela (downdraft)</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Alto rango de potencia desde 80 KW hasta 500 KW o más</li> <li>• La producción de un gas tiene un bajo contenido de alquitrán.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Grandes cantidades de ceniza y partículas de polvo</li> <li>• El combustible debe ser preparado</li> <li>• Altas temperaturas en la salida de gases</li> <li>• El contenido de</li> </ul>

Continúa

---

humedad debe ser menor al 25%(en base húmeda)

Tipos de gasificadores	Ventajas	Desventajas
<b>Tiro cruzado (Crossdraft)</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Puede operarse en pequeña escala</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Alta cantidad de cenizas en los gases de combustión</li> <li>El combustible debe ser previamente preparado</li> <li>Alta temperatura de los gases producidos</li> <li>Baja eficiencia térmica en el gasificador</li> <li>Debe utilizarse biomasa seca</li> </ul>
<b>Cama fluidizada</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Rendimiento mayor a los gasificadores de tipo cama fija</li> <li>Puede trabajar con combustibles altamente corrosivos</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Debe utilizarse un combustible altamente reactivo</li> <li>La ceniza generada, generalmente es altamente corrosiva</li> </ul>
<b>Gasificador de flujo arrastrado</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Alcance de altos desempeños</li> <li>Las altas temperaturas garantizan la ausencia de breas y alquitranes</li> <li>Eliminación de las cenizas en forma de escoria</li> <li>Utilización a gran escala</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Mayor consumo de aire primario</li> <li>La pulverización o atomización del combustible</li> <li>Mayores necesidades energéticas</li> </ul>

---

Fuente: (Yi Huaraz Choi, 2013)

**Tabla 16.** Cuadro comparativo entre los distintos tipos de gasificadores.

	Corriente paralela	Contra corriente	Densa	Circulante	
<b>Temperatura</b> °C	700-1200	700-900	<900	<900	1500
<b>Breas</b>	Baja	Muy alta	Intermedia	Intermedia	Ausente
<b>Control</b>	Fácil	Muy fácil	Intermedio	Intermedio	Muy complejo
<b>Potencia</b>	<5MW	<20MW	10<MW<100	>20 MW	>100 MW
<b>Combustible</b>	Muy crítico	Crítico	Poco crítico	Poco crítico	Partículas muy finas

Fuente: (BiomassTechnologyGroup, 2012)

### 3.5. CRITERIOS DE LA SELECCIÓN DEL GASIFICADOR

Para la selección del tipo de gasificador necesario se tomara en cuenta los requerimientos para dicho proyecto, en el diseño se tomara en cuenta los criterios tanto de factibilidad de construcción, montaje además de los

parámetros ambiental, esto se podrá observar en el tabla 17 donde se indica lo que se desea obtener del equipo, de cada criterio mencionado anteriormente.

Para elegir si el gasificador es de tipo downdraft, updraft o crossdraft que sea el más adecuado se tendrán en cuenta los parámetros que afectan al gasificador, esto se puede ver en la tabla 15 y tabla 16.

En la tabla 17 se procederá a dar un puntaje de 1 punto (malo) a 10 puntos (excelente), dependiendo de recopilación de información que se ha presentado anteriormente.

**Tabla 17.** Selección del tipo de gasificador.

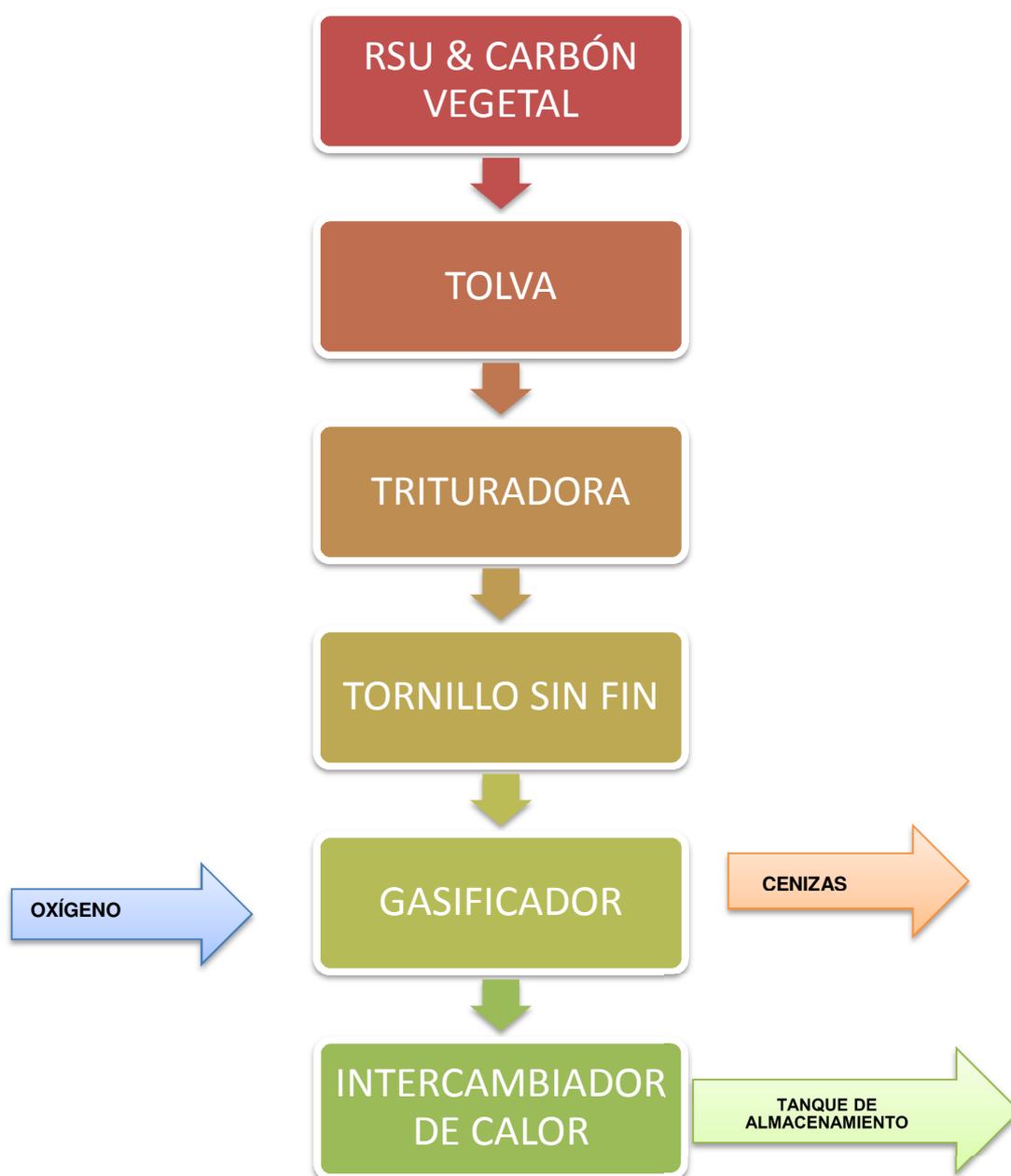
Aplicación	Gasificador tipo		
	Downdraft	Updraft	Crossdraft
Aplicación	5	5	1
Fabricación y montaje	8	10	6
Retiro de cenizas	8	8	8
Mantenimiento	10	10	7
Operatividad	10	8	7
Forma de alimentación	7	8	8
Transporte	8	8	10
Combustible	8	10	6
Cantidad de humedad del combustible	6	8	8
Contenido de Alquitrán	4	10	2
Cenizas	8	8	8
Tecnología	8	8	5
<b>Total</b>	<b>90</b>	<b>101</b>	<b>76</b>

Fuente: (Rivadeneira, D; 2013)

Después de realizarse la Tabla 17 para poder seleccionar el gasificador y que este se puede adaptar a nuestros requerimientos, da como resultado que para el proyecto necesitaremos un gasificar tipo updraft, ya que tiene muchas

ventajas cubriendo las necesidades del proyecto, así también satisface una de nuestras principales características que es una gran producción de alquitranes.

### 3.6. FLUJO GRAMA DEL PROCESO



**Figura 6.** Flujograma del sistema de aprovechamiento del alquitrán

**FUENTE:** (Rivadeneira, D; 2013)

## CAPÍTULO IV

### 4. INGENIERÍA BÁSICA Y DE DETALLE

La composición de un combustible sólido suele estar dada por los elementos carbono, hidrógeno y oxígeno, además de nitrógeno y azufre, pero como sólo están presentes en pequeñas proporciones no va a ser necesario considerarlos en el análisis siguiente.

#### 4.1. CÁLCULOS DEL BALANCE DE MASA DEL PROCESO DE TRASFORMACIÓN DE RESIDUOS SÓLIDOS URBANOS A GAS DE SÍNTESIS.

##### *Desarrollo*

##### *Análisis de los residuos urbanos*

**Tabla 18.** Composición de los RSU

<i>Componente</i>	<i>% de masa</i>	<i>% C</i>	<i>% H</i>	<i>% O</i>	<i>Ceniza</i>
Restos de comida	59,78	14,4	1,9	11,3	1,5
Papel	22,83	41,4	5,5	41,9	4,7
Plástico	9,67	58,8	7,1	22,3	9,8
Textiles / cuero	5,43	49,5	5,9	28,1	2,2
Goma	1,09	76,4	9,8	-	9,8
Madera	1,2	38,2	4,8	30,4	3,6

**Fuente:** (Poletto & Da Silva, 2009)

**Obtención de la fórmula general de los diferentes residuos urbanos**

**Tabla 19.** Formula general de los RSU

<b>Peso molecular de elemento</b>	<b>Elemento químico de los residuos</b>	<b>%C/PM del elemento</b>	<b>%H/PM del elemento</b>	<b>%O/PM del elemento</b>
23,00	CH <sub>1,58</sub> O <sub>0,59</sub>	1,2	1,9	0,71
25,74	CH <sub>1,59</sub> O <sub>0,76</sub>	3,45	5,5	2,62
18,00	CH <sub>1,49</sub> O <sub>0,28</sub>	4,9	7,1	1,39
20,24	CH <sub>1,43</sub> O <sub>0,43</sub>	4,13	5,9	1,76
13,54	CH <sub>1,54</sub>	6,37	9,8	0,00
23,06	CH <sub>1,51</sub> O <sub>0,60</sub>	3,18	4,8	1,90

**Fuente:** (Rivadeneira, D; 2013)

### Formulas en función de carbón

**Tabla 20.** Composición en función del carbón

<i>H</i>	<i>O</i>
1,58	0,59
1,59	0,76
1,45	0,28
1,43	0,43
1,54	0,00
1,51	0,60

Fuente: (Rivadeneira, D; 2013)

### Peso proporcional del Carbón en los desechos urbanos

**Tabla 21.** Peso en proporción de Carbón en los RSU

Residuos	Proporción
	(kg)
<b>Restos de comida</b>	29,89
<b>Papel</b>	11,42
<b>Plástico</b>	4,84
<b>Textiles / cuero</b>	2,72
<b>Goma</b>	0,55
<b>Madera</b>	0,6

Fuente: (Rivadeneira, D; 2013)

### **Carbón de los desechos orgánicos**

$$29,89 \frac{\text{kg CH}_{1,58}\text{O}_{0,59}}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ kmol CH}_{1,58}\text{O}_{0,59}}{23 \text{ kg CH}_{1,58}\text{O}_{0,59}} \times \frac{1 \text{ kg mol C}}{1 \text{ kmol CH}_{1,58}\text{O}_{0,59}} \times \frac{12 \text{ kg C}}{1 \text{ kgmol C}}$$

$$= 15,59 \text{ kg C}$$

### **Carbón del papel**

$$11,42 \frac{\text{kg CH}_{1,59}\text{O}_{0,76}}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ kmol CH}_{1,59}\text{O}_{0,76}}{25,74 \text{ kg CH}_{1,59}\text{O}_{0,76}} \times \frac{1 \text{ kg mol C}}{1 \text{ kmol CH}_{1,59}\text{O}_{0,76}} \times \frac{12 \text{ kg C}}{1 \text{ kgmol C}}$$

$$= 5,32 \text{ kg C}$$

### **Carbón del plástico**

$$4,84 \frac{\text{kg CH}_{1,49}\text{O}_{0,28}}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ kmol CH}_{1,49}\text{O}_{0,28}}{18 \text{ KgCH}_{1,49}\text{O}_{0,28}} \times \frac{1 \text{ kg mol C}}{1 \text{ kmol CH}_{1,49}\text{O}_{0,28}} \times \frac{12 \text{ kg C}}{1 \text{ kgmol C}}$$

$$= 3,23 \text{ kg C}$$

### **Carbón de los textiles / cuero**

$$2,72 \frac{\text{kg CH}_{1,59}\text{O}_{0,76}}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ kmol CH}_{1,59}\text{O}_{0,76}}{20,24 \text{ kgCH}_{1,59}\text{O}_{0,76}} \times \frac{1 \text{ kg mol C}}{1 \text{ kmol CH}_{1,59}\text{O}_{0,76}} \times \frac{12 \text{ kg C}}{1 \text{ kgmol C}}$$

$$= 2,26 \text{ Kg C}$$

### **Carbón de la goma**

$$0,55 \frac{\text{kg CH}_{1,54}}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ kmol CH}_{1,54}}{13,54 \text{ kgCH}_{1,54}} \times \frac{1 \text{ kg mol C}}{1 \text{ kmol CH}_{1,54}} \times \frac{12 \text{ kg C}}{1 \text{ kgmol C}} = 0.49 \text{ kg C}$$

### **Carbón de la madera**

$$0,6 \frac{\text{kg CH}_{1,59}\text{O}_{0,76}}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ kmol CH}_{1,51}\text{O}_{0,60}}{23,06 \text{ kgCH}_{1,51}\text{O}_{0,60}} \times \frac{1 \text{ kg mol C}}{1 \text{ kmol CH}_{1,51}\text{O}_{0,60}} \times \frac{12 \text{ kg C}}{1 \text{ kgmol C}}$$

$$= 0.31 \text{ kg C}$$

### **Peso proporcional del hidrógeno en los desechos urbanos**

**Hidrógeno de los desechos orgánicos**

$$29,89 \frac{\text{kg CH}_{1,58}\text{O}_{0,59}}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ kmol CH}_{1,58}\text{O}_{0,59}}{23 \text{ kg CH}_{1,58}\text{O}_{0,59}} \times \frac{1 \text{ kg mol H}}{1 \text{ kmol CH}_{1,58}\text{O}_{0,59}} \times \frac{1 \text{ kg H}}{1 \text{ kgmol H}}$$

$$= 1,29 \text{ kg H}$$

**Hidrógeno del papel**

$$11,42 \frac{\text{kg CH}_{1,59}\text{O}_{0,76}}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ kmol CH}_{1,59}\text{O}_{0,76}}{25,74 \text{ kg CH}_{1,59}\text{O}_{0,76}} \times \frac{1 \text{ kg mol H}}{1 \text{ kmol CH}_{1,59}\text{O}_{0,76}} \times \frac{1 \text{ kg H}}{1 \text{ kgmol H}}$$

$$= 0.44 \text{ kg H}$$

**Hidrógeno del plástico**

$$4,84 \frac{\text{kg CH}_{1,49}\text{O}_{0,28}}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ kmol CH}_{1,49}\text{O}_{0,28}}{18 \text{ kg CH}_{1,49}\text{O}_{0,28}} \times \frac{1 \text{ kg mol H}}{1 \text{ kmol CH}_{1,49}\text{O}_{0,28}} \times \frac{1 \text{ kg H}}{1 \text{ kgmol H}}$$

$$= 0.27 \text{ kg H}$$

**Hidrógeno de los textiles / cuero**

$$2,72 \frac{\text{kg CH}_{1,59}\text{O}_{0,76}}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ kmol CH}_{1,59}\text{O}_{0,76}}{20,24 \text{ kg CH}_{1,59}\text{O}_{0,76}} \times \frac{1 \text{ kg mol H}}{1 \text{ kmol CH}_{1,59}\text{O}_{0,76}} \times \frac{1 \text{ kg H}}{1 \text{ kgmol H}}$$

$$= 0.13 \text{ kg H}$$

**Hidrógeno de la goma**

$$0,55 \frac{\text{kg CH}_{1,54}}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ kmol CH}_{1,54}}{13,54 \text{ kg CH}_{1,54}} \times \frac{1 \text{ kg mol H}}{1 \text{ kmol CH}_{1,54}} \times \frac{1 \text{ kg H}}{1 \text{ kgmol H}} = 0.041 \text{ kg H}$$

**Hidrógeno de la madera**

$$0,6 \frac{\text{kg CH}_{1,59}\text{O}_{0,76}}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ kmol CH}_{1,51}\text{O}_{0,60}}{23,06 \text{ kg CH}_{1,51}\text{O}_{0,60}} \times \frac{1 \text{ kg mol H}}{1 \text{ kmol CH}_{1,51}\text{O}_{0,60}} \times \frac{1 \text{ kg H}}{1 \text{ kgmol H}}$$

$$= 2.6 \text{ Kg H}$$

**Peso proporcional del Oxígeno en los desechos urbanos****Oxígeno de los desechos orgánicos**

$$29,89 \frac{\text{kg CH}_{1,58}\text{O}_{0,59}}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ kmol CH}_{1,58}\text{O}_{0,59}}{23 \text{ kg CH}_{1,58}\text{O}_{0,59}} \times \frac{1 \text{ kg mol O}}{1 \text{ kmol CH}_{1,58}\text{O}_{0,59}} \times \frac{16 \text{ kg O}}{1 \text{ kgmol O}}$$

$$= 20,79 \text{ kg O}$$

***Oxígeno del papel***

$$11,42 \frac{\text{kg CH}_{1,59}\text{O}_{0,76}}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ kmol CH}_{1,59}\text{O}_{0,76}}{25,74 \text{ kg CH}_{1,59}\text{O}_{0,76}} \times \frac{1 \text{ kg mol O}}{1 \text{ kmol CH}_{1,59}\text{O}_{0,76}} \times \frac{16 \text{ kg O}}{1 \text{ kgmol O}}$$

$$= 7,09 \text{ kg O}$$

***Oxígeno del plástico***

$$4,84 \frac{\text{kg CH}_{1,49}\text{O}_{0,28}}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ kmol CH}_{1,49}\text{O}_{0,28}}{18 \text{ kgCH}_{1,49}\text{O}_{0,28}} \times \frac{1 \text{ kg mol O}}{1 \text{ kmol CH}_{1,49}\text{O}_{0,28}} \times \frac{16 \text{ kg O}}{1 \text{ kgmol O}}$$

$$= 4,30 \text{ kg O}$$

***Oxígeno de los textiles / cuero***

$$2,72 \frac{\text{kg CH}_{1,59}\text{O}_{0,76}}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ kmol CH}_{1,59}\text{O}_{0,76}}{20,24 \text{ kg CH}_{1,59}\text{O}_{0,76}} \times \frac{1 \text{ kg mol O}}{1 \text{ kmol CH}_{1,59}\text{O}_{0,76}} \times \frac{16 \text{ kg O}}{1 \text{ kgmol O}}$$

$$= 2,15 \text{ kg O}$$

***Oxígeno de la madera***

$$0,6 \frac{\text{kg CH}_{1,59}\text{O}_{0,76}}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ kmol CH}_{1,51}\text{O}_{0,60}}{23,06 \text{ kgCH}_{1,51}\text{O}_{0,60}} \times \frac{1 \text{ kg mol O}}{1 \text{ kmol CH}_{1,51}\text{O}_{0,60}} \times \frac{16 \text{ kg O}}{1 \text{ kgmol O}}$$

$$= 0.42 \text{ kg O}$$

**Fórmula general de los residuos sólidos urbanos.**

**Tabla 22.** Fórmula general de los RSU

	<b>C</b>	<b>H</b>	<b>O</b>
$\Sigma$	27,2	4,77	34,75
$\frac{\Sigma}{PM}$	2,27	4,77	2,17
$\int \rightarrow C$	1	2,10	0,96
<b><math>CH_{2,10}O_{0,96}</math></b>			

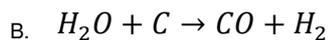
Fuente: (Rivadeneira, D; 2013)

**4.2. PROCESOS QUÍMICOS EN EL GASIFICADOR**

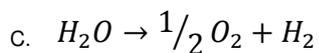
Combustión de residuos urbanos



Combustión de carbón



Electrólisis



### 4.3. ESTEQUIOMETRIA DE LAS REACCIONES

Se va a combustionar 50kg/h de residuos urbanos.

$$50 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ kmol bas}}{29,46 \text{ kg bas}} = 1,69 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

#### Reacción A

$$1,69 \frac{\text{kmol bas}}{\text{h}} \times \frac{0,545 \text{ kmol } O_2}{1 \text{ kmol bas}} \times \frac{32 \text{ kg } O_2}{1 \text{ kmol } O_2} = 29,47 \text{ kg/h } O_2$$

$$1,69 \frac{\text{kmol bas}}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ kmol } CO}{1 \text{ kmol bas}} \times \frac{28 \text{ kg } CO}{1 \text{ kmol } CO} = 47,32 \text{ kg/h } CO$$

$$1,69 \frac{\text{kmol bas}}{\text{h}} \times \frac{1,05 \text{ kmol } H_2O}{1 \text{ kmol bas}} \times \frac{18 \text{ kg } H_2O}{1 \text{ kmol } H_2O} = 31,94 \text{ kg/h } H_2O$$

El valor de  $O_2$  requerido para que se combustione con residuos urbanos y el carbón es de 29,47 kg/h.

#### Reacción B

$$31,94 \frac{\text{kg } H_2O}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ kmol } H_2O}{18 \text{ kg } H_2O} = 1,77 \text{ kmol/h}$$

$$1,77 \frac{\text{kmol } H_2O}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ kmol } C}{1 \text{ kmol } H_2O} \times \frac{12 \text{ kg } C}{1 \text{ kmol } C} = 21,29 \text{ kg/h } C$$

$$1,77 \frac{\text{kmol } H_2O}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ kmol } CO}{1 \text{ kmol } H_2O} \times \frac{28 \text{ kg } CO}{1 \text{ kmol } CO} = 49,69 \text{ kg/h } CO$$

$$1,77 \frac{\text{kmol } H_2O}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ kmol } H_2}{1 \text{ kmol } H_2O} \times \frac{2 \text{ kg } H_2}{1 \text{ kmol } H_2} = 3,54 \text{ kg/h } H_2$$

Se obtiene un valor de 21,29 kg/h C, el mismo que se requiere para mezclar y así lograr que se combustione con la residuos urbanos.

**Reacción C**

$$x \frac{\text{kmol } H_2O}{h} \times \frac{1 \text{ kmol } H_2O}{18 \text{ kg } H_2O} = \frac{x}{18} \text{ kmol/h}$$

$$\frac{x}{18} \frac{\text{kmol } H_2O}{h} \times \frac{0,5 \text{ kmol } O_2}{1 \text{ kmol } H_2O} \times \frac{32 \text{ kg } O_2}{1 \text{ kmol } O_2} = 29,47 \text{ kg/h } O_2$$

$$\frac{16x}{18} = 29,47$$

$$x = 33,15 \text{ kg/h } H_2O$$

Se reemplaza  $33,15 \frac{\text{kg}}{h} H_2O$  por la  $x$

$$1,84 \frac{\text{kmol } H_2O}{h} \times \frac{18 \text{ kg } H_2O}{1 \text{ kmol } H_2O} = 33,15 \text{ kg/h } H_2O$$

$$1,84 \frac{\text{kmol } H_2O}{h} \times \frac{1 \text{ kmol } H_2}{1 \text{ kmol } H_2O} \times \frac{2 \text{ kg } H_2}{1 \text{ kmol } H_2} = 3,68 \frac{\text{kg}}{h} H_2$$

Requerimientos de  $33,15 \text{ kg/h } H_2O$  , necesarios para el proceso de electrólisis.

**Balance de masa para el gasificador****Flujos de entrada**

La entrada de residuos urbanos más carbón para poder quemar es de:

$$50 \text{ kg/h } CH_{2,10}O_{0,96}$$

+

$$21,29 \text{ kg/h } C$$

---


$$71,29 \text{ kg/h } CH_{2,10}O_{0,96} + C$$

Mediante hidrólisis se obtendrá  $29,47 \text{ kg/h } O_2$  necesario para la combustión y  $3,68 \text{ kg/h } H_2$ , con un requerimiento de  $33,15 \text{ kg/h } H_2O$ .

### Flujos de salida

El proceso resultante dará, a la salida del gasificador:

CO

$$47,32 \text{ kg } CO$$

+

$$49,69 \text{ kg } CO$$

---


$$97,01 \text{ kg/h } CO$$

$H_2$

$$3,54 \text{ kg } H_2$$

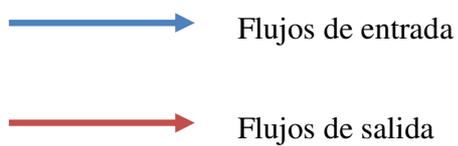
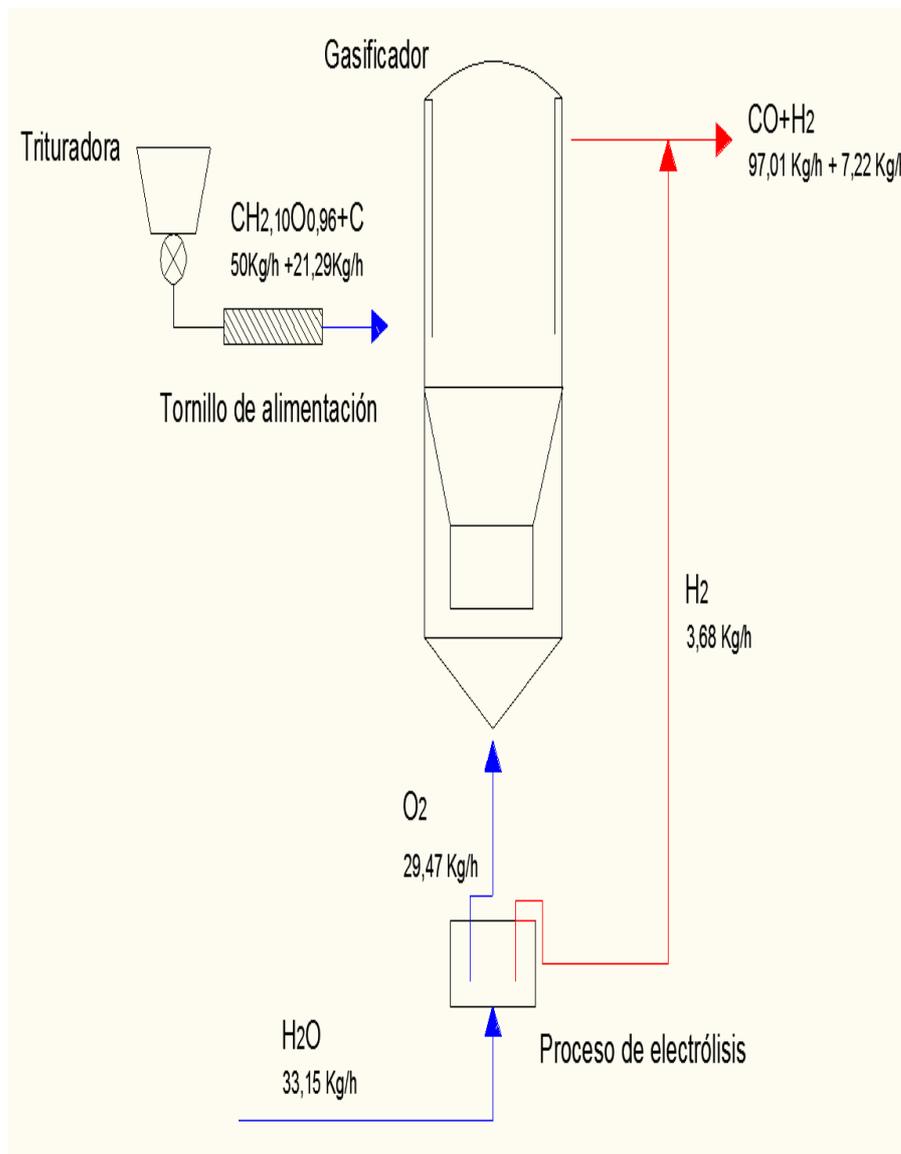
+

$$3,68 \text{ kg } H_2$$

---


$$7,22 \text{ kg/h } H_2$$

#### 4.4. FLUJO GRAMA DEL PROCESO DE GASIFICACIÓN



**Figura 6.** Flujograma de proceso

**Fuente:** (Rivadeneira, D; 2013)

#### 4.5. BALANCE DE ENERGÍA

Es la capacidad de la materia para producir energía, pudiendo adoptar distintas formas, todas ellas inter convertibles directa o indirectamente unas en otras.

El balance de energía viene de la "Ley de la conservación de la energía" (Primera Ley de La Termodinámica), es decir "La energía no se crea ni se destruye, solo se transforma". El balance de energía es aplicado para determinar la cantidad de energía que es intercambiada y acumulada dentro de un sistema.

La basura como se analizó en el Capítulo 2, tiene un PCI

$$\text{Total PCI (kcal/kg de RSU)} = 2292$$

Transformando a  $\frac{kJ}{kg}$

$$\frac{2,292 \text{ kcal}}{kg} * \frac{4,19 \text{ kJ}}{\text{kcal}} = 9603,48 \frac{\text{kJ}}{kg}$$

El PCI del carbón vegetal es  $31400 \frac{kJ}{kg}$  (Onsanger)

Utilizando la ecuación

$$Q = \dot{m} * Hr$$

Donde

$Q = \text{Calor en la cámara de combustión} [kW]$

$\dot{m} = \text{Flujo masico} \left[ \frac{kg}{s} \right]$

$Hr = \text{Poder calorico inferior} \left[ \frac{kJ}{kg} \right]$

Para la basura

$$Q = 1,388 \times 10^{-2} * 9603,48 = 133,38 [kW]$$

Para el carbón

$$Q = 5,9138 \times 10^{-3} * 31400 = 185,69 [kW]$$

La energía aportada por los materiales al gasificador es de 319,076 [kW]

El PCI del H<sub>2</sub> es

$$\frac{29000 \text{ kcal}}{\text{kg}} * \frac{4,19 \text{ kJ}}{\text{kcal}} = 121510 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

$$Q = 9,83 \times 10^{-4} * 121510 = 119,48 [kW]$$

$$Q_t = Q_{sal} - Q_{ent}$$

$$Q = -199,59 [kW]$$

#### 4.6. DIMENSIONAMIENTO DEL GASIFICADOR

La eficiencia de conversión en el gasificador de biomasa esta alrededor del 80%. (Basu, 2010)

Relación de balance para el componente A

$$\overset{0}{\text{Entra}} - \overset{0}{\text{Sale}} + \text{Genera} = \text{Produce}$$

Expresando el balance del componente A en función del volumen se tiene:

$$\begin{cases} V \rightarrow 0 \\ t = 0 \rightarrow F_{AO} = F_A \end{cases}$$

$$\overset{0}{F_{jo}} - \overset{0}{F_j} + \int_0^V r \, dV = \frac{dF}{dt}$$

Resolviendo analíticamente la ecuación diferencial:

$$V = \frac{F_{A0} - F_A}{-r_A}$$

Dónde:

$V = \text{Volumen del reactor } [cm^3]$

$r_A = \text{Velocidad de reacción } \left[ \frac{1}{min} \right]$

$F_A = \text{Flujo molar a la salida del reactor } \left[ \frac{mol}{min} \right]$

$F_{A0} = \text{Flujo molar a la entrada del reactor } \left[ \frac{mol}{min} \right]$

La velocidad de reacción es:

$$-r_A = k * C_A$$

Dónde:

$C_A = \text{Concentración } \left[ \frac{mol}{cm^3} \right]$

$r_A = \text{Velocidad de reacción } \left[ \frac{1}{min} \right]$

$k = \text{Constante de velocidad de la reacción } \left[ \frac{cm^3}{mol * min} \right]$

La concentración de la reacción es:

$$C_A * \dot{V} = F_A$$

Dónde:

$\dot{V} = \text{Flujo volumétrico } \left[ \frac{cm^3}{min} \right]$

$C_A = \text{Concentración de la mezcla } \left[ \frac{mol}{cm^3} \right]$

$F_A = \text{Flujo molar a la salida del reactor } \left[ \frac{mol}{min} \right]$

Despejando la concentración y se obtiene:

$$C_A = \frac{F_A}{\dot{V}}$$

Se tiene la fórmula de la conversión:

$$x = \frac{F_{AO} - F_A}{F_{AO}}$$

Dónde:

$x =$  Porcentaje de conversión [%]

$F_{AO} =$  Flujo molar a la entrada del reactor  $\left[\frac{\text{mol}}{\text{min}}\right]$

$F_A =$  Flujo molar a la salida del reactor  $\left[\frac{\text{mol}}{\text{min}}\right]$

Resolviendo la ecuación se obtiene:

$$F_A = F_{AO} - x * F_{AO}$$

$$F_A = 0,12 * F_{AO}$$

Y el volumen del reactor es:

$$V = \frac{F_{AO} - 0,2 * F_{AO}}{-\left(k * \frac{0,2 * F_{AO}}{\dot{v}}\right)}$$

Donde se tiene como resultado 1200000 cm<sup>3</sup> que transformados a m<sup>3</sup>

$$V = 1,2 \text{ m}^3$$

## 4.7. DISEÑO MECÁNICO DEL GASIFICADOR UP-DRAFT

### 4.7.1. ESPESOR DEL CILINDRO DEL GASIFICADOR

Para calcular el espesor del recipiente del gasificador se aplicó la norma ASME Sec. VIII Div. 1 – *Pressure Vessels*, como se conoce el diámetro interno del recipiente se utilizara la ecuación:

$$t = \frac{Pd * (Re + CA)}{Sd * E + 0,4 * Pd} + CA$$

Dónde:

$t$  = Espesor de la pared(pulg)

$Pd$  = Presión de diseño(Psi)

$Re$  = Radio externo(pulg)

$Sd$  = Esfuerzo máximo permisible del material(Psi)

$E$  = Eficiencia de la soldadura(Anexo C)

La presión dentro del gasificador es de 1 atm, el radio externo del gasificador es de 760mm (30"), el esfuerzo máximo permisible del material se encuentra en el anexo B para una temperatura 1050 °F es de 170 atm (2500 psi), el material elegido es SA-106-B por sus características de trabajo a altas temperaturas tabla anexo A, la eficiencia de la soldadura junta a tope como alcanzados por doble soldadura o por otros medios que se obtiene la misma calidad de depósito soldadura de metal en la superficie de la soldadura en el interior y el exterior 0,85.

Con los datos anteriores se obtiene que el espesor de la tubería sea de 11,88 mm (0,468"), con lo cual se elige el espesor nominal comercial de 12,7 mm (0,5") el mínimo en el mercado.

#### 4.7.2. MÁXIMA PRESIÓN ADMISIBLE DE TRABAJO EN EL CILINDRO

$$MAWP = \frac{Sd * E * (t - CA)}{Re - 0,4 * t}$$

Dónde:

$MAWP = \text{Máxima presión admisible de trabajo (Psi)}$

$t = \text{Espesor de la pared cilíndrica (pulg)}$

$Re = \text{Radio externo (pulg)}$

$Sd = \text{Esfuerzo máximo permitido del material (Psi)}$

$E = \text{Eficiencia de la soldadura (Anexo C)}$

La máxima presión permisible dentro del gasificador es de 3,66 atm (53,84psi), el radio externo del gasificador es de 760mm (30”), el espesor del gasificador es de 12,7mm (0,5”), esfuerzo máximo permisible del material se encuentra en el anexo B para una temperatura 1050 °F es de 170 atm (2500 psi), donde el material escogido SA-516-70 por sus características de trabajo a altas temperaturas tabla anexo A, la eficiencia de la soldadura junta a tope como alcanzados por doble soldadura o por otros medios que se obtiene la misma calidad de depósito soldadura de metal en la superficie de la soldadura en el interior y el exterior 0,85.

#### 4.7.3. ESPESOR DE LA CABEZA TORIESFÉRICA DEL GASIFICADOR

Para calcular el espesor de la cabeza del gasificador se aplicó la norma ASME Sec. VIII Div. 1 – *Pressure Vessels*, al conocer el diámetro externo se utiliza la siguiente fórmula:

$$t = \frac{Pd * (L + CA) * M}{2 * Sd * E + Pd * (M - 0,2)} + CA$$

$$M = \frac{1}{4} * \left[ 3 + \sqrt{\frac{L_{max}}{r}} \right]$$

Dónde:

$t = \text{Espesor de la pared (pulg)}$

$Pd = \text{Presión de diseño (Psi)}$

$Re = \text{Radio externo (pulg)}$

$Sd = \text{Esfuerzo máximo permitido del material (Psi)}$

$E = \text{Eficiencia de la soldadura (Anexo C)}$

$M = \text{Factor } m \text{ (adimensional)}$

$L = \text{Radio externo del plato (pulg)}$

La presión dentro del gasificador es de 1 atm, el radio externo del gasificador es de 760mm (30"), el esfuerzo máximo permisible del material se encuentra en el anexo B para una temperatura 1050 °F es de 170 atm (2500 psi), donde el material escogido SA-516-70 por sus características de trabajo a altas temperaturas tabla anexo A, la eficiencia de la soldadura junta a tope como alcanzados por doble soldadura o por otros medios que se obtiene la misma calidad de depósito soldadura de metal en la superficie de la soldadura en el interior y el exterior 0,85, el factor M se puede observar en la Tabla 23.

Con los datos anteriores se obtiene que el espesor de la cabeza sea de 4,39 mm (0,173"), con lo cual se elige el espesor nominal comercial de 9,525 mm (0,375") el mínimo en el mercado.

**Tabla 23. Factor M**

<b>Values of Factor M</b>																
<b>L/r</b>	1.00	1.25	1.50	1.75	2.00	2.25	2.50	2.75	3.00	3.25	3.50	4.00	4.50	5.00	6.00	6.50
<b>M</b>	1.00	1.03	1.06	1.10	1.13	1.15	1.17	1.18	1.20	1.22	1.25	1.28	1.31	1.34	1.36	1.39
<b>L/r</b>	7.00	7.50	8.00	9.00	9.50	10.0	10.5	11.0	11.5	12.0	13.0	14.0	15.0	16.0	16	*
<b>M</b>	1.41	1.44	1.46	1.50	1.52	1.54	1.56	1.58	1.60	1.62	1.65	1.69	1.72	1.75	1.77	2/3
<b>*THE MAXIMUM ALLOWED RATIO : L*t=D</b>																

Fuente: (Megyesy & Buthod, 2001)

#### 4.7.4. MÁXIMA PRESIÓN ADMISIBLE DE TRABAJO EN LA CABEZA TORIESFÉRICA

$$MAWP = \frac{2 * Sd * E * (t - CA)}{M * L - (t - CA) * (M - 0,2)}$$

Dónde:

*MAWP = Máxima presión admisible de trabajo(Psi)*

*t = Espesor de la pared cilíndrica(pulg)*

*Re = Radio externo(pulg)*

*Sd = Esfuerzo máximo permitido del material(Psi)*

*E = Eficiencia de la soldadura(Anexo C)*

*M = Factor m(observese la Tabla 23)*

*L = Radio externo del plato(pulg)*

La máxima presión permisible dentro del gasificador es de 19,29 atm (283,5psi), el radio externo del gasificador es de 760mm (30”), el espesor del

gasificador es de 4,39 mm (0,173"), esfuerzo máximo permisible del material se encuentra en el anexo B para una temperatura 1050 °F es de 170 atm (2500 psi), donde el material escogido SA-516-70 por sus características de trabajo a altas temperaturas tabla anexo A, la eficiencia de la soldadura junta a tope como alcanzados por doble soldadura o por otros medios que se obtiene la misma calidad de depósito soldadura de metal en la superficie de la soldadura en el interior y el exterior 0,85, el factor M se puede observar en la Tabla 23.

#### 4.7.5. ESPESOR DE LAS CONEXIONES EN EL GASIFICADOR

Para calcular el espesor mínimo requerido se utilizó el procedimiento de la norma ASME Sec. VIII Div. 1 – *Pressure Vessels*, como se tiene una junta de soldadura longitudinal se usará la siguiente fórmula:

$$t = \frac{Pd * (Re + CA)}{Sd * E + 0,4 * Pd} + CA$$

Dónde:

$t =$  *Espesor de la pared(pulg)*

$Pd =$  *Presión de diseño(Psi)*

$Re =$  *Radio externo(pulg)*

$Sd =$  *Esfuerzo máximo permitido del material(Psi)*

$E =$  *Eficiencia de la soldadura(Anexo C)*

La presión dentro del gasificador es de 1 atm, el radio externo del gasificador es de 760mm (30"), el esfuerzo máximo permisible del material se encuentra en el anexo B para una temperatura 1050 °F es de 170 atm (2500 psi), donde el material escogido SA-106-B por sus características de trabajo a

altas temperaturas tabla anexo A, la eficiencia de la soldadura junta a tope como alcanzados por doble soldadura o por otros medios que se obtiene la misma calidad de depósito soldadura de metal en la superficie de la soldadura en el interior y el exterior 0,85.

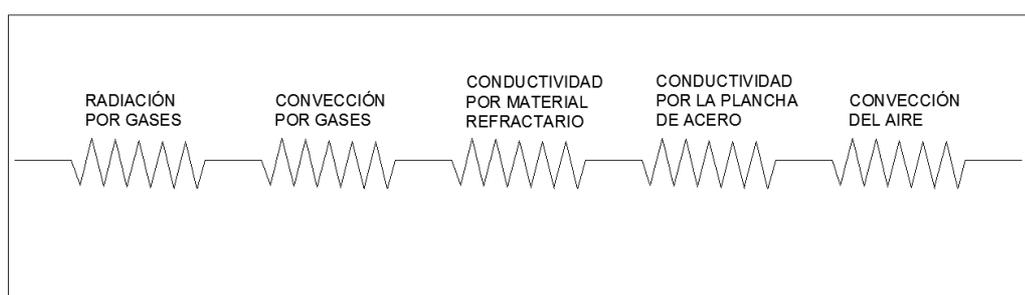
Con los datos anteriores se obtiene que el espesor de la tubería más el 12,5% de las tuberías para las conexiones del gasificador son:

**Tabla 24.** Especificación de la las tuberías a ser utilizadas

Descripción	Designación de las aberturas	Especificación de la tubería
<i>Salida del gas de síntesis</i>	N1	6 NPS SCH 40s t=0,375
<i>Entrada de RSU+C</i>	N2	12 NPS SCH 30 t=0,33
<i>Entrada de oxígeno</i>	N3	¾ NPS SCH 80s t=0,154
<i>Salida de Escoria</i>	N4	12 NPS SCH30 t=0,33

Fuente: (Rivadeneira, D; 2013)

#### 4.8. DISEÑO TÉRMICO DEL GASIFICADOR UP-DRAFT.



**Figura 7.** Diagrama de Resistencia Térmica

Fuente: (Rivadeneira, D; 2013).

#### 4.8.1. DETERMINACIÓN DE LA RADIACIÓN DE LOS GASES.

Los gases a elevada temperatura no son luminosos, pero emiten radiaciones calóricas. De los gases comúnmente presentes en la combustión:

- El oxígeno y nitrógeno ( $O_2$  y  $N_2$ ) emiten cantidades muy pequeñas de energía radiante.
- El vapor de agua ( $H_2O$ ), dióxido de carbono ( $CO_2$ ), monóxido de carbono ( $CO$ ), los hidrocarburos ( $C_n H_m \dots$ ) y el dióxido de azufre ( $SO_2$ ) emiten (y absorben) energía radiante en cantidades significativas. De todos los mencionados anteriormente se puede decir que los gases de combustión que contienen cantidades importantes de radiación solamente son  $CO_2$  y  $H_2O$ .

Por esta razón, en la práctica, cuando se considera la radiación de los gases no luminosos, se desprecian las contribuciones de los demás gases, tomándose solamente los efectos debidos al  $CO_2$  y  $H_2O$ .

Torreguilar y Weiss dan el siguiente método para evaluar el calor transmitido por radiación del  $H_2O$ .

$$Q = \epsilon_2 * A_2 * \alpha * (t_G - t_2)$$

Dónde:

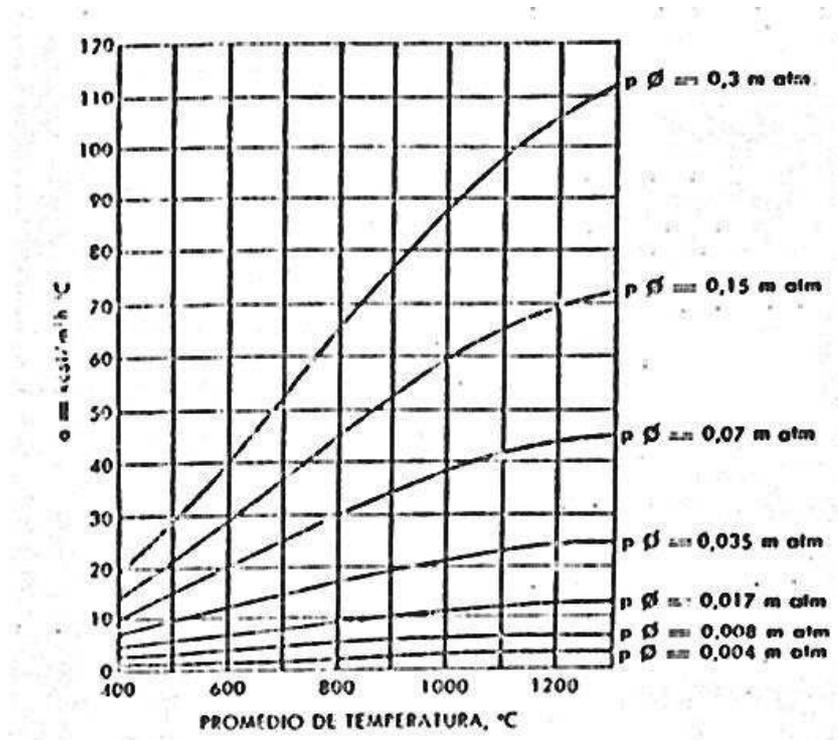
$\epsilon_2 =$  Emisividad de la superficie receptora

$A_2 =$  Área de la superficie receptora

$\alpha =$  Coeficiente de radiación

$t_G =$  Temperatura del gas ( $^{\circ}C$ )

$t_2 =$  Temperatura de la superficie receptora ( $^{\circ}\text{C}$ )



**Figura 8.** Coeficiente de Radiación Gaseosa para el Vapor de Agua

Fuente: (Torreguitar & Weiss, 1975)

**Tabla 25. Emisividad de Diferentes Cuerpos**

Emisividad de distintos cuerpos según su superficie	
Aluminio pulido	0,04-0,06
Aluminio oxidado	0,11-0,19
Hierro pulido	0,14-0,58
Hierro oxidado	0,85-0,89
Superficie pintura	0,27-0,67

Continua

<b>aluminio</b>	
<b>Amianto</b>	0,95
<b>Ladrillos comunes</b>	0,85-0,90
<b>refractarios</b>	

Fuente: (Torreguitar & Weiss, 1975)

$$Q = 0,875 * 0,48 * 0,10475 * (1000 - 900)$$

$$Q = 4,3995[kW]$$

#### 4.8.2. DETERMINACIÓN DE LOS COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE CALOR POR CONDUCCIÓN.

Para poder determinar los coeficientes de transferencia de calor presente en la cámara de combustión es necesario conocer la conductividad térmica de cada uno de los elementos que componen las paredes de la cámara, es decir, elementos refractarios, plancha metálica, etc.

Conductividad térmica de cada uno de los elementos:

Plancha de acero

$$ka = 38,05 \frac{W}{m * K}$$

Refractario

$$kr = 1,764 \frac{W}{m * K}$$

Fuente: (PITTS & SISSOM, 1979)

### 4.8.3. DETERMINACIÓN DE LOS COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE CALOR POR CONVECCIÓN.

Se debe determinar los coeficientes de transferencia de calor por convección térmica tanto de los gases dentro del gasificador, así como por el aire fuera del mismo.

Convención térmica de cada uno de los elementos: (Tomado del Anexo C)

**Tabla 26.** Propiedades de los gases a presión atmosférica.

T	$\rho$	$c_p$	$\mu * 10^7$	$\nu$	$k * 10^3$	$\alpha$	Pr
°K	$\frac{kg}{m^3}$	$\frac{KJ}{kg * ^\circ K}$	$\frac{N * s}{m^2}$	$* 10^6$ $\frac{m^2}{s}$	$\frac{W}{m * ^\circ K}$	$\frac{m^2}{s}$	
<b>Monóxido de Carbono</b>							
800	0,42095	1,140	343	81,5	55,5	116	0,705
<b>Hidrógeno</b>							
800	0,0303	14,7	172,4	569	378	849	0,67
<b>Oxígeno</b>							
800	0,4810	1,054	415,2	86,32	58,9	116	0,745
<b>Vapor de Agua</b>							
800	0,2739	2,152	278,6	101,7	59,2	100	1,01
<b>Aire</b>							
298	1,1707	1,0069	183,6	15,712	26,14	22,236	0,707

Fuente: (Incropera, Dewitt, Bergman, & Lavine, 1996).

Ecuación de Reynolds

$$Re = \frac{v * D}{\mu}$$

Donde

$Re = \text{Número de Reynolds}$ [adimensional]

$v = \text{velocidad del gas}$   $\left[\frac{m}{s}\right]$

$D = \text{Diametro del recipiente}$ [m]

$\mu = \text{Viscosidad dinamica del fluido}$   $\left[\frac{N * s}{m^2}\right]$

Calculando

**Tabla 27.** Número de Reynold

	<b>Reynolds</b>
<b>Monóxido de Carbono</b>	3221,28
<b>Hidrógeno</b>	6408,93
<b>Oxígeno</b>	2661,13
<b>Vapor de Agua</b>	3965,90
<b>Aire</b>	6017,97

Fuete: (Rivadeneira, D; 2013).

Ecuación de Nusselt

$$N_{UD} = \frac{h * D}{k} = 0,664 * Re^{\frac{1}{2}} * Pr^{\frac{1}{3}}$$

Donde

$N_{UD}$  = Número Nusselt [adimencinal]

$h$  = Conductividad termica

$Re = \text{Número de Reynolds}$ [adimensional]

$v = \text{velocidad del gas}$   $\left[\frac{m}{s}\right]$

$D = \text{Dímetro del recipiente}$ [m]

$\mu = \text{Viscosidad dinámica del fluido}$   $\left[\frac{N \cdot s}{m^2}\right]$

Despejando

$$h = \frac{0,664 * Re^{\frac{1}{2}} * Pr^{\frac{1}{3}} * k}{D}$$

Calculando

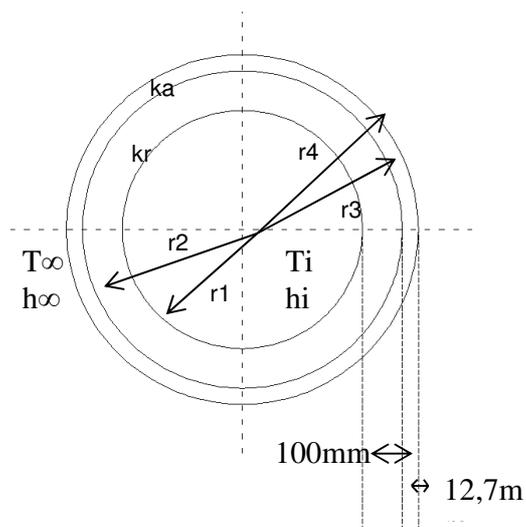
**Tabla 28.** Coeficiente de convección

<b>Coeficiente de convección</b>	
	$\frac{W}{(K * m^2)}$
<b>Monóxido de Carbono</b>	3574
<b>Hidrógeno</b>	33757
<b>Oxígeno</b>	3511
<b>Vapor de Agua</b>	4769
<b>Aire</b>	2303

Fuente: (Rivadeneira, D; 2013).

#### 4.8.4. COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSPORTE DE CALOR

Este coeficiente debe ser el menor posible, para de esta manera aprovechar al máximo el calor disponible dentro del gasificador y para limitar el flujo de calor a través de las paredes de la cámara de combustión, se ha dispuesto de material refractario y plancha metálica.



**Figura 9.** Gráfica del Coeficiente Global

Fuente: (Rivadeneira, D; 2013)

$$q = \frac{(\Delta T)_{global}}{\Sigma R_t} = \frac{T_i - T_o}{\Sigma R_t}$$

Donde la energía térmica es por:

Resistencia térmica por convección:

$$R_c = \frac{r_2}{r_1 * h_i} + \frac{1}{h_o}$$

Donde

$r_2 =$  radio externo del material refractario

$r_1 =$  radio interno del material refractario

$h_i =$  coeficiente de convección interno

$h_o =$  coeficiente de convección externo

Resistencia térmica por conducción:

$$R_{co} = \frac{r_1 * \ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{kr} + \frac{r_3 * \ln\left(\frac{r_4}{r_3}\right)}{ka}$$

Donde

$r_2 =$  Radio externo del material refractario

$r_1 =$  Radio interno del material refractario

$r_4 =$  Radio externo del acero

$r_3 =$  Radio interno del acero

$kr =$  Conductividad térmica del cemento refractario

$ka =$  Conductividad térmica del acero

#### **4.9. CALOR QUE SE DISIPA EN EL GASIFICADOR**

Para  $r_1$  se tomara un espesor como marca las normas TULAS de 100 mm para el material refractario.

Ecuación

$$\left( \frac{r_2}{r_1 * h_i} + \frac{r_1 * \ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{kr} + \frac{r_3 * \ln\left(\frac{r_4}{r_3}\right)}{ka} + \frac{1}{h_o} \right) * \pi * D * L * (\Delta T)$$

$$= Q$$

Resolviendo

$$Q = 402,626 + 4,3995 = 407,03 \text{ kW}$$

#### 4.10. CÁLCULO DE LA VARIACIÓN DE LA PRESIÓN EN EL REACTOR

Se puede calcular la caída de presión de la corriente gaseosa a través del lecho móvil, a partir de la ecuación de Ergun (Strassburger et al, 1969). (Trinks y Mawhinney, 1972), sobre la base de que la velocidad superficial de la fase sólida es despreciable frente a la velocidad superficial de la fase gaseosa. Por ello se consideró como un lecho fijo a los efectos del cálculo de la caída de presión. (Valderrama, 1998)

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{150 * \mu_f * v_o * (1 - \epsilon)^2}{D_p^2 * \epsilon^3} + \frac{1.75 * \rho_f * v_o^2 * (1 - \epsilon)}{D_p \epsilon^3}$$

Dónde:

$\mu_f = \text{Viscosidad del fluido, [Pa * s]}$

$v_o = \text{Velocidad superficial de fluidización, [m/s]}$

$D_p = \text{Diámetro de la partícula, [m]}$

$\epsilon = \text{Porosidad, [adimensional]}$

$\rho_f = \text{densidad del fluido, } \left[ \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right]$

$\Delta P = \text{Caída de presión, [Pa]}$

$L = \text{Longitud del lecho, [m]}$

Resolviendo

$$\Delta P = 0,0004 \text{ atm}$$

#### **4.11. PLANOS DETALLADOS**

Se detallan en el anexo I

### **CAPÍTULO V**

#### **5. SIMULACIÓN COMPUTACIONAL DEL PROCESO DE GASIFICACIÓN EN ANSYS.**

De los códigos comerciales más amigables que se tiene en el mercado para simulación de fluidos y el más utilizado alrededor del mundo es *FLUENT ANSYS*. Este software contiene amplias características de modelado físico utilizadas en el modelamiento de flujo, turbulencias, transferencias de calor y reacciones para aplicaciones industriales, las mismas que van desde el flujo de aire sobre el ala de una aeronave a la combustión de hornos, desde columnas de burbujas a plataformas petrolíferas, desde el flujo de sangre a la fabricación de semiconductores. Para ampliar su alcance se han utilizado modelos especiales que dan al software la capacidad de modelar sistemas de combustión, turbo maquinaria y modelos multifase.

Además de resolver problemas relacionados al flujo de fluidos, se puede obtener datos numéricos, solución a las ecuaciones de Navier-Stokes por medio de volúmenes finitos, resuelve problemas relacionados a reacciones químicas. Es por esta razón, que dicho *software* es usado también para la predicción del comportamiento del flujo y de las reacciones de especies

químicas en lechos compactos, que es el caso del presente proyecto son muy importantes.

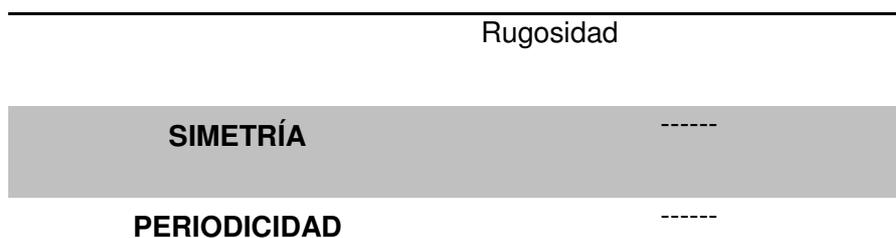
### 5.1. SIMULACIÓN BIDIMENSIONAL

La gasificación es un proceso altamente no lineal, es difícil simularlo sin aplicar algún tipo de simplificación es así que para la simulación de la gasificación de lecho fijo se optó por un planteamiento bidimensional, aproximándolo a uno asimétrico, y por medio de las condiciones de frontera establecidas.

### 5.2. CONDICIONES DE CONTORNO

**Tabla 29.** Condiciones para el gasificador

CONTORNO	CONDICIÓN
<b>ENTRADA</b>	Flujo másico o vector velocidad o bien presión (estática o total). Temperatura Pasivo escalar Intensidad y escala turbulenta
<b>SALIDA</b>	Presión(total o estática)o bien condición de salida total o parcial
<b>PARED FIJA</b>	Flujo de calor o temperatura Rugosidad
<b>PARED MÓVIL</b>	Velocidad lineal o angular Temperatura o flujo de calor



Fuente: (CIDAUT)

### 5.3. PLANTAMIENTO DE LA SIMULACIÓN

El software ANSYS FLUENT resuelve ecuaciones por defecto que se encuentran en su programación y estas son las que facilitan la resolución de los problemas, para este caso determinado, el programa necesitara tomar en cuenta ecuaciones generales de la mecánica de fluidos:

Ecuación de Navier-Stokes

$$\rho \frac{Dv_i}{Dt} = \rho F_i - \frac{\partial p}{\partial x_j} + \frac{\partial}{\partial x_j} \left\{ u \frac{\partial v_i}{\partial x_j} + u \frac{\partial v_j}{\partial x_i} \right\} + \frac{\partial}{\partial x_j} \left\{ \left( K - \frac{2}{3} \mu \right) \frac{\partial v_k}{\partial x_k} \right\}$$

Ecuación de la conservación de la masa

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x} (\rho u) + \frac{\partial}{\partial y} (\rho v) + \frac{\partial}{\partial z} (\rho w) = 0$$

Segunda ley de Newton

$$\frac{\partial (\rho u)}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x} (\rho u^2) + \frac{\partial}{\partial y} (\rho v u) + \frac{\partial}{\partial z} (\rho w u) = f_{v_x} + f_{s_x}$$

$$\frac{\partial (\rho v)}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x} (\rho u v) + \frac{\partial}{\partial y} (\rho v^2) + \frac{\partial}{\partial z} (\rho w v) = f_{v_y} + f_{s_y}$$

$$\frac{\partial (\rho w)}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x} (\rho u w) + \frac{\partial}{\partial y} (\rho v w) + \frac{\partial}{\partial z} (\rho w^2) = f_{v_z} + f_{s_z}$$

Ecuación de la Energía

$$\frac{\partial(\rho E)}{\partial t} + \nabla * [V(\rho E + \rho)] = \nabla * [k_{eff} \nabla T - \sum_j h_j J_j + \tau_{eff} * V] + S_h$$

$$\underbrace{\quad}_{\text{Transitorio}} \quad \underbrace{\quad}_{\text{Convección}} \quad \underbrace{\quad}_{\text{Conductividad}} \quad \underbrace{\quad}_{\text{Difusión}} \quad \underbrace{\quad}_{\text{Viscosidad}} \quad \underbrace{\quad}_{\text{Entalpia}}$$

– Energía E por unidad de masa es definida:

$$E = h - \frac{p}{\rho} + \frac{V^2}{2}$$

Turbulencia: k-ε Standard

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho_m k) + \nabla * (\rho_m u k) = \nabla * \left( \frac{\mu_m}{\sigma_k} \nabla k \right) + G_{k,m} - \rho_m \epsilon$$

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho_m k) + \nabla * (\rho_m u \epsilon) = \nabla * \left( \frac{\mu_m}{\sigma_\epsilon} \nabla \epsilon \right) + \frac{\epsilon}{k} (C_{1\epsilon} G_{k,m} - C_{2\epsilon} \rho_m \epsilon)$$

➤ Transporte de especies con presencia de reacciones

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho Y_i) + \nabla * (\rho u Y_i) = -\nabla * J_i + R_i + S_i$$

La ecuación de transferencia radiativa para absorción, emisión y dispersado medio en la posición  $\vec{r}$  en la dirección S es:

$$\frac{\partial I(r, s^>)}{\partial s} + (a + \sigma_s) I(r^>, s^>) = a n^2 \frac{\sigma T^4}{\pi} + \frac{\sigma_s}{4\pi} \int_0^{4\pi} I(r^>, s^t) \phi(s^> * s^t) \partial \Omega$$

Dónde:

$r^>$  = vector de posición

$s^>$  = vector de dirección

$s^t$  = dirección del vector de dispersión

$s$  = dirección del vector de dispersión

$a$  = coeficiente de absorción

$n =$  índice de refracción

$\sigma_s =$  coeficiente de dispersión

$\sigma =$  constante de Stefan – Boltzmann ( $5.672 \times 10^{-8} \frac{W}{m^2 \cdot K^4}$ )

$I =$  intensidad de la radiación, que depende de la posición ( $r^>$ ) y ña dirección ( $s^>$ )

$T =$  temperatura local

$\phi =$  función de fase

$\Omega =$  ángulo sólido

#### 5.4. CONDICIONES DE FRONTERA

ANSYS FLUENT realiza operaciones mediante el método de elementos finitos (MEF) que es un método numérico de resolución de ecuaciones diferenciales. La solución obtenida por MEF es sólo aproximada, coincidiendo con la solución exacta sólo en un número finito de puntos llamados nodos. En el resto de puntos que no son nodos, la solución aproximada se obtiene interpolando a partir de los resultados obtenidos para los nodos, lo cual hace que la solución sea sólo aproximada debido a ese último paso.

Muy frecuentemente se conoce información adicional de ese fenómeno o de esa ecuación, lo que es equivalente a saber el valor de las variables o de las derivadas bajo condiciones específicas.

A estas zonas donde se debe especificar el estado del problema a analizar, se les denomina *condiciones de frontera*.

Una de las grandes limitaciones impuestas por el *Software*, son la imposibilidad de convertir solido a gas y viceversa, pero esto no limita la posibilidad de utilizarlo para el desarrollo de este problema.

A continuación se presentan detalladamente las condiciones de frontera que se introdujeron:

Para simplificar la operación se consideró como que el material ya se encontraba en la parte de combustión del gasificador a esta se le asignó una condición de frontera denominada *full\_injected*, se consideró también el ingreso del oxígeno por la parte lateral del gasificador con dos entradas denominadas *oxigeno\_injected*, con una presión de ingreso de oxígeno, donde la turbulencia y el flujo másico fueron ingresados en *mass-flow-inlet* (31 % para la turbulencia que se tomó de otro experimento por (Ramírez Rubio, 2010)) y para el flujo másico  $1,98e^{-2}$  kg/s .

Se requirió el ingreso al *software* de la composición química de los RSU y el carbón vegetal utilizado en términos del análisis proximal (Figura 27.), la temperatura a la cual ingresaba dicho material (300 °K, la temperatura ambiente). Además se ingresó la intensidad de turbulencia del flujo (3 % que se tomó de otro experimento por (Ramírez Rubio, 2010)), al igual que su flujo másico de  $8,18e^{-3}$  kg/s, además de ingresar una presión favorable para la misma, ya que el equipo generador de oxígeno proporciona esta presión de 101325 Pa.

En la parte superior, por el lugar por donde salen los gases producidos, es solo necesario ingresar la presión con la que los gases salen del gasificador, así como el diámetro de la salida del reactor. Esta condición de salida fue establecida en el *software* como *pressure\_outlet*.

Las paredes del reactor se establecen por defecto del *software* como *wall*, se habilita la opción de transferencia de calor, entre la parte interior del

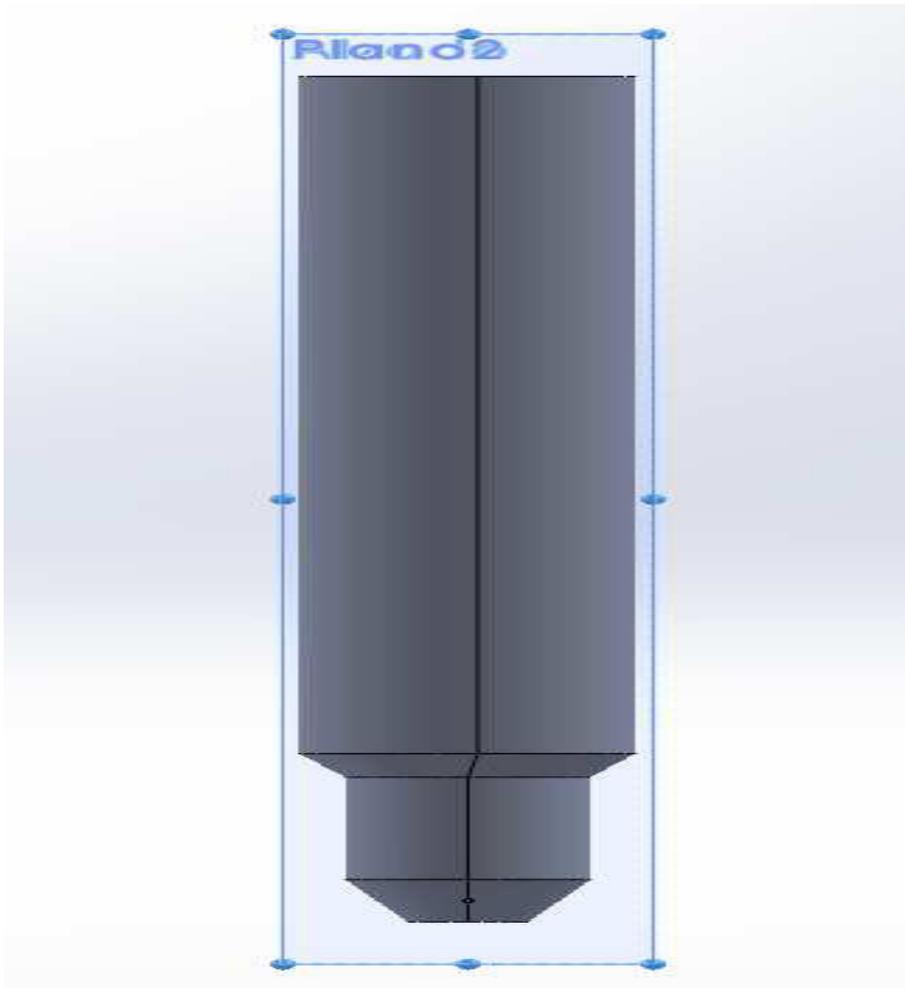
gasificador como la parte exterior del mismo. Con la opción *mixed* se aplica la convección y la radiación en las paredes del gasificador. Además se ingresaron las condiciones como la temperatura exterior de 300 °K, espesor de pared de 0,0127 m, coeficiente de transferencia de calor de 300000 W/m<sup>2</sup> K, emisividad exterior de 0,1 y una conductividad térmica para el cemento.

Una de las recomendaciones que existe (Ramírez Rubio, 2010) es la restricción de tipo numérica en este tipo de simulaciones, por lo que algunas investigaciones previas han optado por asumir que la transferencia de calor entre el reactor y la atmosfera es cero, es decir, no existe conductividad térmica a través de las paredes del gasificador.

## **5.5. PROCESO DE SIMULACIÓN EN ANSYS**

### **5.5.1. GEOMETRÍA**

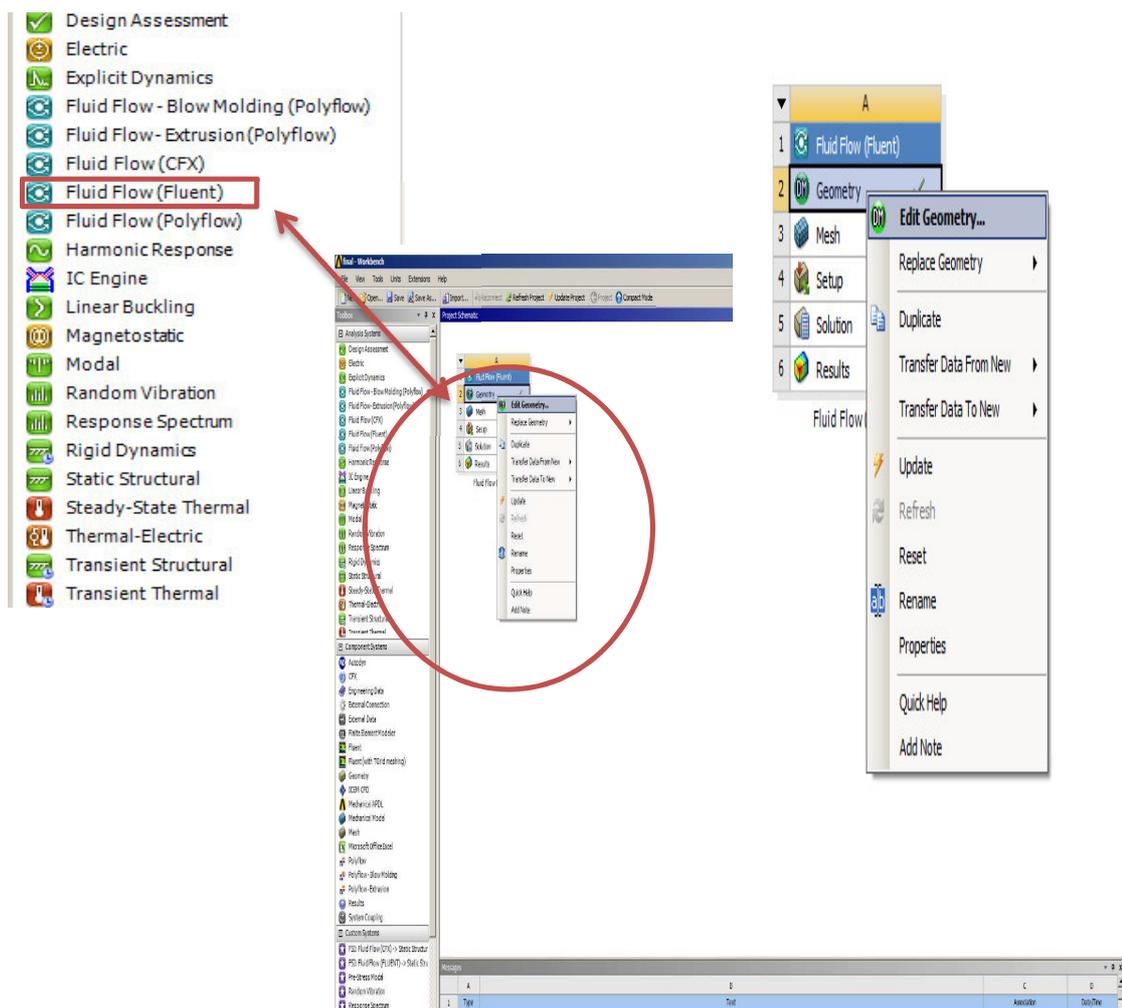
Se importa la geometría del gasificador desde un programa CAD hacia el ANSYS.



**Figura 10.** Solido en CAD.

**Fuente:** (Rivadeneira, D; 2013)

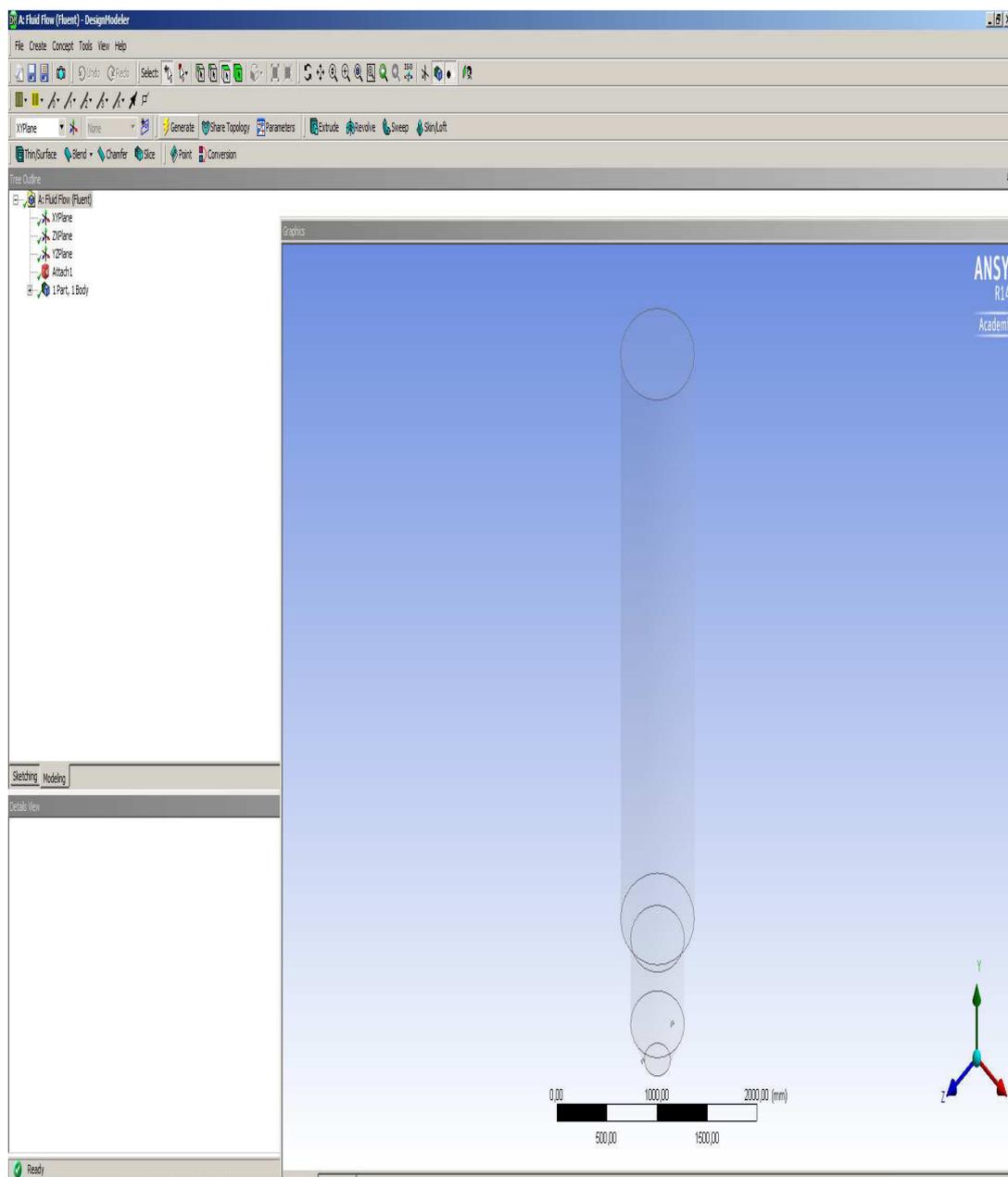
- Se selecciona y se arrastra el icono del **Fluent Flow (Fluent)**
- Se carga el sólido importado desde el software CAD, colocando en **Geometry**
- Para así hacer clic derecho y luego se hace clic en **Edit Geometry**, y se procede a cargar el sólido.



**Figura 11.** Opción de Fluent en ANSYS

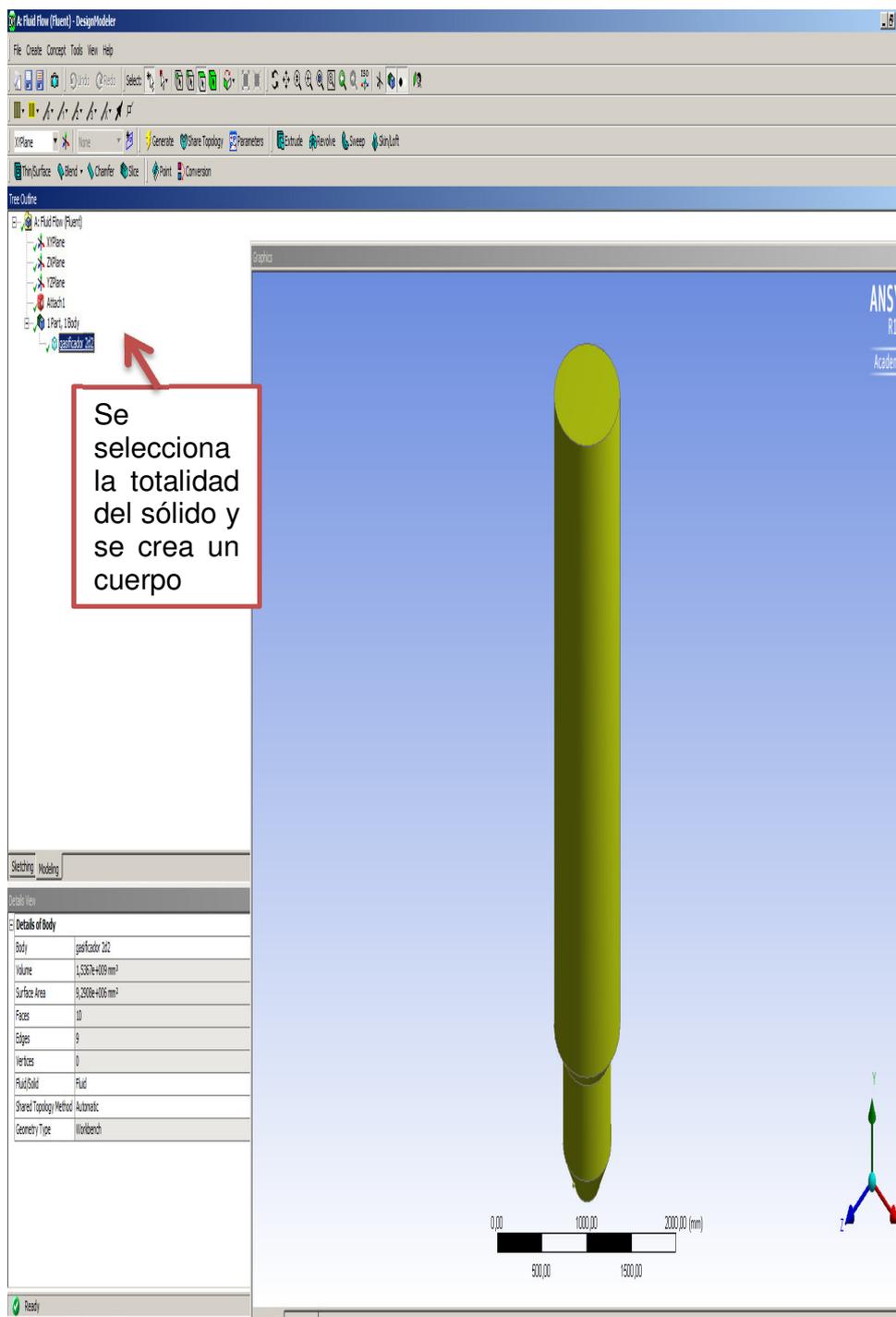
**Fuente:**(Rivadeneira, D; 2013)

- Se hace doble click en **Geometry** y se ingresa el sólido



**Figura 12.** Exportación de sólido a geometry en ANSYS.

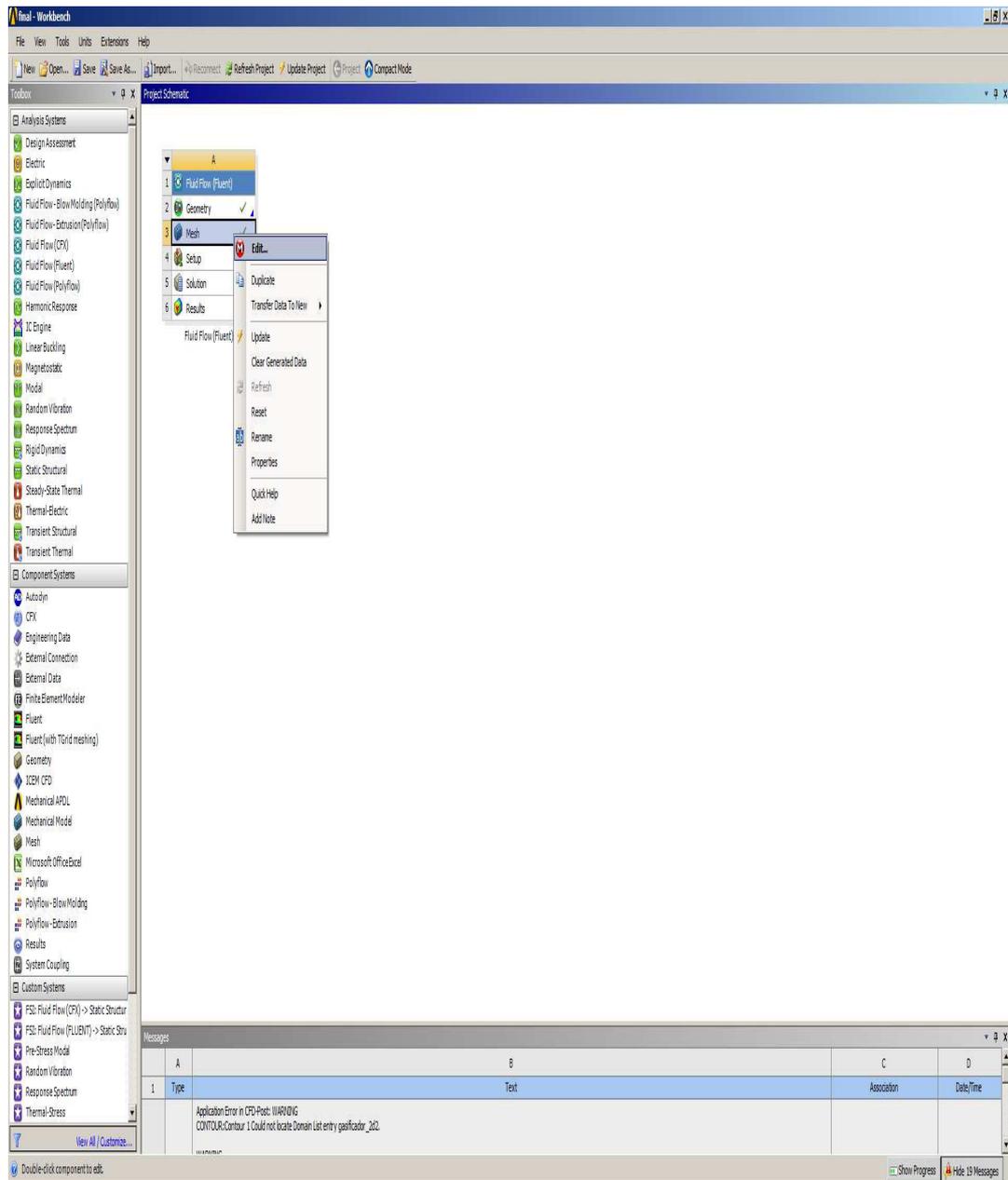
Fuente: (Rivadeneira, D; 2013)



**Figura 13.** Cuerpo solido en ANSYS.

Fuente: (Rivadeneira, D; 2013)

Se da click derecho en **mesh** y se da click izquierdo en **Edit** para cargar el sólido en la zona de mallado.

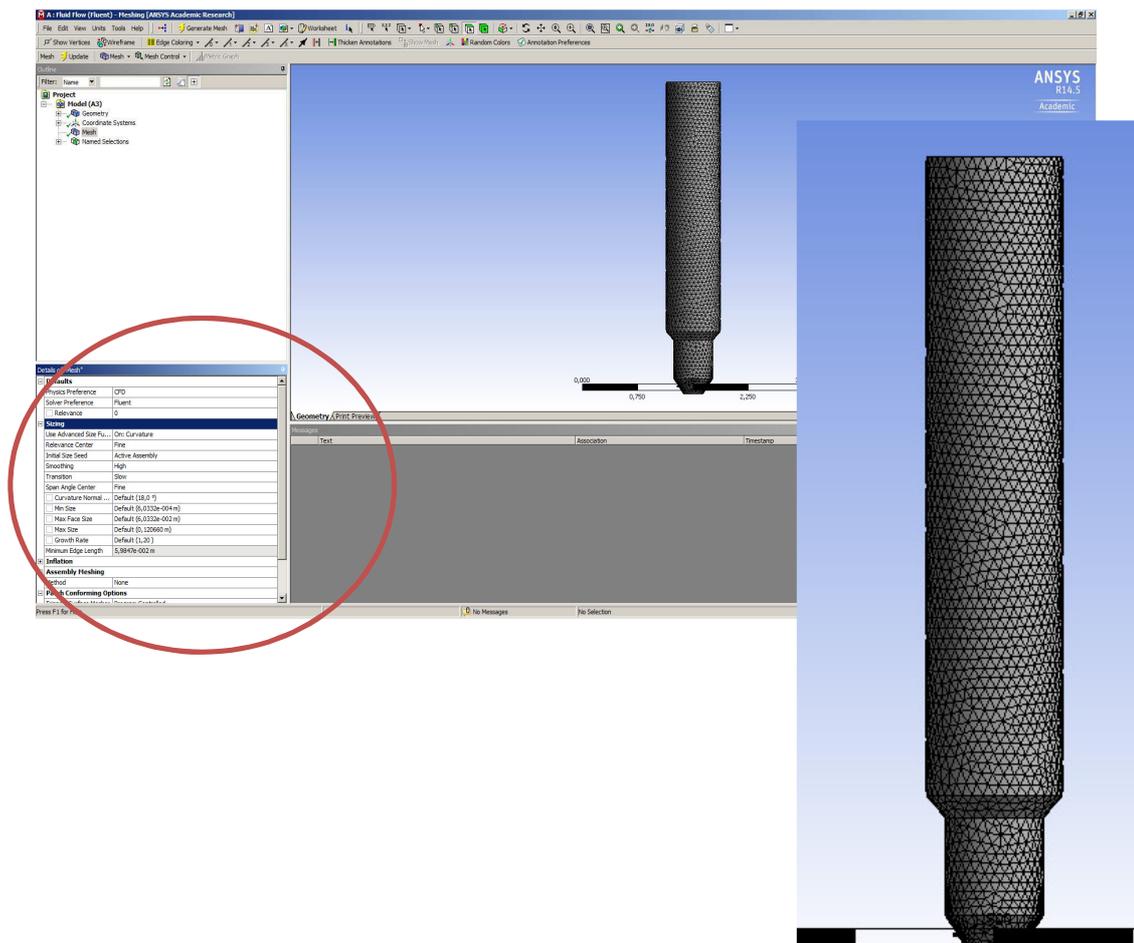


**Figura 14.** Exportación de sólido a geometry en ANSYS.

**Fuente:** (Rivadeneira, D; 2013)

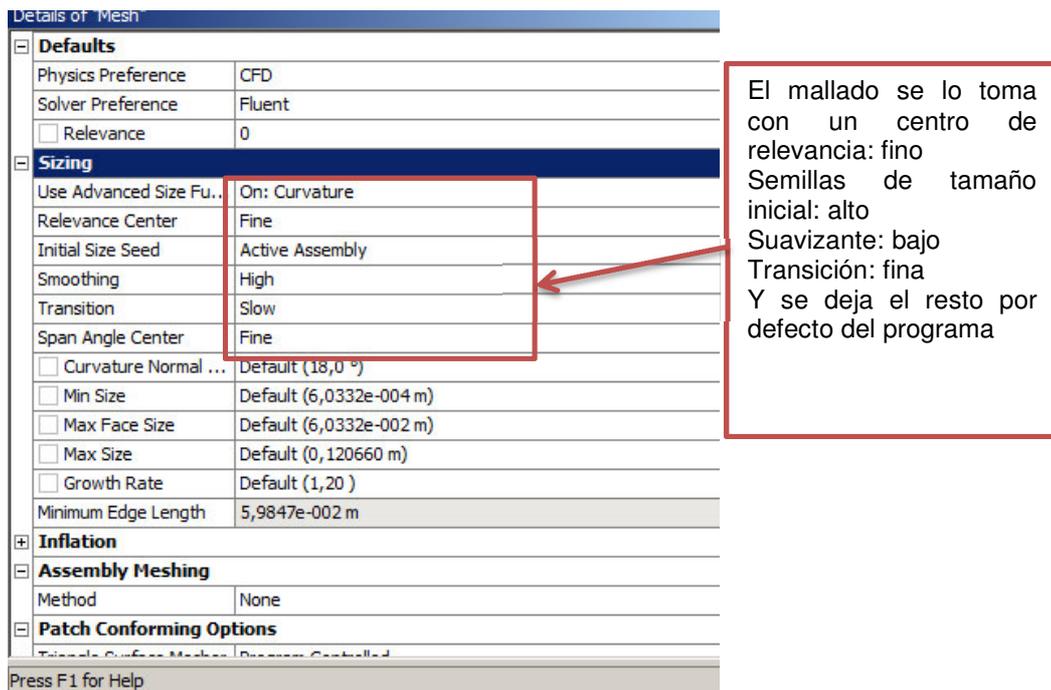
### 5.5.2. MALLADO

Se escogió el mallado rectangular ya que la geometría permite definir un mallado con buena definición. Aproximaciones similares a procesos de este tipo, pueden ser encontradas en simulaciones documentadas en la literatura.



**Figura 15.** Mallado del solido en ANSYS.

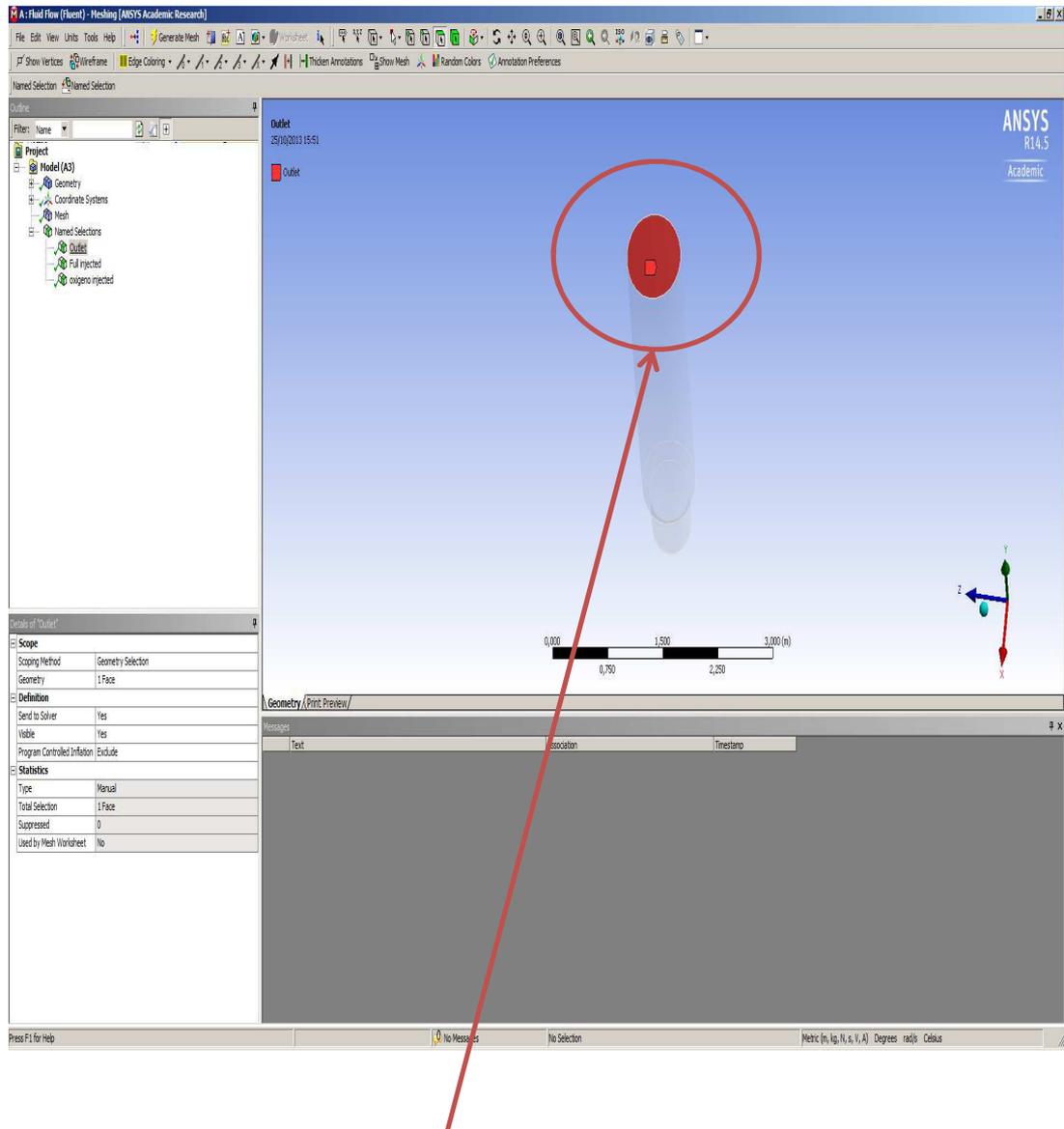
**Fuente:** (Rivadeneira, D; 2013)



**Figura 16.** Definición del mallado en ANSYS.

**Fuente:** (Rivadeneira, D; 2013)

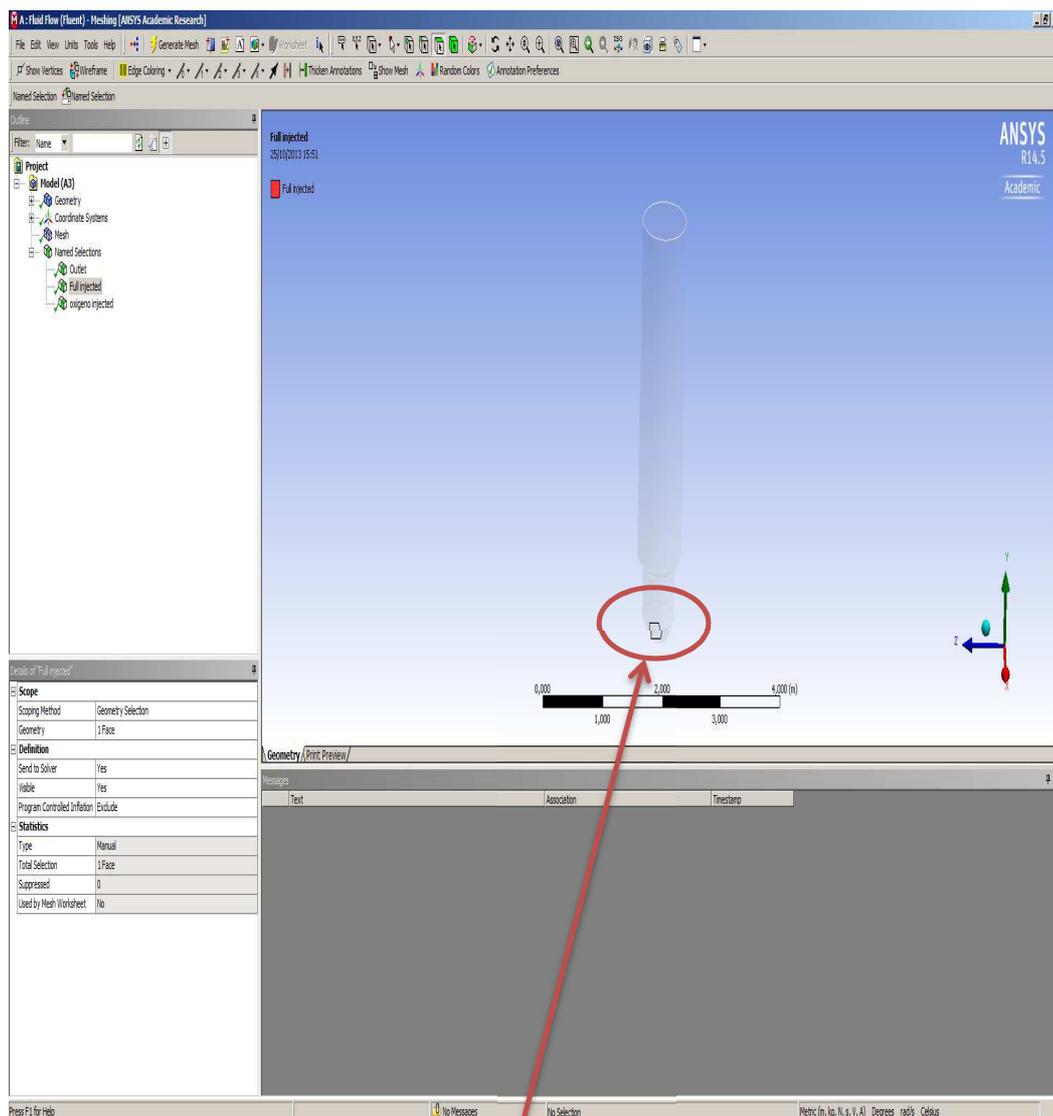
Se seleccionan las caras que representaran cada una de las entradas y salidas.



Selección de la parte superior para la salida del producto de la reacción, designándolo como **Outlet**

**Figura 17.** Selección de la salida de los gases.

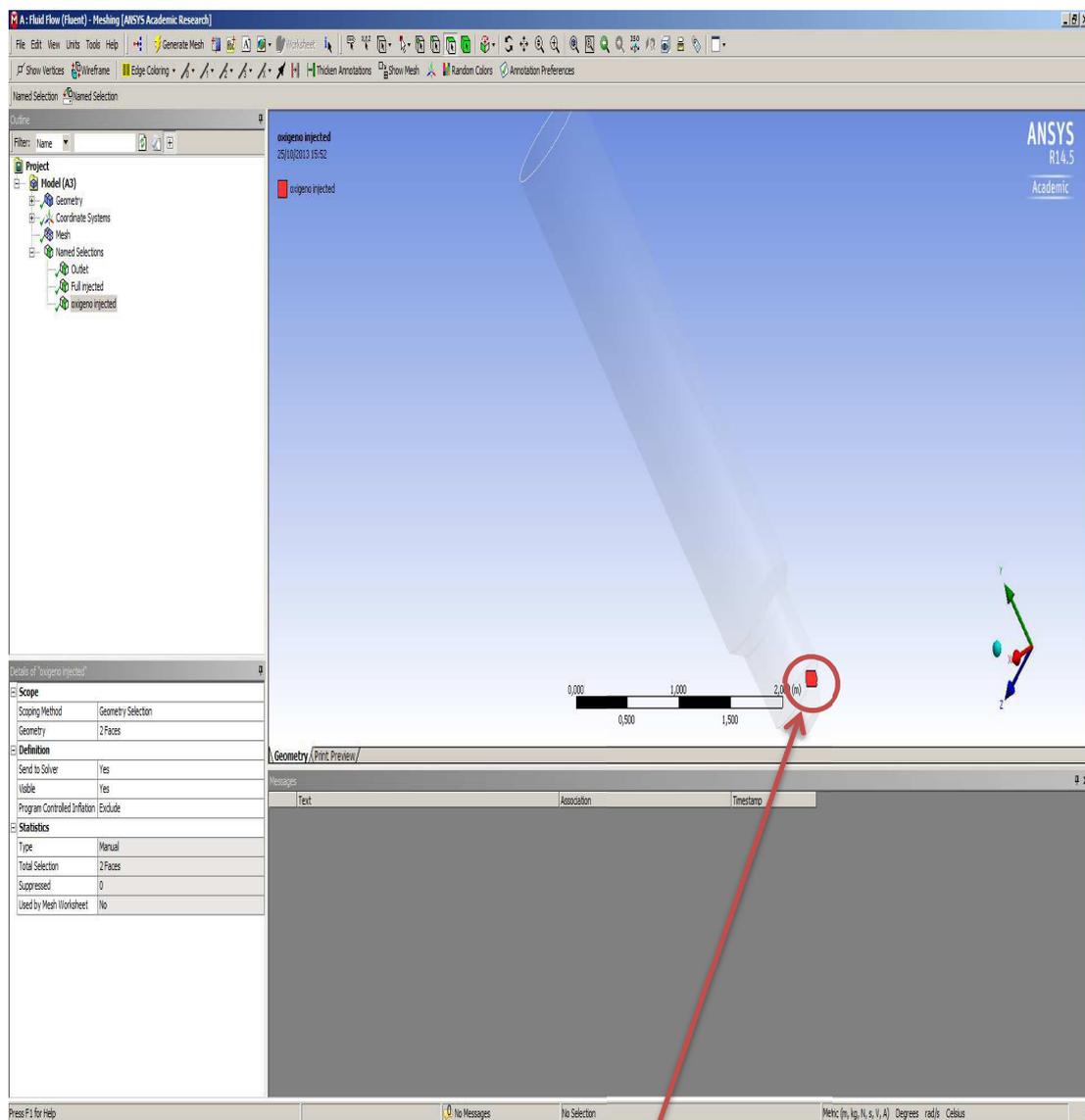
**Fuente:** (Rivadeneira, D; 2013)



Selección de la parte inferior  
para la entrada de lo  
producto a reaccionar,  
designándolo como  
***Full\_injected***

**Figura 18.** Selección de la entrada de los RSU y carbón vegetal.

**Fuente:** (Rivadeneira, D; 2013)



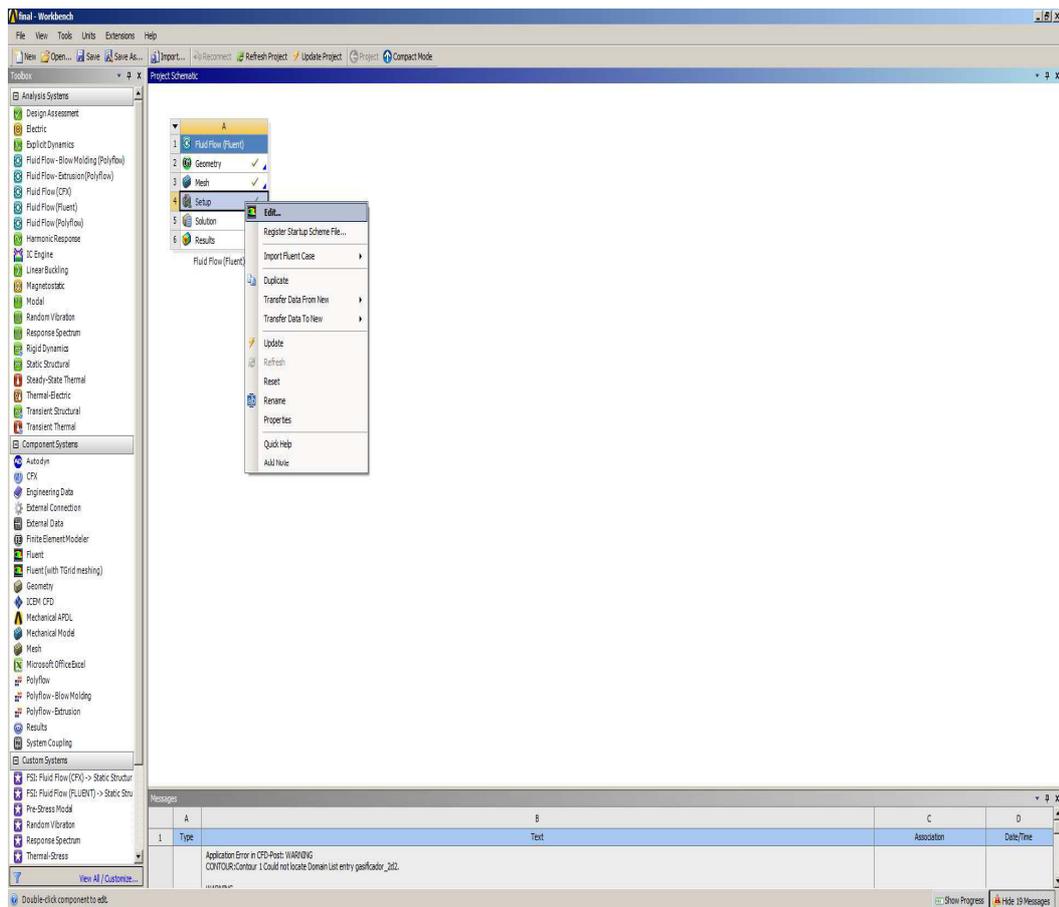
Selección de las entradas de oxígeno al gasificador, designándolas como ***oxigeno\_injected***

**Figura 19.** Selección de la entrada del oxígeno.

**Fuente:** (Rivadeneira, D; 2013)

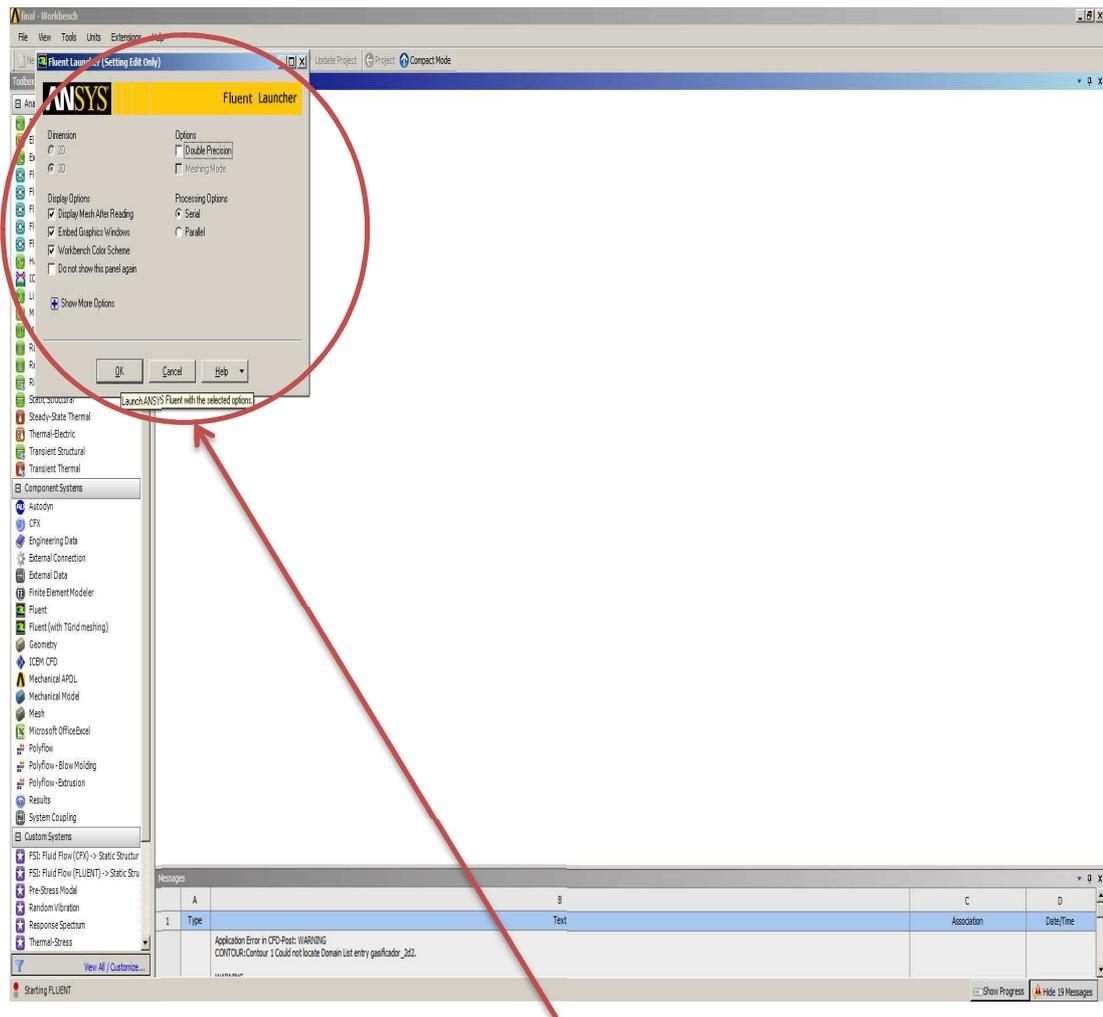
### 5.5.3. DISPOSICIÓN

Se sigue el procedimiento de hacer click derecho en **Setup** y luego click izquierdo en **Edit**.



**Figura 20.** Edición de los parámetros dentro del gasificador.

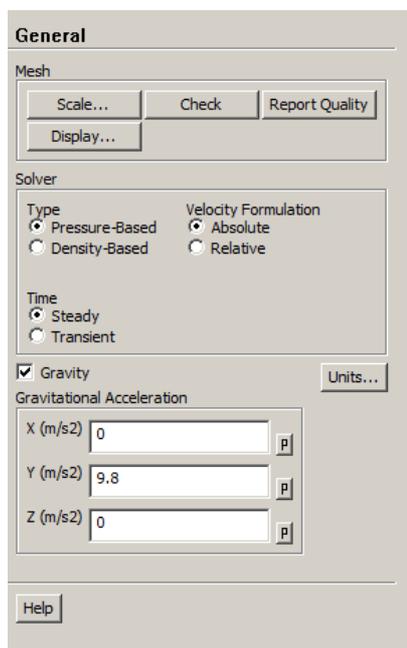
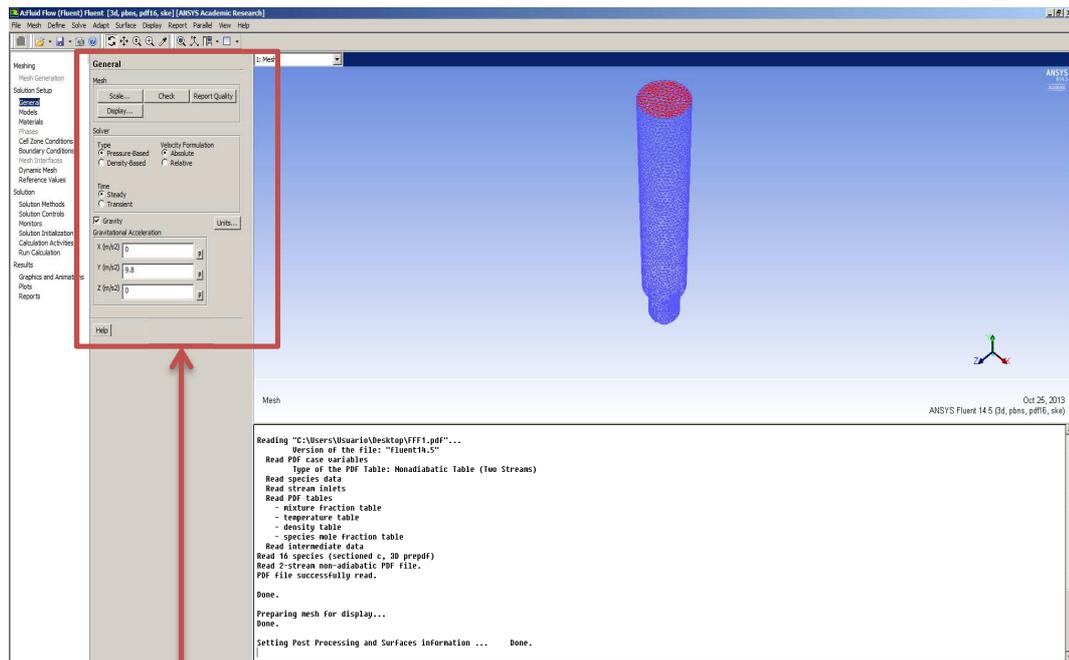
**Fuente:** (Rivadeneira, D; 2013)



Se deja por defecto esta pantalla dejando con los valores establecidos por el programa, solo se coloca **OK**.

**Figura 21.** Designación de parámetros para fluent.

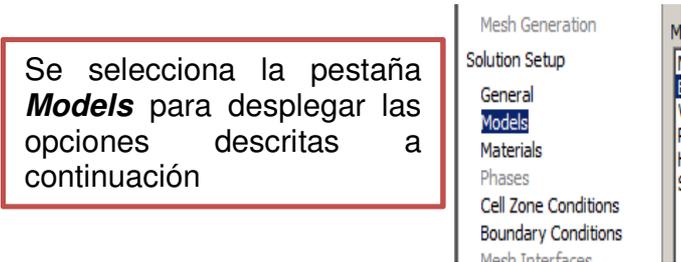
**Fuente:** (Rivadeneira, D; 2013)



Se despliega la opción de **General** y así se agrega la gravedad con un valor de **9,8 m/s<sup>2</sup>**.

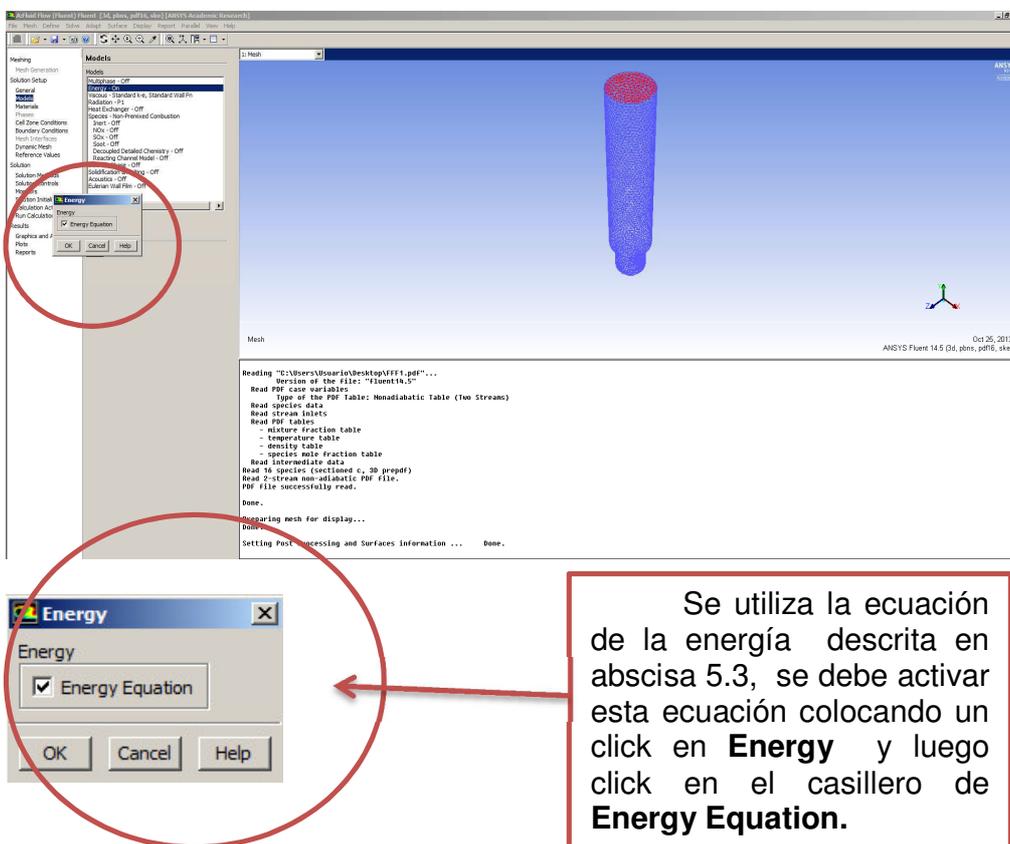
**Figura 22.** Designación de la gravedad en la simulación.

**Fuente:** (Rivadeneira, D; 2013)



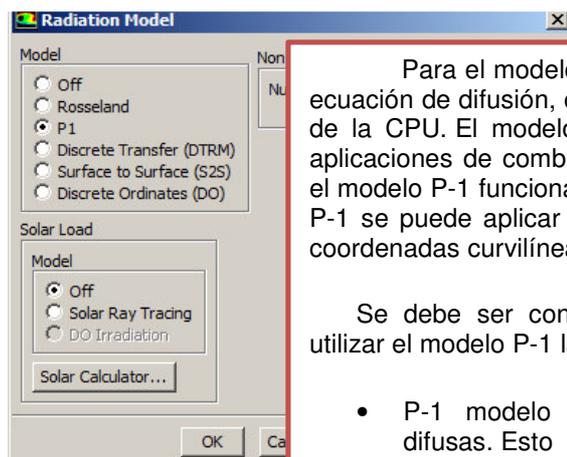
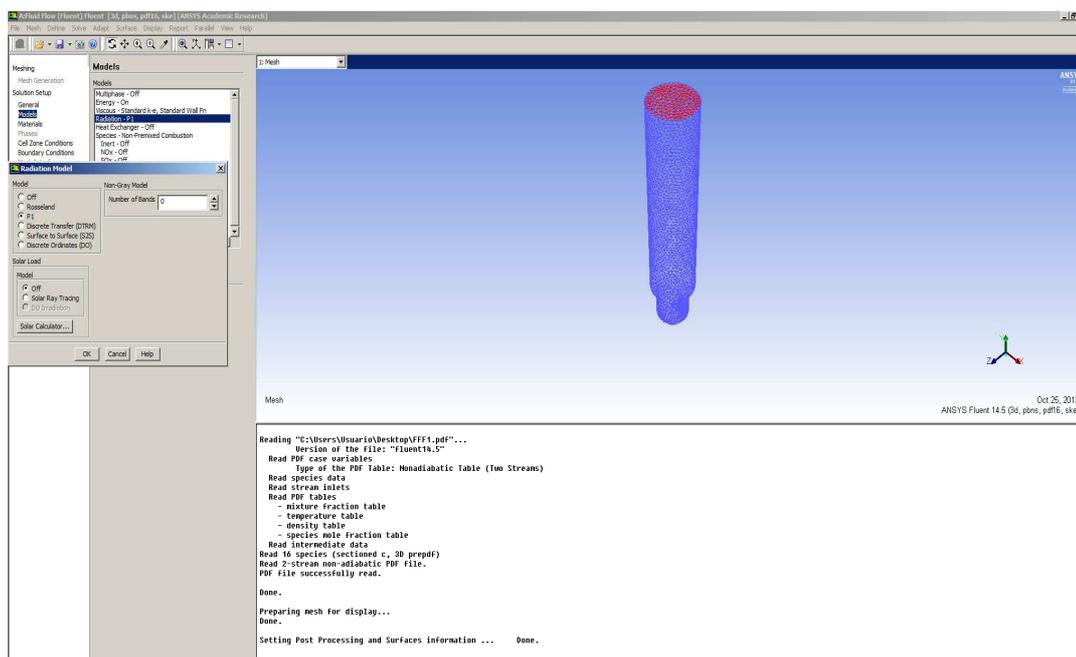
**Figura 23.** Selección de la pestaña models para ingresar parámetros de fluidos.

Fuente: (Rivadeneira, D; 2013)



**Figura 24.** Pestaña para la activar la ecuación de la energía.

Fuente: (Rivadeneira, D; 2013)



Para el modelo de P-1, descrita en la abscisa 5.2 es una ecuación de difusión, que es fácil de resolver con poca demanda de la CPU. El modelo incluye el efecto de la dispersión. Para aplicaciones de combustión donde el espesor óptico es grande, el modelo P-1 funciona razonablemente bien. Además, el modelo P-1 se puede aplicar fácilmente a geometrías complicadas con coordenadas curvilíneas.

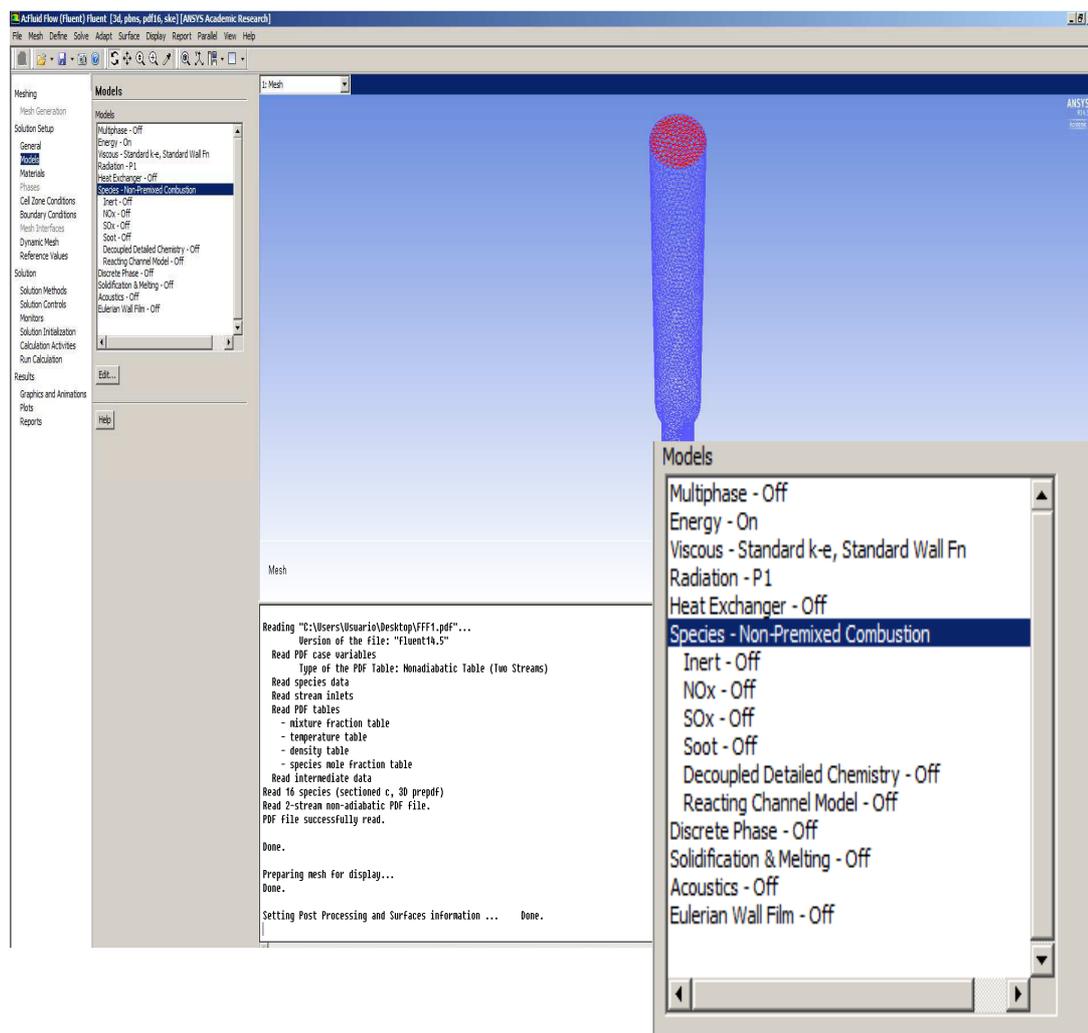
Se debe ser consciente de las limitaciones siguientes al utilizar el modelo P-1 la radiación:

- P-1 modelo asume que todas las superficies son difusas. Esto significa que la reflexión de la radiación incidente en la superficie es isotrópico con respecto al ángulo sólido.
- La aplicación asume la radiación gris.
- Puede haber una pérdida de precisión, dependiendo de la complejidad de la geometría, si el espesor óptico es pequeña.
- P-1 modelo tiende a un exceso de predecir los flujos de radiación de fuentes de calor localizadas o sumideros.

(ANSYS, radiativo Ecuación de Transferencia)

**Figura 25.** Selección del tipo de radiación en la nuestra simulación.

Fuente: (Rivadeneira, D; 2013)



**Figura 26.** Tipo de combustión en el gasificador.

Fuente:(Rivadeneira, D; 2013)

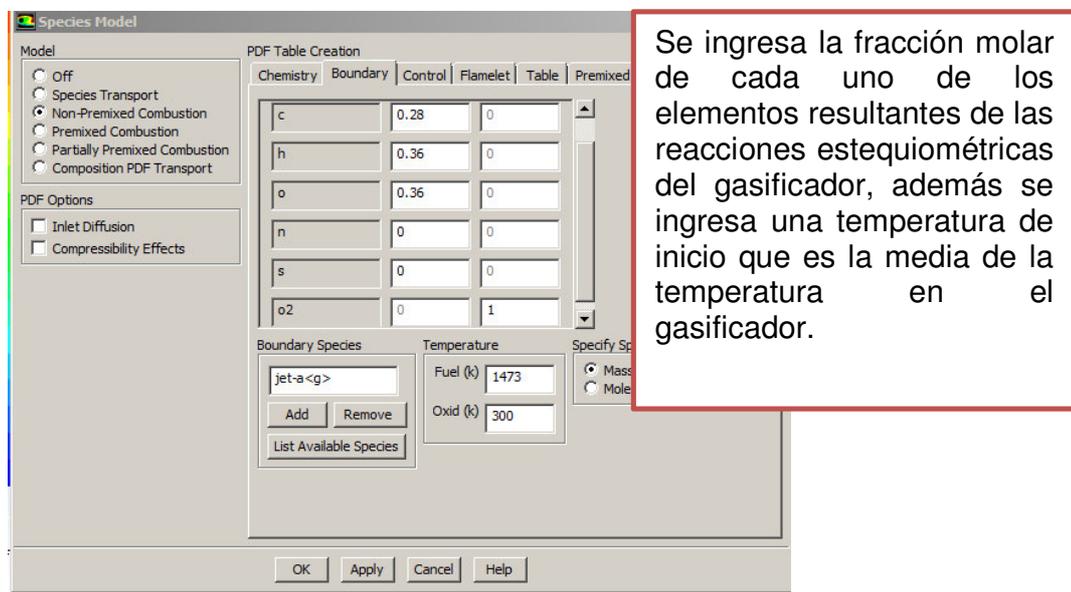
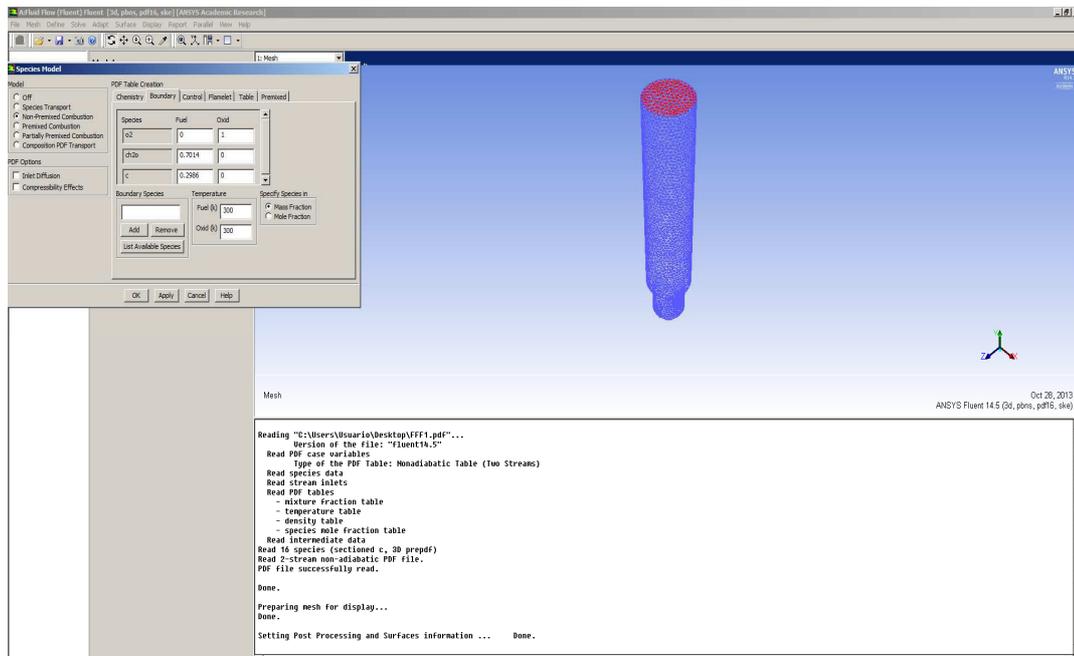
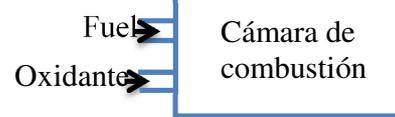
Se selecciona **Special Models** y se selecciona

### **Non-Premixed Combustion**

La combustión no premezclada

- Corrientes separadas para combustible y oxidante
- Convección o difusión de los reactivos desde cualquier lado en una hoja de llama.

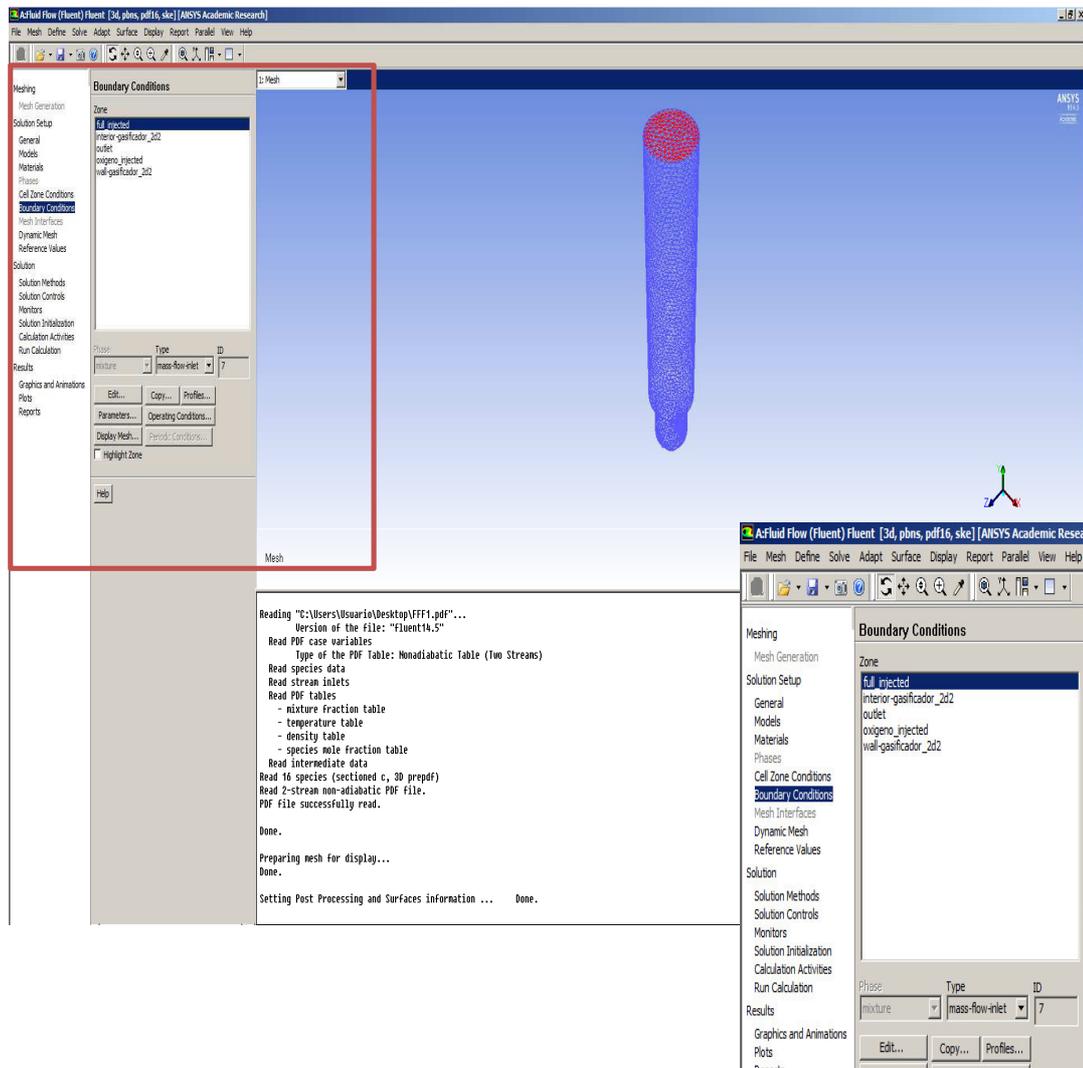
- Remolinos turbulentos distorsionan la laminar llama a dar forma y mejorar la mezcla.



**Figura 27.** Ingreso de las fracciones molares de la reacción.

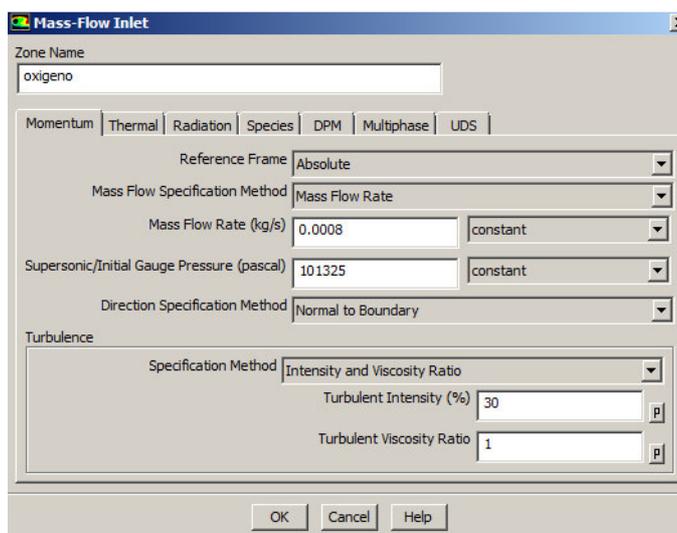
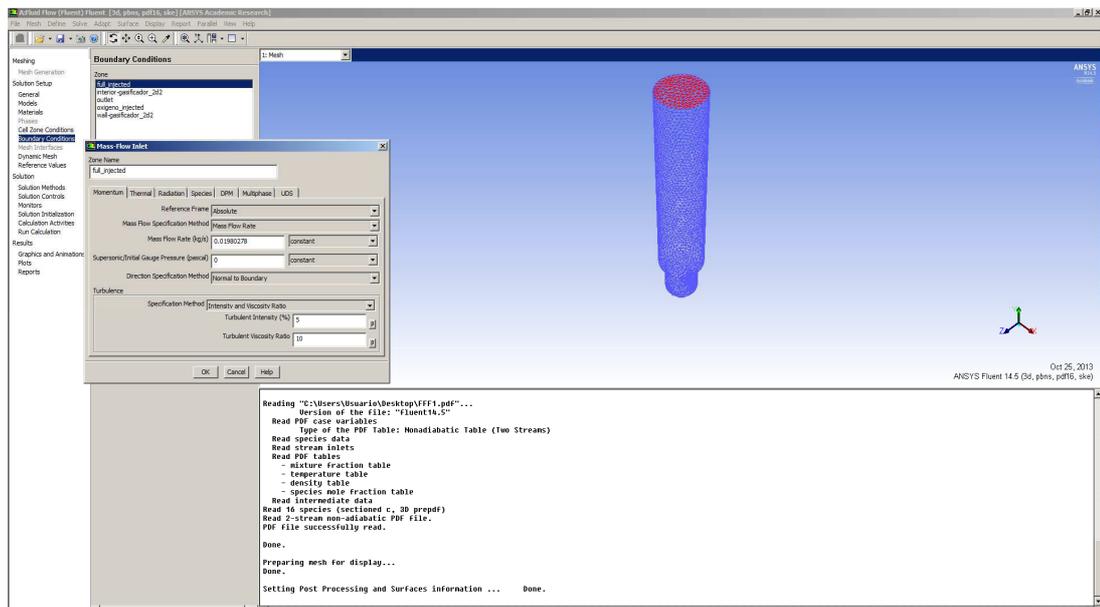
Fuente: (Rivadeneira, D; 2013)

Se ingresan los límites en **Boundary Conditions**, estos datos son resultados de la estequiometría en el Capítulo IV, tanto en el **full\_injected** y **oxigeno\_injected**



**Figura 28.** Condiciones de frontera de la simulación.

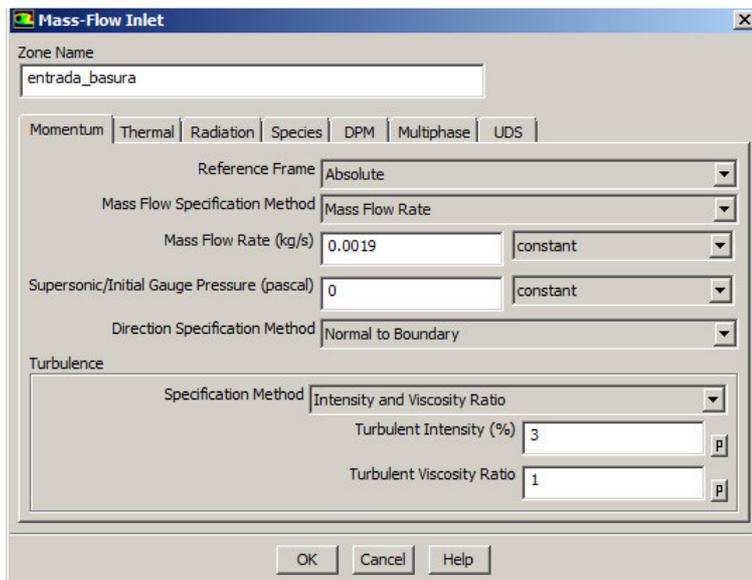
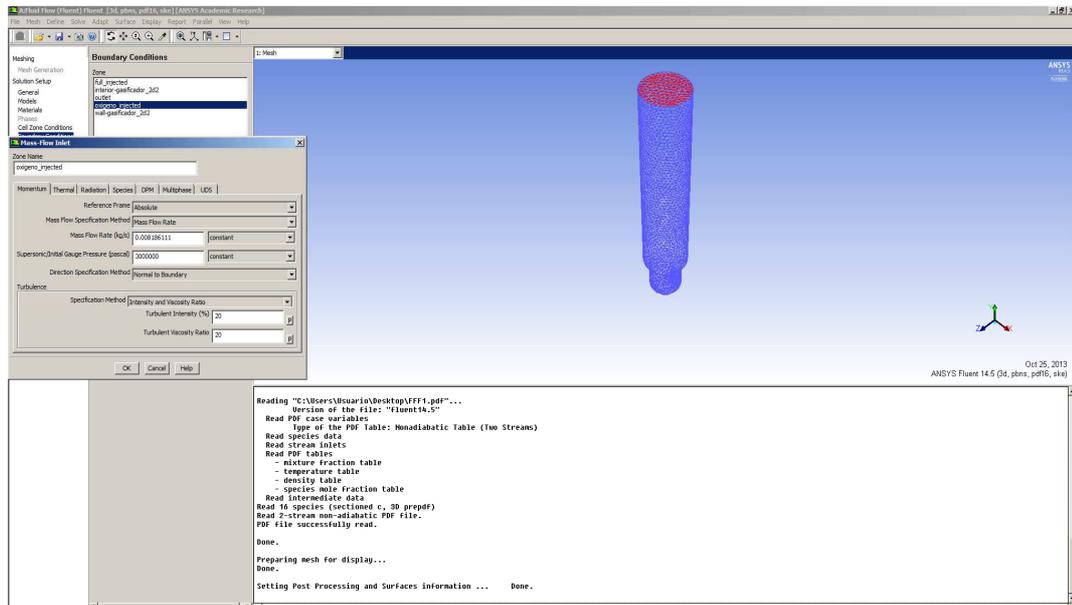
Fuente: (Rivadeneira, D; 2013)



Se ingresa los valores del Flujo Másico y de la presión a la que va ingresar el oxígeno. (Se toma estos valores del equipo que se tiene)

**Figura 29.** Ingreso de las condiciones de frontera del oxígeno.

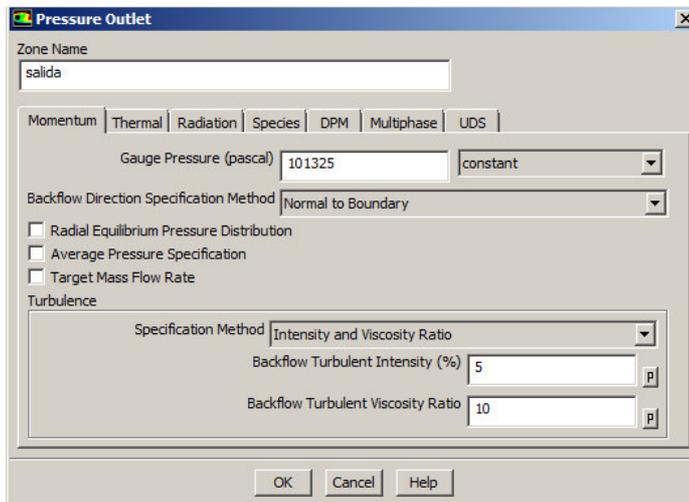
Fuente: (Rivadeneira, D; 2013)



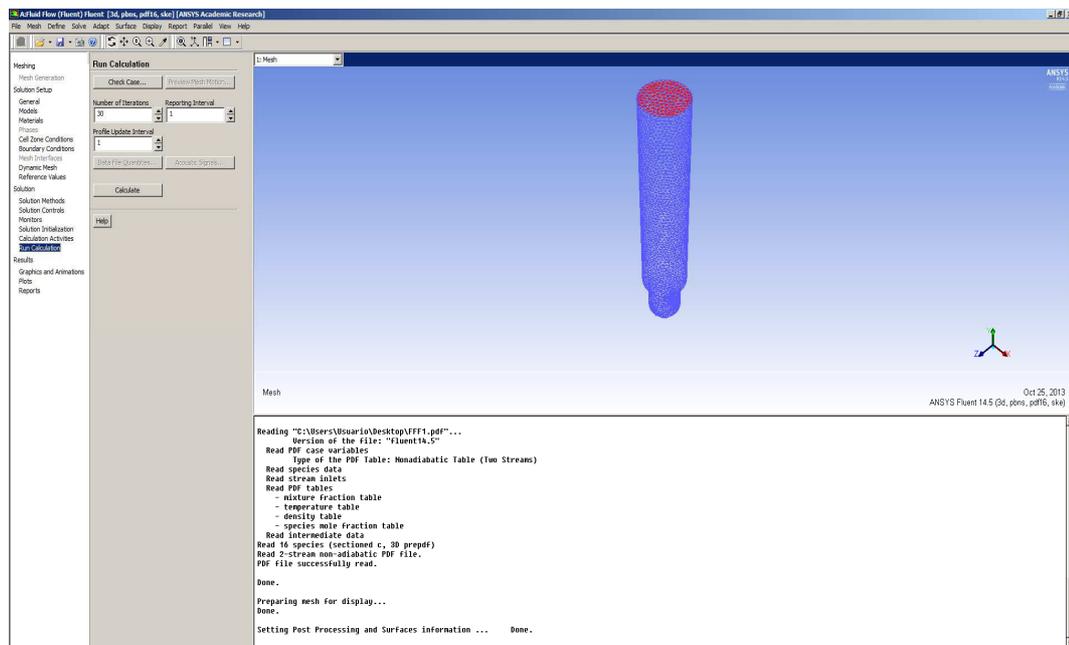
Se ingresa el valor del Flujo Másico de la composición de la basura más el carbón, debido a que solo se tiene presión atmosférica dentro del gasificador no se necesita poner valor de presión.

**Figura 30.** Ingreso de las condiciones de frontera de los RSU.

Fuente: (Rivadeneira, D; 2013)



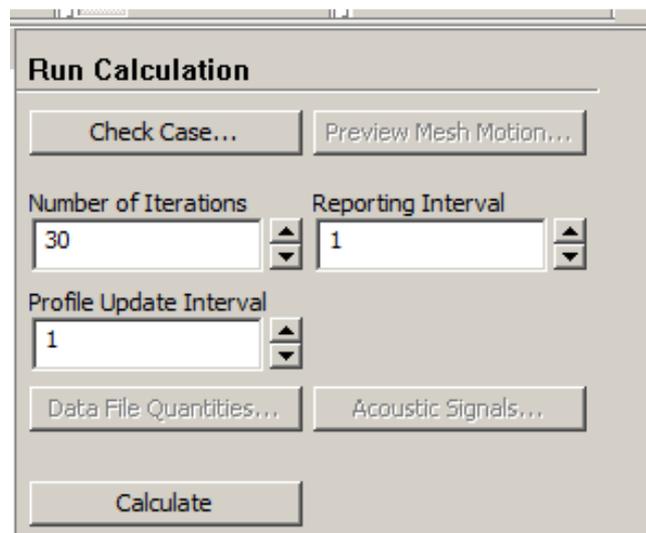
Se ingresa un valor de presión en **Pressure Outlet**, para tener una salida en el gasificador.



**Figura 31.** Ingreso de las condiciones de frontera de la salida del gasificador.

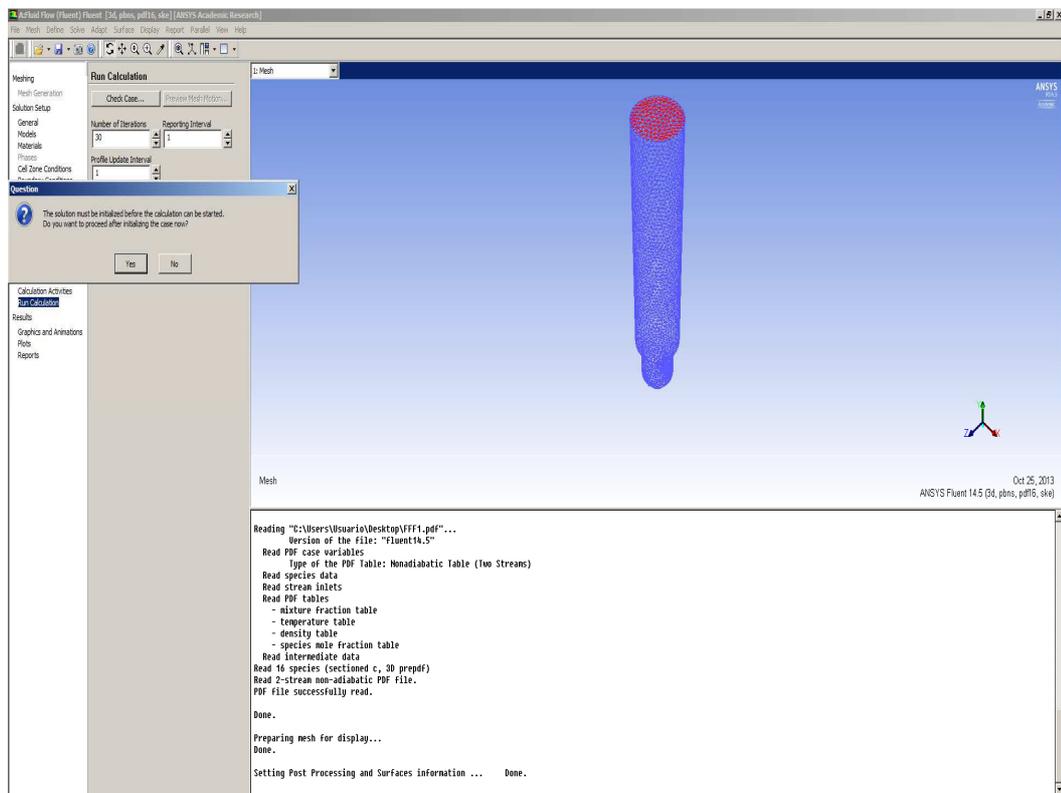
Fuente: (Rivadeneira, D; 2013)

Se procede a la iteración para la resolución del problema y para la obtención de los resultados correspondientes a un perfil de temperatura, se itero 30 veces ya que no se necesita más debido a que esto cambia con el tiempo y el gas tiende a salir por lo que tan solo es necesario conocer lo que ocurre en el momento de la combustión y más no la salida de gas combustionado esto se tomó de (Ramírez Rubio, 2010) .



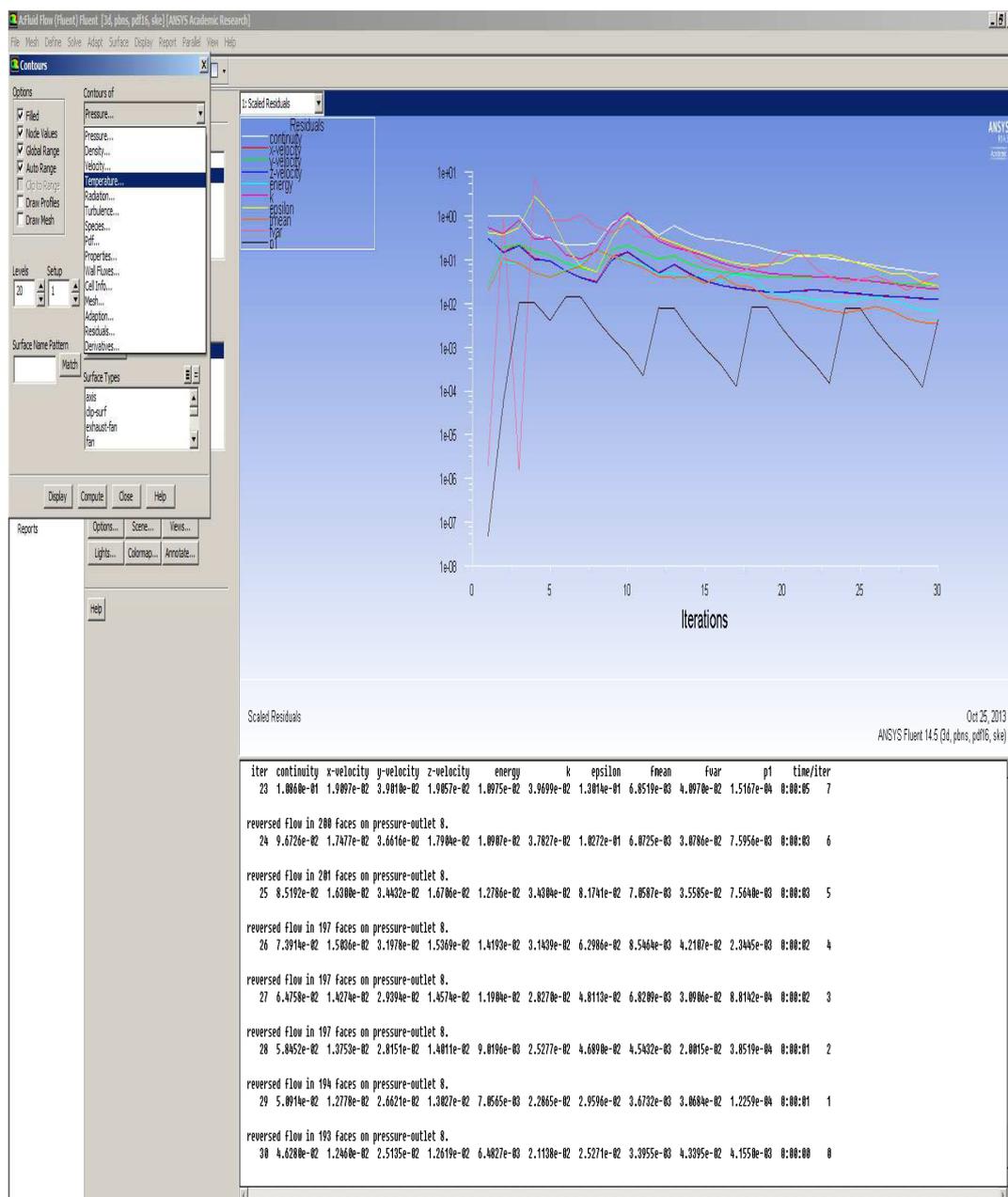
**Figura 32.** Parámetros en las iteraciones.

Fuente: (Rivadeneira, D; 2013)



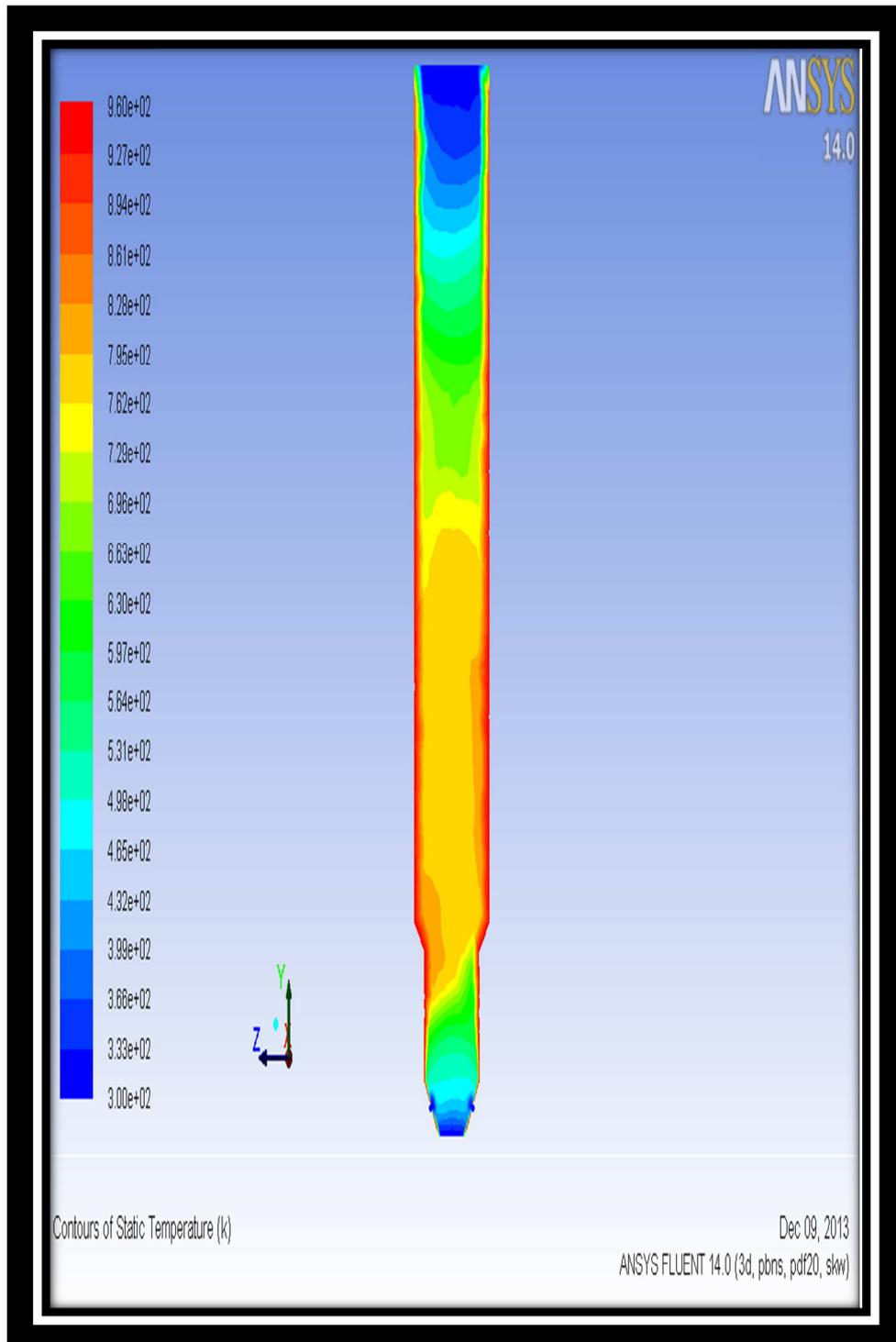
**Figura 33.** Inicio de la iteraciones en ANSYS.

Fuente: (Rivadeneira, D; 2013)



**Figura 34.** Balance de las iteraciones en ANSYS.

Fuente: (Rivadeneira, D; 2013)



**Figura 35.** Resultado final del perfil de temperaturas obtenido en ANSYS.

Fuente: (Rivadeneira, D; 2013)

## CAPÍTULO VI

### 6. SIMULACIÓN COMPUTACIONAL DEL PROCESO QUÍMICO DE GASIFICACIÓN EN DWSIM.

Como no existe un software comercial con la opción para simular cualquier tipo de gasificador, se ha pretendido emular, la simulación del mismo con reactores de procesos químicos, y térmicos que ayuden en el proceso de encontrar el porcentaje de alquitrán que se genera en el gasificador, por lo que se utilizó en primera instancia un reactor de Gibbs, ya que un *“reactor de Gibbs calcula las composiciones de las corrientes de salida correspondiente a las del equilibrio químico del sistema reaccionante y, además, calcula las composiciones en estado de equilibrio de las fases líquido y vapor correspondientes.*

*En la simulación de este tipo de reactor, el cálculo de las composiciones de la corriente de salida, se realiza aplicando la condición termodinámica de que el cambio de energía libre de Gibbs de un sistema reaccionante debe ser un mínimo en el estado de equilibrio químico y que el equilibrio de fases se alcanza con un cambio mínimo en el cambio de energía libre de Gibbs entre las fases.*

*Lo anterior hace que no sea completamente necesaria la especificación de la estequiometría de la reacción para la determinación del mínimo de energía libre de Gibbs para el cálculo de las respectivas composiciones en el estado de equilibrio” (Galeon).*

Para luego pasar a un reactor de conversión ya que es aquel que se modela considerando solamente las conversiones de las reacciones

químicas que se desarrollan en su interior, es decir, reacciones de conversión.

*“Un Reactor de Conversión es un recipiente en el cual se realiza, solamente, un conjunto de reacciones de conversión. Cada reacción procederá hasta que se alcance la conversión especificada o hasta que se agote el reactivo límite”* (Galeon).

### 6.1. PLANTEAMIENTO DE LA SIMULACIÓN

Ecuación de Peng-Robinson

$$P = \frac{RT}{V_m - b} - \frac{a\alpha}{V_m^2 + 2bV_m - b^2}$$

$$a = \frac{0.45723553 R^2 T_c^2}{P_c}$$

$$b = \frac{0.07779607 * R * T_c}{P_c}$$

$$\alpha = (1 + (0.37464 + 1.5442\omega - 0.26992\omega^2)(1 - T_r^{0.5}))^2$$

$$T_r = \frac{T}{T_c}$$

Dónde:

$R = \text{constante de los gases } (8.31451 \text{ J/mol} * K)$

$\omega = \text{es el factor acéntrico del compuesto}$

Modelo matemático para reactor de conversión

En un reactor de conversión donde se realiza un sistema de  $N$  reacciones de conversión en paralelo, los flujos de salida de cada uno de los componentes en el sistema se pueden calcular mediante un balance de materia, asignando una conversión,  $X_r$ , a cada una de las reacciones y considerando sus coeficientes estequiométricos ( $v_r^i$ ) positivos para los productos y negativos para los reaccionantes y escribiendo las reacciones con coeficiente estequiométrico de uno para cada reactivo límite ( $l$ ). Si hay un componente inerte su coeficiente estequiométrico es cero.

El balance de materia para cada componente se puede escribir, por lo tanto, de la siguiente manera:

$$N_p^i = N_o^i + \sum_{r=1}^n v_r^i X_r N_o^{l(r)}$$

$$i = 1, \dots, C$$

El subíndice “p”, se refiere a la corriente producto; “o”, a la corriente de entrada; “i”, a cada uno de los componentes y “l(r)” el componente límite en la reacción “r” y “N” los flujos molares. La ecuación antes expresa que el flujo en la corriente producto de un componente es igual a su flujo de entrada más la sumatoria de lo producido en cada reacción menos lo consumido en cada reacción

El balance calórico se puede escribir de la siguiente forma, estableciendo el balance de entalpía entre las corrientes de entrada y salida al reactor:

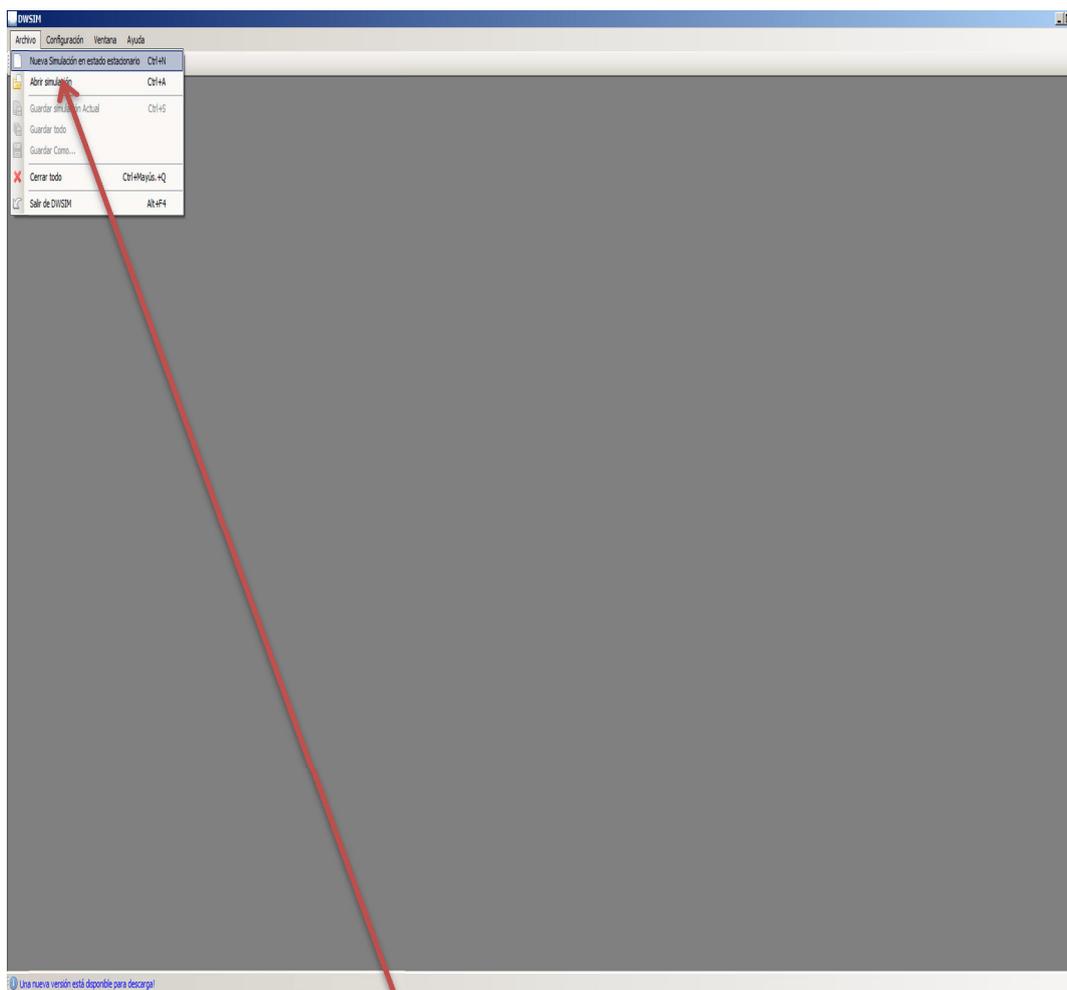
$$\sum_{i=1}^c N_o^i h_o^i + Q = \sum_{i=1}^c N_p^i h_p^i$$

Dónde:

$h_o^i, h_p^i$  Son las entalpías molares del componente "i" en la entrada y salida, respectivamente y "Q", el calor absorbido o liberado en la reacción

## 6.2. PROCESO DE LA SIMULACIÓN EN DWSIM

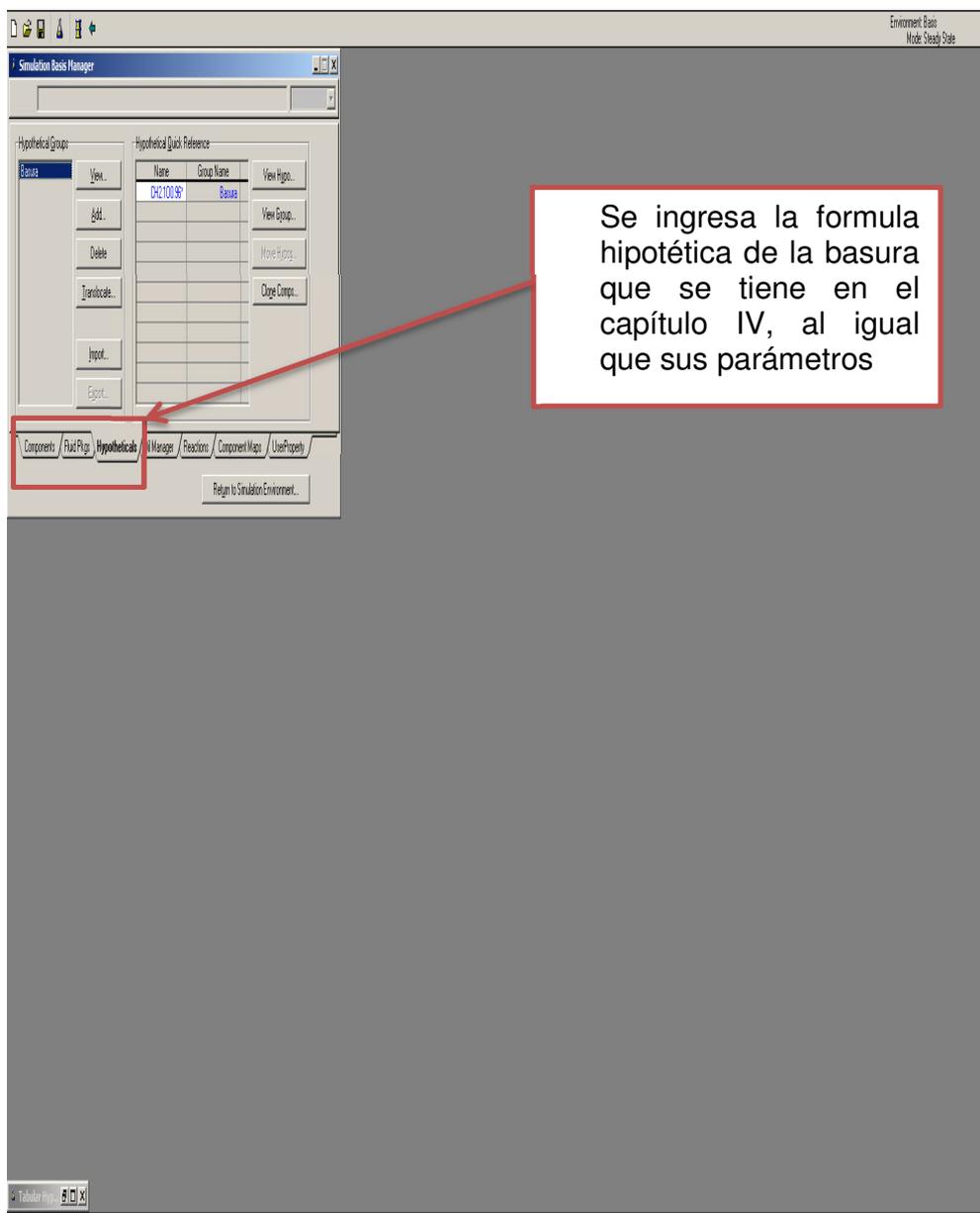
Se ingresa al programa DWSIM para continuar con el análisis químico que se desarrolla en el gasificador



Se coloca en archivos y se hace doble click en una nueva simulación.

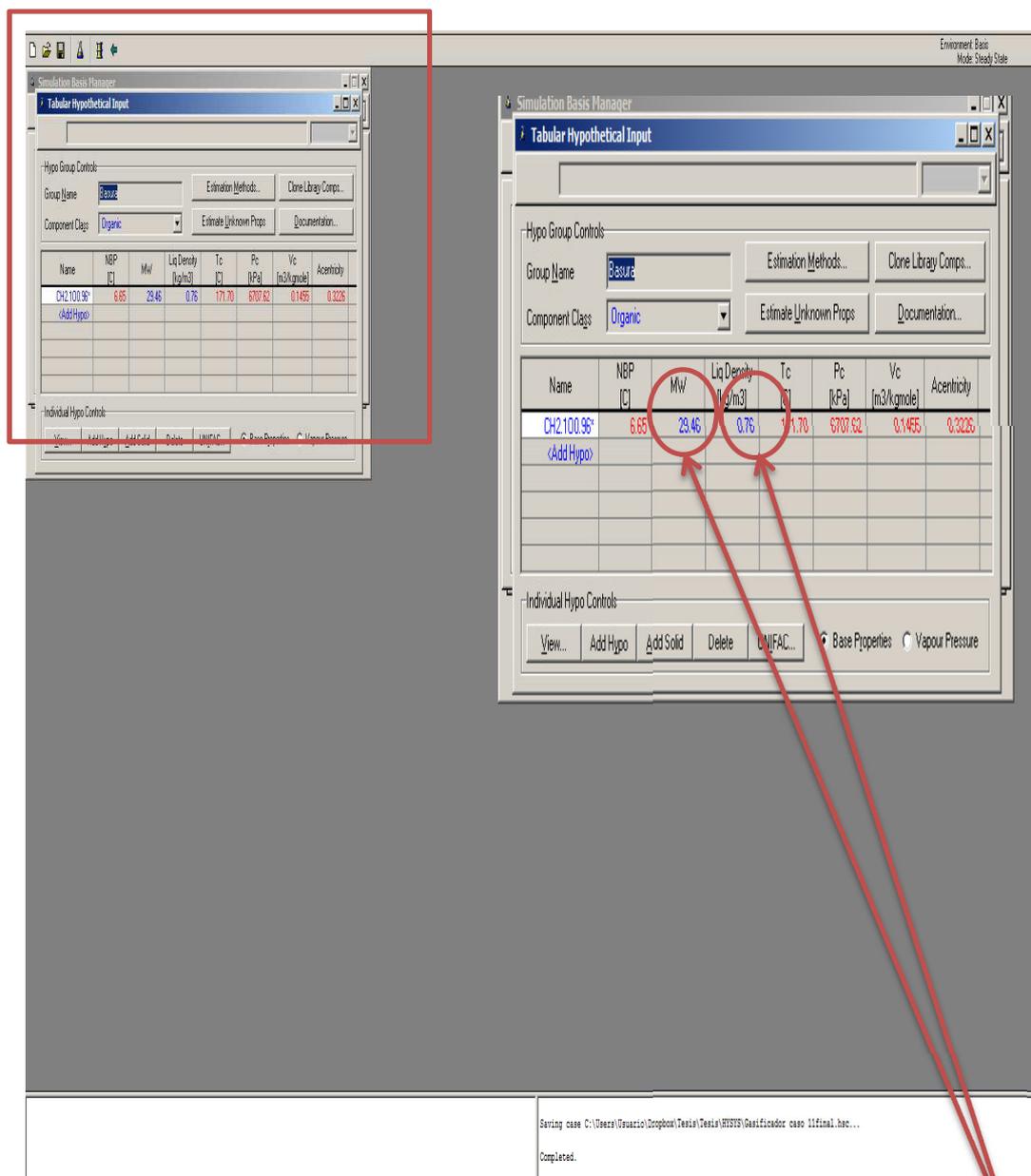
**Figura 36.** Ingreso en DWSIM para una nueva simulación.

**Fuente:** (Rivadeneira, D; 2013)



**Figura 37.** Creación de una sustancia nueva.

Fuente: (Rivadeneira, D; 2013)

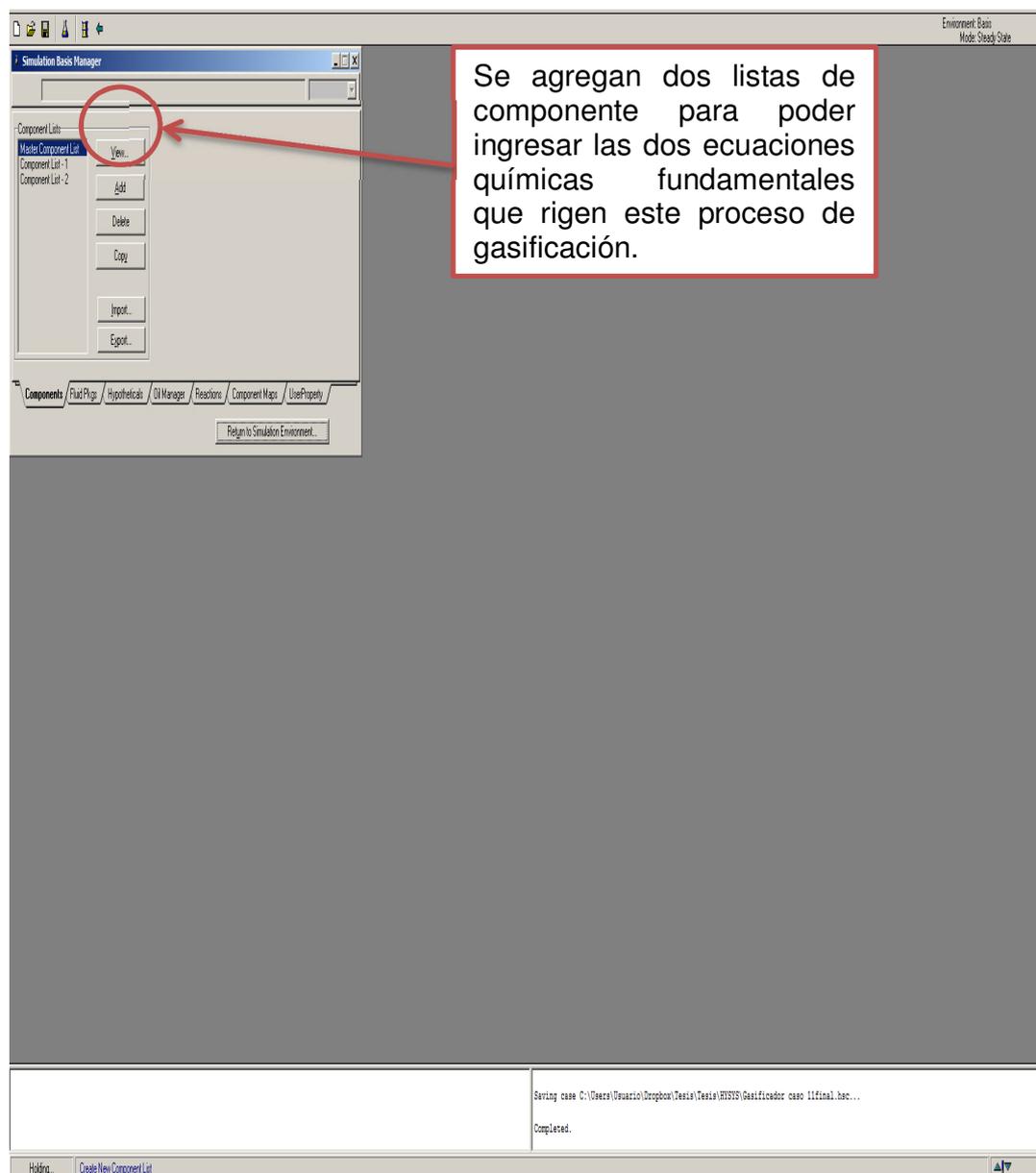


**Figura 38.** Ingreso de los parámetros de la fórmula hipotética.

Fuente: (Rivadeneira, D; 2013)

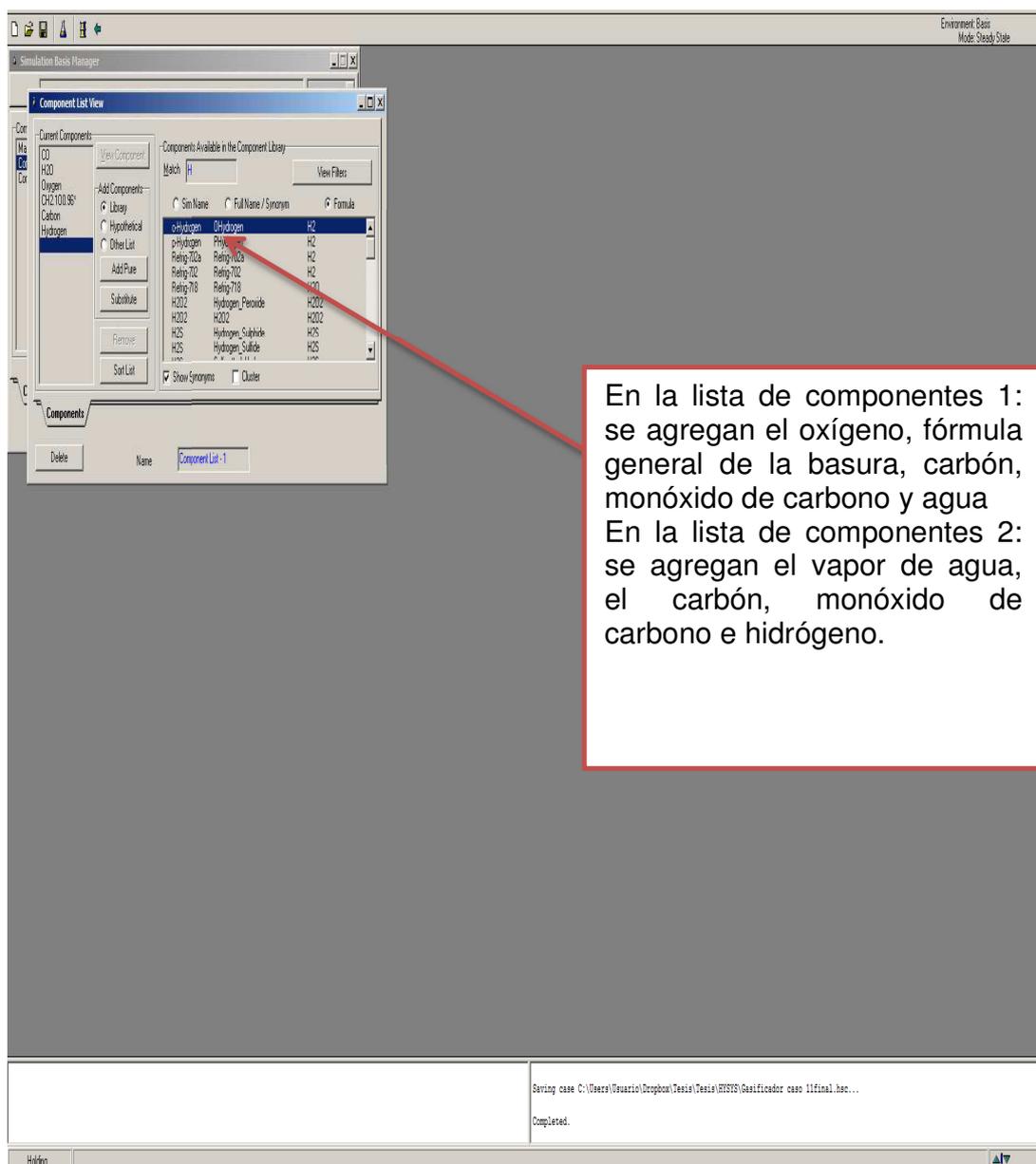
Se ingresa los parámetros de peso molecular y densidad de la basura y el programa calcula y se coloca un click en **Estimate Unknown Props**. Para

estimar los diferentes datos como presión crítica, temperatura crítica, entre otros.



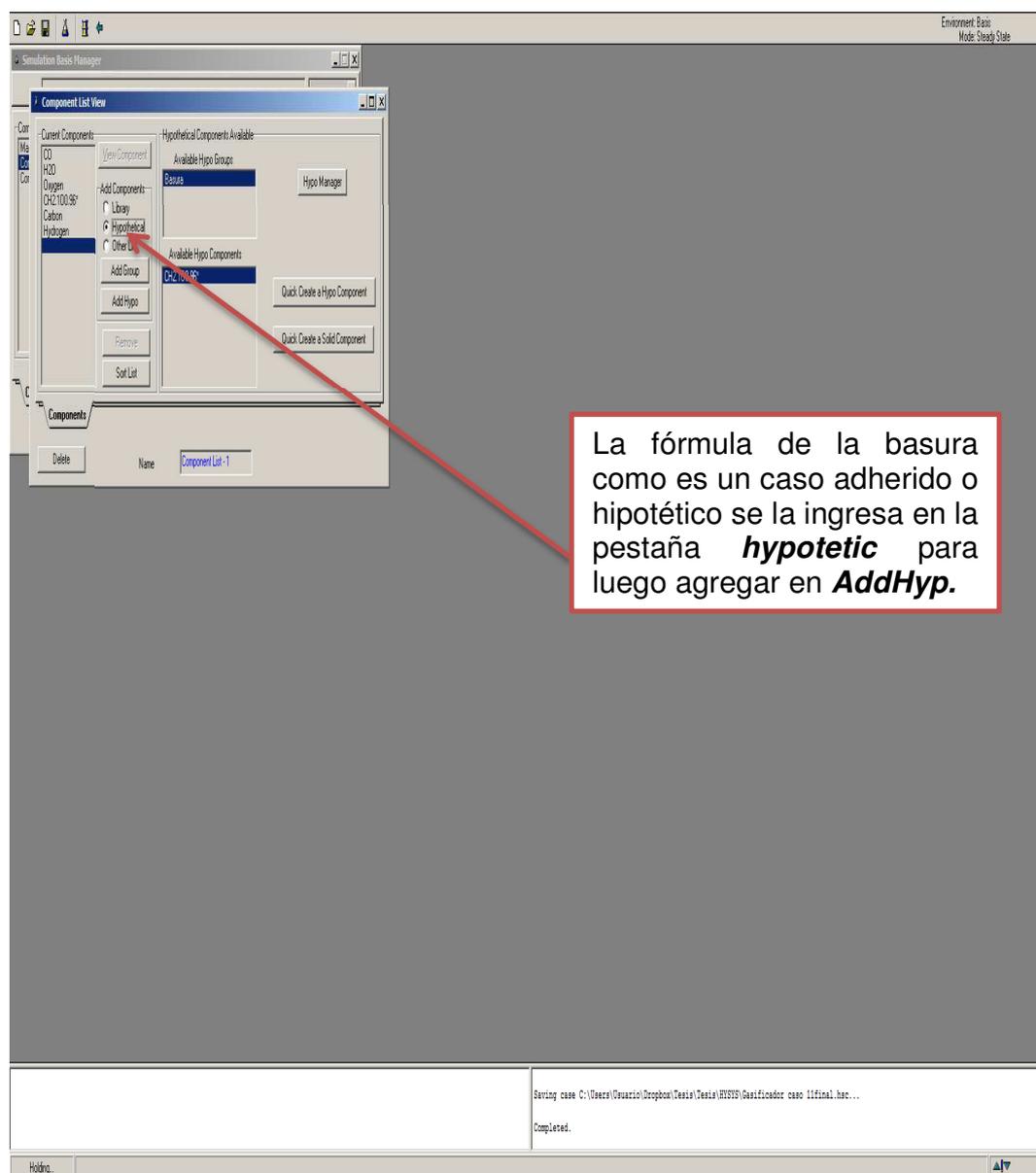
**Figura 39.** Ingreso de los componentes a ser simulados.

Fuente: (Rivadeneira, D; 2013)



**Figura 40.** Ingreso de los componentes pre-establecidos por defecto del programa.

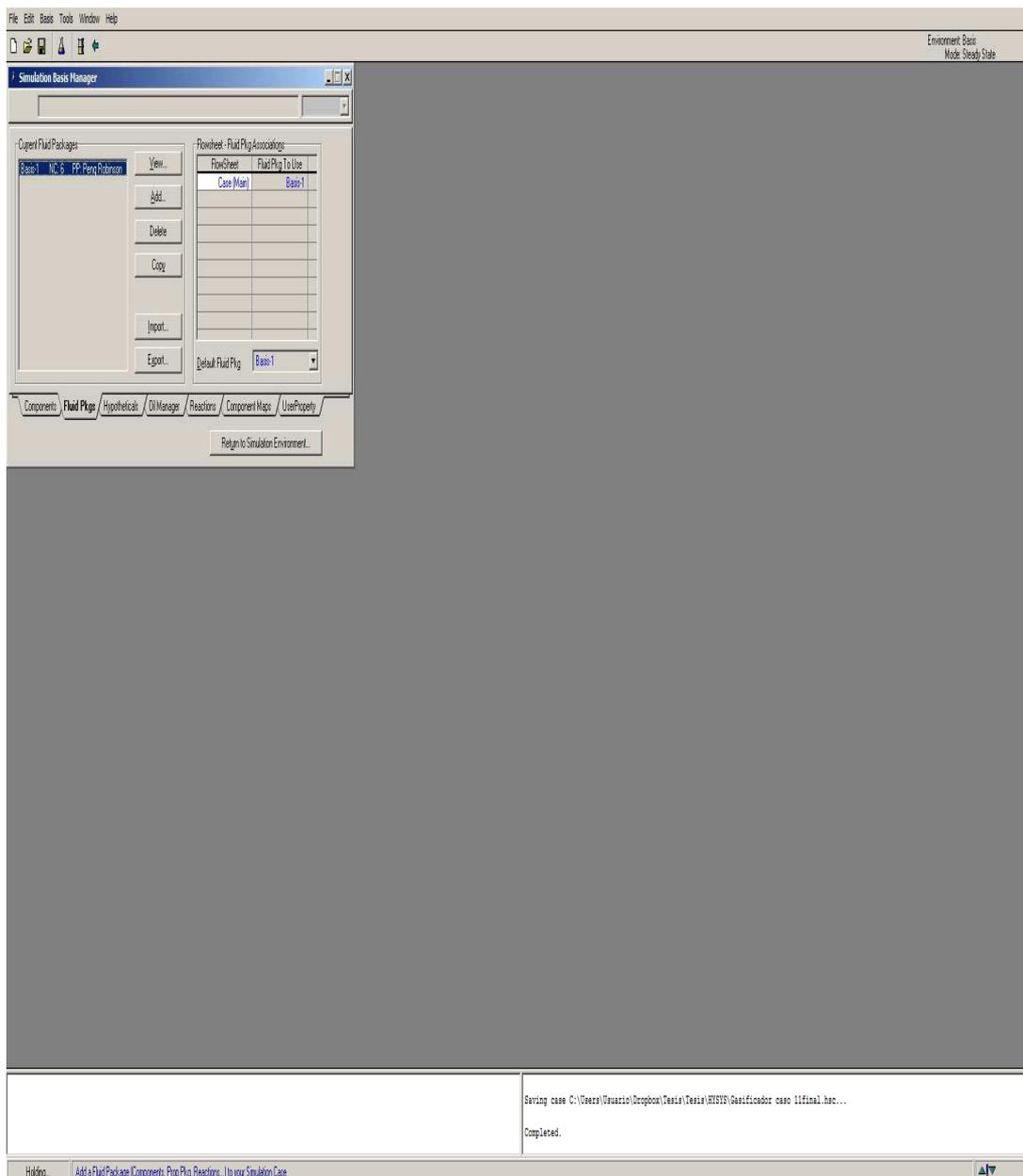
Fuente: (Rivadeneira, D; 2013)



La fórmula de la basura como es un caso adherido o hipotético se la ingresa en la pestaña **hypotetic** para luego agregar en **AddHyp**.

**Figura 41.** Ingreso como componente de la formula hipotetica.

Fuente: (Rivadeneira, D; 2013)



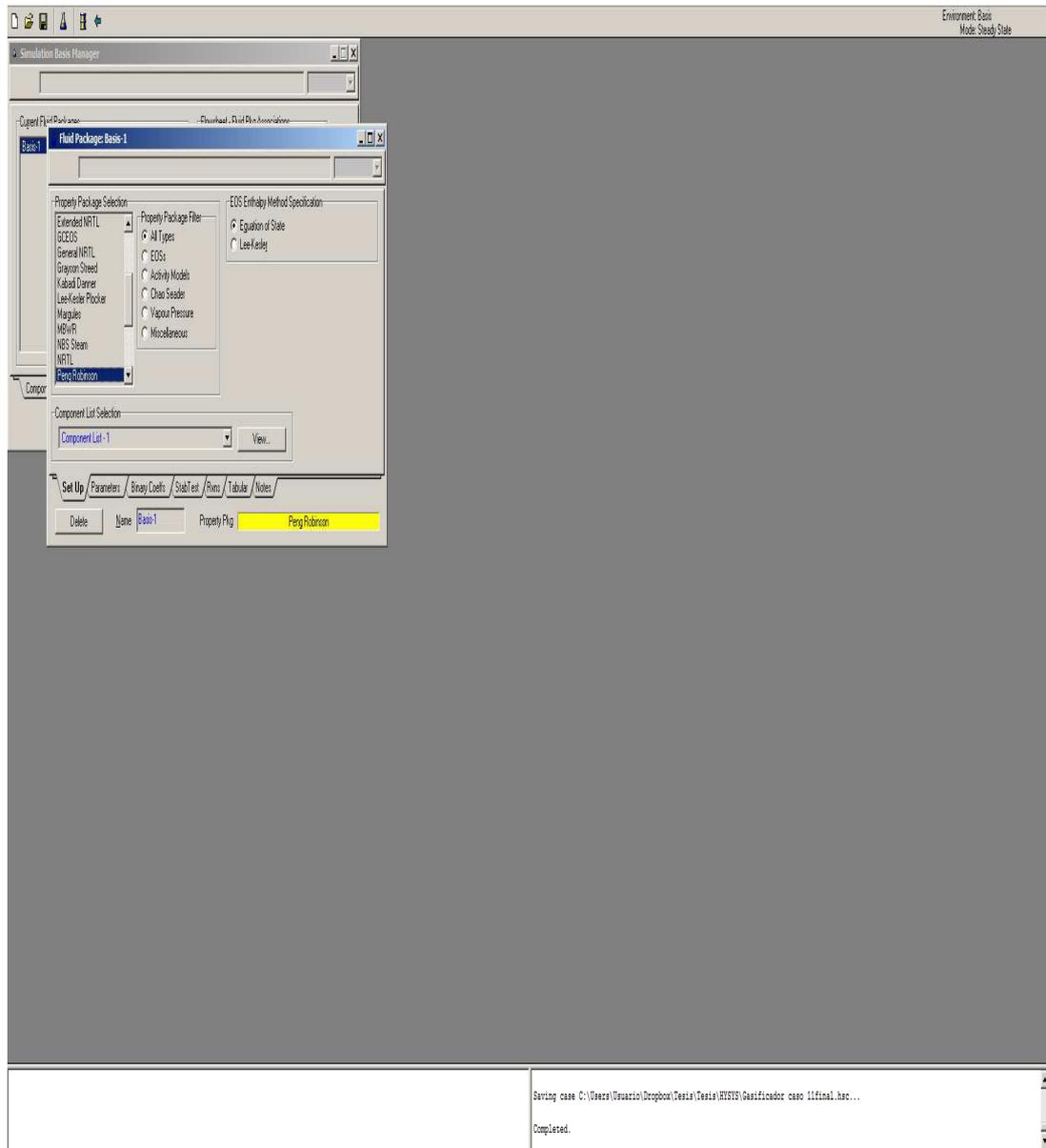
**Figura 42.** Ingreso del paquete de fluidos para la simulación.

Fuente: (Rivadeneira, D; 2013)

Se ingresa el paquete de fluidos que ayude en la simulación que para este caso es un paquete Peng - Robison, ya que la ecuación de Peng-Robinson fue desarrollada en 1976 para cumplir los siguientes objetivos:

- Los parámetros pueden ser expresados en función de las propiedades críticas y el factor acéntrico.
- El modelo debe ser razonablemente preciso cerca del punto crítico, particularmente para cálculos del factor de compresibilidad y la densidad líquida.
- Las reglas de mezclado no deben emplear más que un parámetro sobre las interacciones binarias, que debía ser independiente de la presión, temperatura y composición.
- La ecuación debe ser aplicable a todos los cálculos de todas las propiedades de los fluidos en procesos naturales de gases.

Generalmente la ecuación de Peng-Robinson da unos resultados similares a la de Soave. (Solversys, 2006-2010)



**Figura 43.** Selección del paquete de fluidos Peng Robison.

Fuente: (Rivadeneira, D; 2013)

The screenshot shows the 'Stoichiometry' dialog box in a software application. The dialog is titled 'CO' and contains a table with the following data:

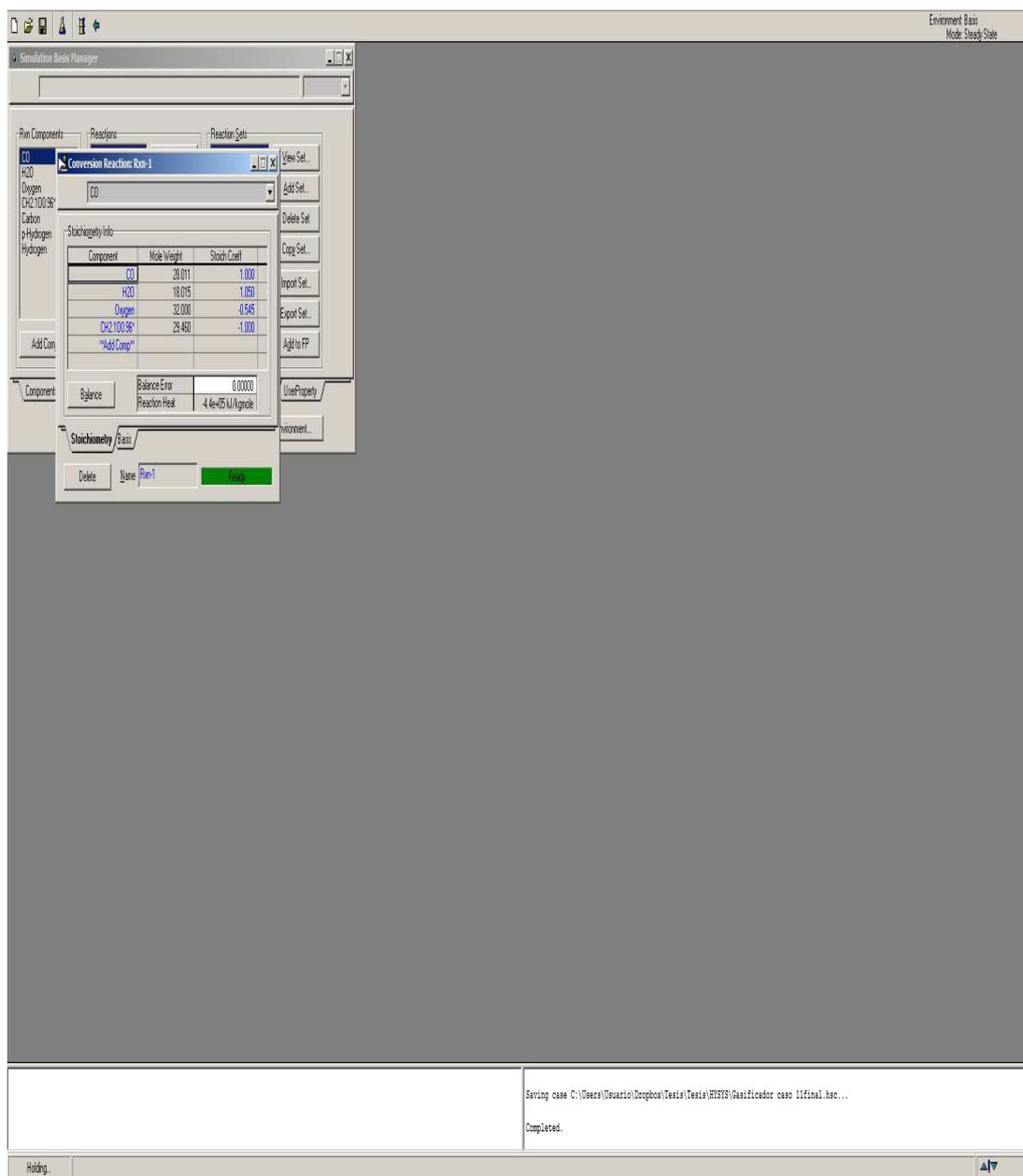
Component	Mole Weight	Stoich Coeff
CO	28.011	1.000
H2O	18.015	1.050
Oxygen	32.000	-0.545
CH2 100.96	29.460	-1.000
**Add Comp**		

Below the table, the 'Balance' section shows a 'Balance Error' of 0.00000 and a 'Reaction Heat' of -4.4e+05 kJ/kgmole. The 'Stoichiometry' tab is selected, and the 'Name' field contains 'Rxn-1'.

Se ingresan los parámetros de las reacciones expuestas en el capítulo IV, con el reactante con signo negativo y el producto con signo positivo.

**Figura 44.** Ingreso de los productos y reactantes para la primera ecuación.

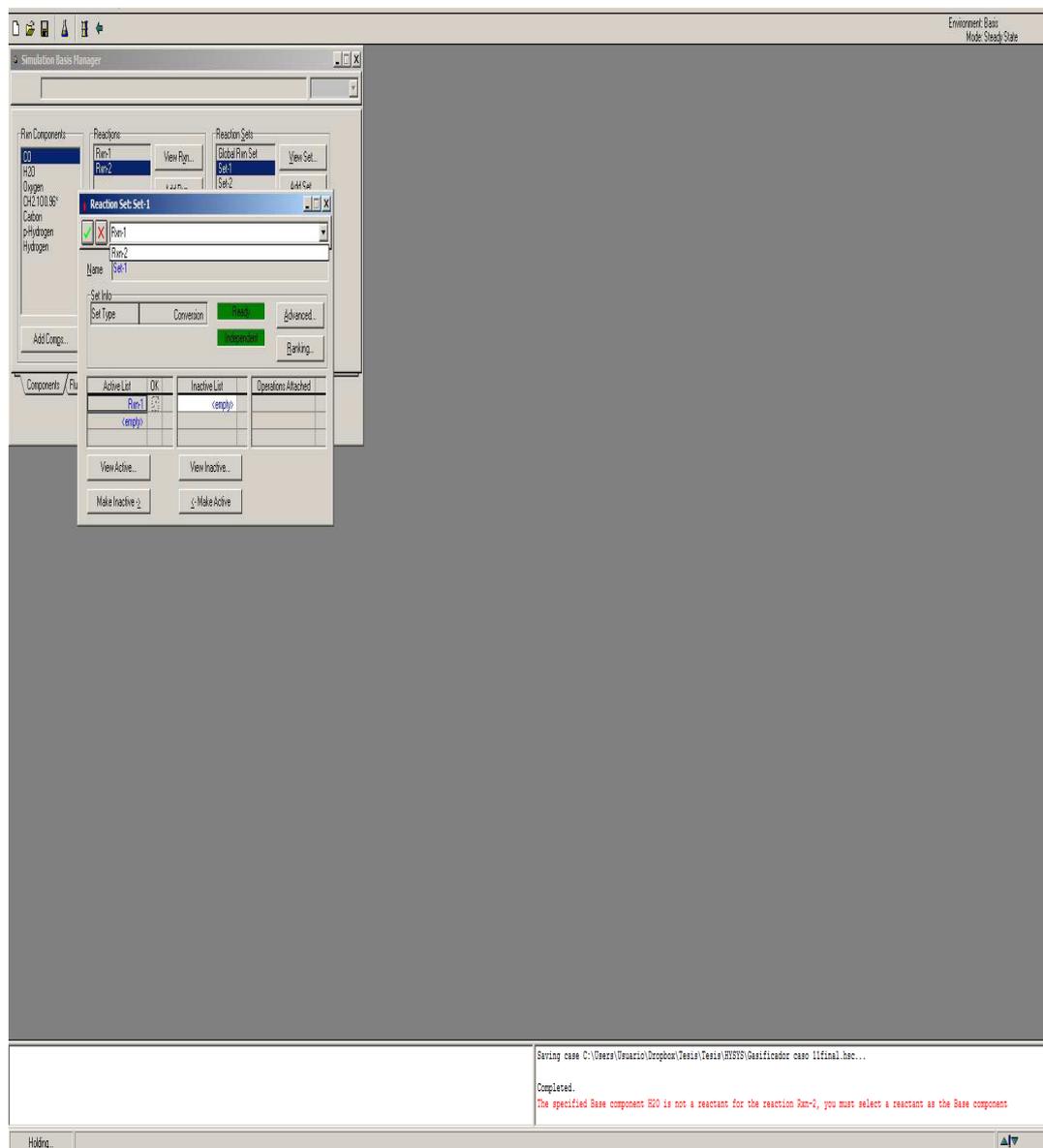
Fuente: (Rivadeneira, D; 2013)



**Figura 45.** Ingreso de los productos y reactantes para la segunda ecuación.

Fuente: (Rivadeneira, D; 2013)

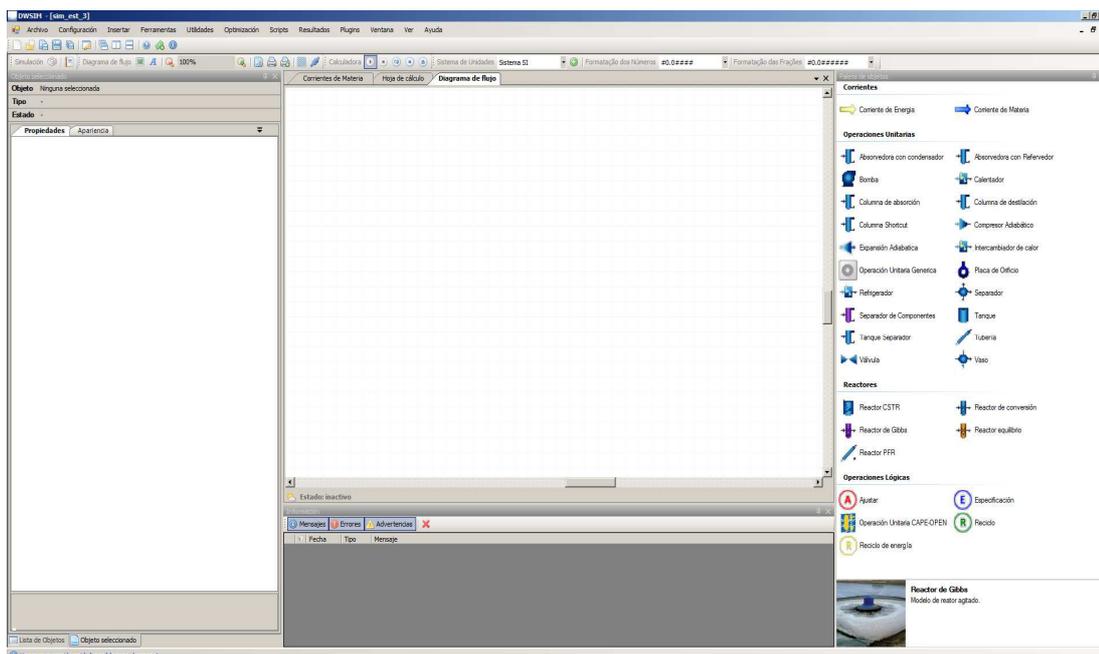
Se ingresa la segunda reacción con el parámetro antes establecido.



**Figura 46.** Ingreso del set de reacciones 1.

Fuente: (Rivadeneira, D; 2013)

Se realizan dos set de reacciones y se designa el paquete de fluidos expuesto en la Figura 45, para proceder de la misma forma para la segunda reacción de la Figura 46.



**Figura 47.** Ingreso a la pantalla de simulaciones de DWSIM.

Fuente: (Rivadeneira, D; 2013)

### 6.3. SIMBOLOGIA RELACIONADA PARA EL ANALISIS DEL GASIFICADOR



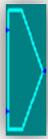
**Corriente de Energía**



**Corriente de Materia**



**Reactor de Gibbs**

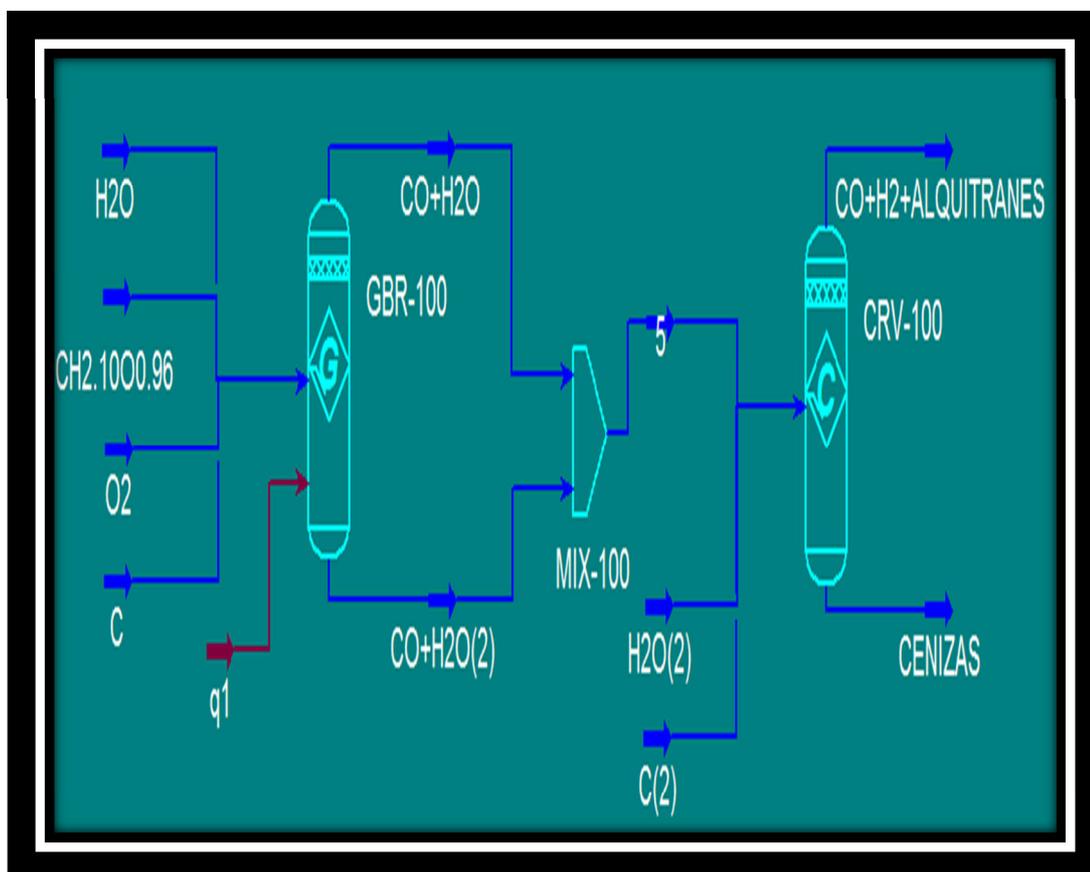


**Mezclador**



**Reactor de Conversión**

#### 6.4. SIMULACIÓN EN DWSIM DEL PROCESO QUÍMICO DEL GASIFICADOR



**Figura 48.** Diagrama de la simulación en DWSIM.

Fuente: (Rivadeneira, D; 2013)

## 6.5. RESULTADOS ARROJADOS POR DWSIM

**Tabla 30.** Composición CO+H<sub>2</sub>+Alquitranes.

COMPONENTES	FLUJO		FLUJO		VOLUMEN
	MOLAR	FRACCIÓN	MÁSICO	FRACCIÓN	FLUJO
	(kgmole/h)	MOLAR	(kg/h)	MÁSICA	(m <sup>3</sup> /h)
CO	4,4902	0,7710	102,3561	0,9791	0,1573
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CH <sub>2.1</sub> O <sub>0.96</sub> *	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub>	1,3336	0,2290	2,6689	0,0209	0,0385
<b>Total</b>	<b>5,8238</b>	<b>1,0000</b>	<b>105,0250</b>	<b>1,0000</b>	<b>1,0000</b>

**Cenizas**

COMPONENTES	FLUJO MOLAR		FLUJO MASICO		VOLUMEN
	(kgmole/h)	FRACCIÓN MOLAR	(kg/h)	FRACCIÓN MASICA	FLUJO (m3/h)
CO	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CH <sub>2.1</sub> O <sub>0.96</sub> *	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C	0,0000	1,0000	0,0000	1,0000	1,0000
H <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Total</b>	0,0000	1,0000	0,0000	1,0000	1,0000

**Tabla 31.** Ceniza.

**Fuente:** (Rivadeneira, D; 2013)

Según el artículo científico escrito por (Zapata Meneses & Augusto Estrada, 2004) hacen referencia a varios ensayos en un gasificar entre los que se prueba residuos, de varios tipos como madera y gas natural arrojando resultados que se compararon para obtener una producción de alquitrán aproximada del gasificador diseñado.

**Tabla 32.** Porcentaje de gases con otros tipos de combustibles.

	FRACCIÓN	POBLISH	COLOMBIAM	EUCALYPTUS	RESIDUES	NATUAL
	MOLAR	COAL	COAL	CHIP		GAS
<b>CO</b>	%	9,6	7,68	15,3	11,8	0
<b>CO<sub>2</sub></b>	%	11,7	12,1	14	14,8	0,89
<b>H<sub>2</sub></b>	%	9,35	9,01	11,3	10,3	0
<b>CH<sub>4</sub></b>	%	0,74	1,01	4,3	4,6	81,29
<b>C<sub>x</sub>H<sub>y</sub></b>	%	0	0	0,2	0,8	2,87
<b>H<sub>2</sub>O</b>	%	16,2	18,3	11,5	13,4	0

Fuente: (Zapata Meneses & Augusto Estrada, 2004)

Con esta comparación se da a notar que el gasificador diseñado tendrá una producción de alquitrán de alrededor del 0,39 kmol/h.

## CAPÍTULO VII

### 7. ANÁLISIS ECÓNOMICO Y FINANCIERO

#### 7.1. ANÁLISIS ECONÓMICO

##### 7.1.1. COSTOS DIRECTOS

Se conoce como costos directos a aquellos que intervienen directamente sobre los elementos constitutivos del gasificador. Entre los cuales se encuentran el costo de los materiales los mismos que se detallan en las Tablas 33.a y 33.b.

Tabla 33.a. Costo de materiales del gasificador.

Gasificador	kg	Cantidad	Costos unitario(USD)	Costo(USD)
<b>Acero SA 106-B(Tubería 30 ")</b>	3500	1	\$ 5,50	\$ 19.250,00

<b>Acero SA 106-B(Tubería 6 ")</b>	50	2	\$ 5,50	\$ 275,00
<b>Acero SA 106-B(Tubería 8")</b>	100	1	\$ 5,50	\$ 550,00
<b>Acero SA 106-B(Tubería 12")</b>	100	1	\$ 5,50	\$ 550,00
<b>Acero SA 106-B(Tubería 24")</b>	150	1	\$ 5,50	\$ 825,00
<b>Acero ASTM A36</b>	200	1	\$ 3,50	\$ 700,00
<b>Acero SA 516-70</b>	100	1	\$ 1,50	\$ 150,00
<b>Acero SA 105</b>	500	5	\$ 4,50	\$ 2.250,00
<b>Acero AISI 310</b>	100	10	\$ 12,65	\$ 1.265,00
<b>Acero AISI 304</b>	100	1	\$ 8,85	\$ 885,00
<b>Pernos 0,75-10x2x2-C</b>	-	210	\$ 0,60	\$ 126,00
<b>Cemento Refractario</b>	100	1	\$ 5,00	\$ 500,00
<b>Grafito</b>	Plancha 2x2 m	1	\$ 300,00	\$ 300,00 Continua

**Tabla 33.b. Costes de equipos adyacentes.**

<b>Intercambiador de calor</b>	-	1	\$ 5.400,00	\$ 5.400,00
<b>Trituradora</b>	-	1	\$ 4.050,00	\$ 4.050,00
<b>Tanque separador</b>	-	1	\$ 2.700,00	\$ 2.700,00
			<b>Total</b>	<b>\$ 39.776,00</b>

**Fuente:** (Rivadeneira, D; 2013)

El costo total de los materiales del gasificador es de \$ 27.626,00.

Además se tiene el costo de los equipos adyacentes al gasificador para poder tener una recolección del alquitrán (Tabla 33.b).

Tabla 34. Costo de diseño e ingeniería.

Nº	Nombre	Tiempo H-H	Valor H-H	Subtotal
1	Autor	720	5	3600
2	Asesores Profesionales	40	10	400.00
<b>TOTAL</b>				<b>\$4000</b>

Fuente: (Rivadeneira, D; 2013)

Los costos de mano de obra a continuación son los pertenecientes a la fabricación del gasificador Tabla 35.

Tabla 35. Costo de mano de obra.

Nº	Posición	Tiempo H-H	Valor H-H	Subtotal
1	Servicio de soldadura	40	50	2000.00
2	Servicio de corte con oxiacetilénica	20	20	400.00
3	Servicio de troquelado	5	10	50.00
4	Servicio de cizallado	8	10	80.00
5	Servicio de Taladro	10	4	40.00
6	Montaje	10	5	50.00
<b>TOTAL</b>				<b>\$2620.00</b>

Fuente: (Rivadeneira, D; 2013)

### 7.1.2. COSTOS INDIRECTOS

Se conocen como costos indirectos a los gastos que se realizan en el desarrollo del proyecto. En la Tabla 36, se detallan.

Tabla 36. Costos Indirectos.

<b>Descripción</b>	<b>Subtotal (USD)</b>
<b>Gastos Administrativos</b>	75.00
<b>Materiales de Oficina</b>	100.00
<b>Transporte</b>	100.00
<b>Tecnología de la Información</b>	50.00
<b>Servicios Básicos</b>	60.00
<b>Otros</b>	100.00
<b>TOTAL \$</b>	<b>485.00</b>

**Fuente:** (Rivadeneira, D; 2013)

### 7.1.3. COSTOS TOTAL DEL GASIFICADOR

Tabla 37. Costos Total del gasificador

<b>Costos Indirectos</b>	<b>Subtotal(USD)</b>
<b>Tabla 36</b>	\$ 485.00
<b>Costos Directos</b>	<b>Subtotal(USD)</b>
<b>Costo de mano de obra</b>	\$ 2,620.00
<b>Costo diseño e ingeniería</b>	\$ 4,000.00
<b>Costo de materiales y equipos adyacentes</b>	\$ 39.776,00
<b>SUBTOTAL</b>	\$ 46.846,00
<b>IMPREVISTOS 10%</b>	\$ 4.684,60
<b>COSTO TOTAL</b>	\$ 51,530.60

Fuente: (Rivadeneira, D; 2013)

## 7.2. ANÁLISIS FINANCIERO

En este análisis se busca la viabilidad del presente proyecto, para lo cual se realizara el cálculo de los factores de la tasa interna de retorno (TIR), la tasa mínima aceptable de rendimiento (TMAR), el valor actual neto (VAN), por medio de estos factores se quiere determinar valor de la relación costo/beneficio.

### 7.2.1. ANALISIS DE INGRESOS

El alquitrán tiene un valor comercial de:

Tabla 38. Valor promedio del kg de alquitrán en el mercado

<b>Valor promedio de 1kg de alquitrán</b>		
<b>Peso(kg)</b>	<b>Materia</b>	<b>Costo</b>
<b>1</b>	Alquitrán	\$ 7,37

**Fuente:** (Rivadeneira, D; 2013)

El equipo está dispuesto para funcionar 4 horas al día lo que da como ingresos la Tabla 38 y se toma el valor referencial del Capítulo 6 de la producción de alquitrán.

$$0,39 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} * \frac{39 \text{ kg } C_3H_3}{1 \text{ kmol } C_3H_3} = 15.21 \text{ kg alquitrán}$$

Tabla 39. Ingresos por día, semana, mes y año

<b>INGRESOS</b>	
<b>15.21kg/h de alquitránx4h</b>	<b>\$ 448</b>
<b>Semanal (5 días)</b>	<b>\$ 2.242</b>
<b>Mensual (4 semanas)</b>	<b>\$ 8.968</b>
<b>Anual (12 meses)</b>	<b>\$ 107.613,79</b>

### 7.2.2. ANÁLISIS DE EGRESOS

Para mantener encendido el gasificador 2 horas al día se necesita 42.58 kg de carbón vegetal aproximado a 50 kg esto por los 5 días de producción y por las 4 semanas del mes se determina que se necesita 1000 kg de carbón al mes.

Tabla 40. Análisis de egresos en el proyecto

<b>GASTOS MENSUALES</b>			
<b>CONCEPTO</b>	<b>CANTIDAD</b>	<b>VALOR UNIT.</b>	<b>COSTO TOTAL</b>
<b>Agua(m3)</b>	100	1	100
<b>Luz(kW/h)</b>	5000	0,15	750
<b>Materia prima(Carbón)</b>	1	500	500
<b>Transporte de materia prima</b>	4	500	2000
<b>Sueldos (1 Ingeniero, 2 Asistentes)</b>	1	2570	2570
<b>Total Mensual</b>			\$ 5.920,00
<b>Meses</b>			12
<b>Subtotal Anual</b>			\$ 71.040,00

Fuente: (Rivadeneira, D; 2013)

### 7.2.3. ANALISIS DE INGRESOS Y EGRESOS

Se proyecta una rentabilidad anual de 10% en los siguientes 10 años.

Tabla 41. Análisis de rentabilidad

<b>INGRESOS PROYECTADOS</b>		
<b>RENTABILIDAD (10%)</b>		
<b>AÑOS</b>	<b>INGRESOS (10%)</b>	<b>GASTOS (6%)</b>
<b>2014</b>	-	\$ 51.360,00
<b>2015</b>	\$ 107.613,79	\$ 71.040,00
<b>2016</b>	\$ 118.375,17	\$ 75.302,40
<b>2017</b>	\$ 130.212,69	\$ 79.820,54
<b>2018</b>	\$ 143.233,96	\$ 84.609,78
<b>2019</b>	\$ 157.557,35	\$ 89.686,36
<b>2020</b>	\$ 173.313,09	\$ 95.067,55
<b>2021</b>	\$ 190.644,40	\$ 100.771,60
<b>2022</b>	\$ 209.708,84	\$ 106.817,89
<b>2023</b>	\$ 230.679,72	\$ 113.226,97
<b>2024</b>	\$ 253.747,69	\$ 120.020,59

**Fuente:** (Rivadeneira, D; 2013)

Tabla 42. Gasto vs ingreso

AÑOS	Ingresos	Gastos	
		(Dep+Gast Fin+Gastos)	Diferencia
2014		\$ 51.360,00	-\$ 51.360,00
2015	\$ 107.613,79	\$ 86.180,98	\$ 21.432,81
2016	\$ 118.375,17	\$ 90.443,38	\$ 27.931,79
2017	\$ 130.212,69	\$ 94.961,53	\$ 35.251,16
2018	\$ 143.233,96	\$ 99.750,76	\$ 43.483,20
2019	\$ 157.557,35	\$ 104.827,35	\$ 52.730,01
2020	\$ 173.313,09	\$ 107.725,53	\$ 65.587,56
2021	\$ 190.644,40	\$ 113.429,58	\$ 77.214,81
2022	\$ 209.708,84	\$ 119.475,88	\$ 90.232,96
2023	\$ 230.679,72	\$ 125.884,95	\$ 104.794,77
2024	\$ 253.747,69	\$ 132.678,57	\$ 121.069,12

Fuente: (Rivadeneira, D; 2013)

#### 7.2.4. TASA MÍNIMA ACEPTABLE DE RENDIMIENTO

TMAR BANCO PICHINCHA				15%
TMAR INVERSIONISTA	TASA ACTIVA	+	INFLACIÓN	
	15%	+	2%	17,00%
	TASA ACTIVA	+	RIESGO PAIS	
	15%	+	12%	27,00%
TMAR GLOBAL	50(0,17)	+	50(0,27)	22,00%
TMAR O TASA DE DESCUENTO				22,00%

Tabla 43. Flujo neto

DESCONTADOS			
VALORES			
AÑOS	INGRESOS	GASTOS	FLUJO NETO
2014		\$ 51.360,00	-\$ 51.360,00
2015	\$ 86.785,32	\$ 69.500,79	\$ 17.284,52
2016	\$ 76.986,97	\$ 58.821,14	\$ 18.165,84
2017	\$ 68.294,90	\$ 49.806,11	\$ 18.488,79
2018	\$ 60.584,18	\$ 42.191,94	\$ 18.392,24
2019	\$ 53.744,03	\$ 35.757,42	\$ 17.986,61
2020	\$ 47.676,16	\$ 29.633,88	\$ 18.042,28
2021	\$ 42.293,37	\$ 25.163,70	\$ 17.129,66
2022	\$ 37.518,31	\$ 21.375,03	\$ 16.143,28
2023	\$ 33.282,37	\$ 18.162,63	\$ 15.119,74
2024	\$ 29.524,68	\$ 15.437,75	\$ 14.086,94
<b>SUMATORIA</b>	\$ 536.690,29	\$ 417.210,39	\$ 119.479,90

Fuente: (Rivadeneira, D; 2013)

### 7.2.5. INDICADORES FINANCIEROS

Tabla 44. Indicadores financieros del proyecto

#### INDICADORES FINANCIEROS

VAN = \$ 119.479,90 VAN (INGdesc - GASTOSdesc)  $\geq$  1

TIR = 36% TIR  $\geq$  TMAR

B/C = 1,29 B/C (INGdesc/GASTOSdesc)  $\geq$  1

#### PERIODO DE RECUPERACIÓN DE LA INVERSIÓN

4<sup>to</sup> año

## CAPÍTULO VIII

### 8. TOMA DE DATOS EXPERIMENTAL Y RESULTADOS

En el presente capítulo se muestran los resultados obtenidos de la gasificación en el equipo ANKUR en la estación experimental - Santo Domingo del Instituto Nacional de Investigación Agropecuaria (INIAP). En este se probó el funcionamiento del gasificador con diferentes tipos de biomásas, como carbón vegetal, cascarilla de arroz, papel, basura orgánica y cuesco.

Sin embargo en el presente capítulo se presentan y analizan los resultados obtenidos en una de las gasificaciones de carbón vegetal realizadas debido a que solo se busca hacer una comparación tanto para el perfil de temperaturas como para la producción de alquitranas que es en lo que se enfoca este diseño.

### 8.1. METODOLOGÍA DE LA EXPERIMENTACIÓN

En la siguiente experimentación se establece una metodología de cómo llevar el experimento para así establecer una uniformidad en las pruebas. Primero que todo, se prende una cantidad de 5kg de carbón vegetal y procedemos a encender el ventilador que genera la presión de vacío en el sistema.

Una vez que se verifique que el reactor esta encendido (Figura 49.), se permite que el equipo succione aire de la atmósfera, de esta modo se permite que opere por unos minutos, cerca de media hora, hasta alcanzar temperaturas de alrededor de  $800^{\circ}\text{C}$  en la región de oxidación, el flujo de aire que ingresa será el mismo durante todo la experimentación.



**Figura 48.** Encendido inicial del gasificador con carbón vegetal.

Fuente: (Rivadeneira, D; 2013)



**Figura 49.** Encendido del gasificador.

Fuente: (Rivadeneira, D; 2013)



**Figura 50.** Salida del gas de síntesis.

Fuente: (Rivadeneira, D; 2013)

## 8.2. TERMOCUPLAS

Las termocuplas se calibraron de acuerdo a la temperatura ambiente del momento. La termocupla 1 se encuentra dispuesta en la parte inferior del gasificador cerca de la zona de combustión, la termocupla 2 se encuentra dispuesta en la zona de pirolisis y por ultimo una termocupla 3 en la zona de secado del gasificador.

### 8.3. PERFIL DE TEMPERATURAS

Se tiene 3 termocuplas dispuestas en el gasificador como se muestra en la (ver Figura 51). En donde podemos medir la temperatura en la zona de combustión, zona de pirolisis y la zona de secado.



Termocuplas



**Figura 51.** Disposición de las termocuplas en el gasificador.  
Fuente: (Rivadeneira, D; 2013)

Las 3 temperaturas medidas del proceso (incluyendo la temperatura ambiente).

Se tomó la experimentación en base a la gasificación en el primer experimento a la combustión de carbón vegetal obteniendo los resultados en la Tabla 41, marcado como 1°, para luego proseguir a la segunda toma de mediciones ahora variando el material a ser gasificado que en este caso fue cascarilla de arroz y residuos de papel y se marcó como 2° en la Tabla 41, para finalmente gasificar en un tercera toma de datos la gasificación de cuesco húmedo obteniendo los siguientes resultados en la Tabla 41 designado como 3°.

**Tabla 45.** Temperatura promedio de las zonas de combustión, zona de pirolisis y zona de secado con diferente materia prima.

Grados °C			
Experimento	Zona de Oxidación	Zona de Pirolisis	Zona de Secado
1°	950	650	400
2°	778	520	270
3°	750	480	240
<b>Simulación en ANSYS</b>	687	487	258

Fuente: (Rivadeneira, D; 2013)

#### 8.4. PRODUCCIÓN DE ALQUITRANES

Durante la experimentación se recolectaron los gases en balas para ser trasladadas para su análisis en el laboratorio de termo-valorización que se encuentra ubicado en Quito, en donde después de un análisis en el analizador de gases se obtuvo los siguientes resultados.

**Tabla 46.** Caracterización del gas producido en el gasificador.

Gases (%)	Carbón vegetal	Cascarilla de arroz Y papel	Cuesco húmedo
<b>Alquitranes</b>	<b>0,04</b>	<b>0,003</b>	<b>0,15</b>
<b>CH4</b>	5,56	5,49	4,12
<b>CO</b>	12,11	11,06	15,69

<b>CO2</b>	13,14	15,98	10,69
<b>H2</b>	10,84	4,30	12,91
<b>H2O</b>	7,41	5,96	11,70
<b>N2</b>	40,76	55,68	39,50
<b>O2</b>	10,13	1,52	5,21
<b>SO2</b>	0,01	0,02	0,01

## CAPÍTULO IX

### 9. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Del presente proyecto de grado se desprenden una serie de conclusiones relevantes:

- Debido a la poca información existente concerniente a los RSU en el Ecuador, el estudio se basó información de la Universidad Paulista en Brasil que hace referencia a la composición química de los RSU, que se asemeja en gran forma a la realidad que se vive en Quito con respecto a los residuos de la población, y así, partir con los cálculos del gasificador.
- El análisis que se hace en este proyecto con respecto a la composición química de los RSU y se lo hace tomando en cuenta los elementos químicos principales que se tienen en los residuos, como: el carbón, Hidrógeno y oxígeno, debido a que un análisis más exhaustivo llevaría a tomar en cuenta otros tipos de estudio con la caracterización de la los residuos a ser ingresados y adjunto a esto una correcta separación de los mismos para que al momento de su gasificación no exista presencia

de gases nocivos para la salud y obtener el poder calórico de los residuos a ser utilizados.

- La posibilidad de que en el momento de gasificar los RSU se obtengan gases nocivos para el medio ambiente, fue descartado gracias a una investigación del Tecnológico de Monterrey (Caballero, 2007) en donde se experimentó gasificando este tipo de desechos y se obtuvo los siguientes resultados: como es un proceso que tiene ausencia de oxígeno no se producen emisiones al medio ambiente de Dioxinas, Furanos y Hexaclorobenceno (ver tabla 14), ya que este tipo de elementos se forman al momento de incinerar los RSU en la presencia de oxígeno.
- Después de realizar la simulación en el programa ANSYS, se advirtió la necesidad de extender las paredes de cemento refractario en todo el gasificador, debido a la presencia de altas temperaturas que se registraron alrededor de las paredes del gasificador por la presencia de calor por convección de los gases.
- En la Tabla 45. se muestran datos comparativos que se pudieron obtener después de la experimentación en campo versus la simulación que obtuvimos en ANSYS.

Obteniendo como resultado, que el diseño del gasificador se encuentra dentro de los parámetros para un buen funcionamiento del mismo.

- El análisis de producción de alquitranes se lo realizó con el fin de obtener un valor referencial de su producción, debido a la necesidad de

realizar una comparación que se tienen en el gasificador diseñado versus los datos experimentales.

- En el experimento, se reveló claramente que la producción de alquitranes aumento al momento de combustionar un material húmedo debido a la presencia de agua en el material a combustionar, ya que disminuye las temperaturas tanto de combustión como de pirolisis llevándolas a temperaturas propicias de entre 400 y 600°C para que exista mayor cantidad de alquitranes, lo que arroja que en la combustión de los RSU se va obtener mayor producción de alquitranes debido a que existe mucha más cantidad de humedad en dicho material.
- Se comparó la producción de alquitranes que producía el gasificador diseñado contra el experimental, arrojando los siguientes resultados:

<b>Porcentaje de producción de alquitrán en el gasificador diseñado(%)</b>	<b>Porcentaje de producción de alquitrán en el gasificador experimental(%)</b>
0,1131	0,064

Lo que indica que el gasificador diseñado va a tener una producción de alquitrán 1.8 veces mayor que el gasificador utilizado como base experimental.

- El análisis financiero del proyecto demuestra que es económicamente viable, ya que el periodo de recuperación es de tres años y existe ganancia en este año, además de que muestra un valor beneficio - costo de ¢ 0,29 de ganancia por cada dólar gastado por producción.

## 10. BIBLIOGRAFÍA

- ANSYS. (s.f.). *fluent\_13.0\_lecture07-heat-transfer*. Recuperado el 26 de 11 de 2013, de imechanica: [http://imechanica.org/files/fluent\\_13.0\\_lecture07-heat-transfer.pdf](http://imechanica.org/files/fluent_13.0_lecture07-heat-transfer.pdf)
- ANSYS. (s.f.). *radiativo Ecuación de Transferencia*. Recuperado el 2013 de 11 de 14, de ANSYS: <http://aerojet.engr.ucdavis.edu/fluenthelp/html/ug/node576.htm#eq-rte>
- ASCAMM. (2007). Obtenido de <http://ascammtraining.blogspot.com/2007/10/tolerancias-de-corte.html>
- Barreras, M. y. ((1996).). *La Combustión* (Vol. Universidad de Engenharia Técnica de Barcelona). Barcelona: Ed. Cenac .
- Basu, P. (2010). *Biomass Gasification and Pyrolysis*. Burlington: British .
- BiomassTechnologyGroup. (2012). *Your partner in bioenergy*. Recuperado el 22 de 08 de 2013, de btg: [www.btgworld.com/tecnologias/gasification.html]
- Caballero, P. (2007). *Experiencia de México con Pirólisis y* . Recuperado el 18 de 12 de 2013, de cec: [http://www.cec.org/Storage/148/17397\\_Caballero1.pdf](http://www.cec.org/Storage/148/17397_Caballero1.pdf)
- Caballero, P. (2007). *Experiencia de México con Pirólisis y Gasificación para el manejo de residuos*. Recuperado el 18 de 12 de 2013, de CEC: [http://www.cec.org/Storage/148/17397\\_Caballero1.pdf](http://www.cec.org/Storage/148/17397_Caballero1.pdf)
- Cabanilla, A. (s.f.). *Gasificación de biomasa*. Recuperado el 28 de 04 de 2013, de upcomilla: <http://www.upcomillas.es/catedras/crm/report07/ppts/!%20Andr%C3%A9s%20Cabanillas%20CIEMAT.pdf>
- Castells, X. E. (2005). Tratamiento y valorización energética de residuos. En X. E. Castells, *Tratamiento y valorización energética de residuos* (pág. 440). Madrid: Díaz de Santos.
- CEMIOPERU. (2008). Obtenido de <http://cemioperu.tripod.com/fresadoras.html>
- CIDAUT, U.-F. (s.f.). *Ecuaciones Generales de la Mecánica de Fluidos*. Recuperado el 13 de 11 de 2013, de UVA: [https://www5.uva.es/guia\\_docente/uploads/2012/389/51453/1/Documento2.pdf](https://www5.uva.es/guia_docente/uploads/2012/389/51453/1/Documento2.pdf)
- Conesa, J. (2005). *Incineración de Resíduos Sólidos* . Recuperado el 2013 de 11 de 14, de Departamento de Engenharia Química Universidad de Alicate: <<http://iq.ua.es/>>
- Conformado Mec.* (2008). Obtenido de <http://conformadomecanicodepiezasdtc.weebly.com/troqueles.html>
- continentalscrew. (2013). *Tornillo sin fin transportadora*. Recuperado el 22 de 12 de 2013, de continentalscrew: <http://www.continentalscrew.com/products/conveyors.html?>

- Cortés, Á. G. (1993). *Análisis Termoquímico y Cinemático de la Pirolysis de los RSU*. España: Universidad de Alicante.
- Crystec. (2008). Obtenido de <http://www.crystec.com/kmiclgs.htm>
- Cueva, J. (s.f.). *Pirolysis y Gasificación*. Recuperado el 22 de 12 de 2013, de UAM: [http://www.uam.es/personal\\_pdi/ciencias/jaimefa/jaimecuevas/clase8.pdf](http://www.uam.es/personal_pdi/ciencias/jaimefa/jaimecuevas/clase8.pdf)
- El futuro del carbón en la política energética española. (s.f.). *Energética*. Recuperado el 09 de 04 de 2013, de Fundación Energética: <http://www.fundacionenergia.es/PDFs/Carb%C3%B3n%20Futuro/Cap%C3%ADtulo%205.pdf>
- Elstein, A. (s.f.). *Gasificación no es lo mismo que incineración*. Recuperado el 18 de 12 de 2013, de Otrapunto: [http://www.otrapunto.net/index.php?option=com\\_content&view=article&id=240:gasificacion-no-es-lo-mismo-que-incineracion&catid=4:notas](http://www.otrapunto.net/index.php?option=com_content&view=article&id=240:gasificacion-no-es-lo-mismo-que-incineracion&catid=4:notas)
- EMASEO. (2012). *El mundo de los residuos*. Recuperado el 11 de 11 de 2013, de folleto\_mundo\_residuos.pdf: [http://www.emaseo.gob.ec/documentos/pdf/folleto\\_mundo\\_residuos.pdf](http://www.emaseo.gob.ec/documentos/pdf/folleto_mundo_residuos.pdf)
- FAO. (1993). *Gasificadores*. Recuperado el 23 de 07 de 2013, de Depositos de documentos de la FAO: <http://www.fao.org/docrep/t0512s/t0512s03.htm#TopOfPage>
- Galeon. (s.f.). *Reactores*. Recuperado el 24 de 11 de 2013, de Galeon: [http://www.galeon.com/mcoronado/ANALISIS\\_UNIDADES/04REACTORES.pdf](http://www.galeon.com/mcoronado/ANALISIS_UNIDADES/04REACTORES.pdf)
- Gasifipedia*. (s.f.). Recuperado el 28 de 04 de 2013, de NETL: [http://www.netl.doe.gov/technologies/coalpower/gasification/gasifipedia/5-support/5-11\\_ftsynthesis.html](http://www.netl.doe.gov/technologies/coalpower/gasification/gasifipedia/5-support/5-11_ftsynthesis.html)
- Hauser, P. (2006). *Incineração de Resíduos Sólidos Mostra Caminhos Para Desenvolvimento Sustentável*. Recuperado el 14 de 11 de 2013, de Incineração de Resíduos Sólidos: <http://integracao.fgvsp.br/ano9/06/pesquisas.htm>
- Incropera, Dewitt, Bergman, & Lavine. (1996). Tabla de propiedades de los gases a la presión atmosférica. En Incropera, Dewitt, Bergman, & Lavine, *Fundamento de transferencia de calor y masa* (págs. 943-947).
- inczk. (s.f.). *Tornillo sin fin de transporte*. Recuperado el 22 de 12 de 2013, de inczk: <http://www.inczk.com/Products/450.html?gclid=CJ2Tzd7g6rsCFUsV7AodmX8AFw>
- INER. (s.f.). *Instituto Nacional de Energía Renovables*. Recuperado el 09 de 04 de 2013, de Instituto Nacional de Energía Renovables: <http://www.iner.gob.ec/?p=7281/lineas-de-investigacion>

- Kalipedia*. (2012). Obtenido de <http://www.kalipedia.com>
- Martín, M. J. (2008). Estudio de la gasificación para diferentes tipos de combustibles. *Tesis*, 74.
- Martínez Lemux, O., Carballo Abreu, L., & Arteaga Crespo, Y. (2006). Los residuos sólidos urbanos. *Universidad del Pinar de Río*, 1-20.
- Megyesy, E., & Buthod, P. (2001). *Pressure Vessel Handbook*. Tulsa, Oklahoma: Pressure Vessel Publishing, INC.
- Menéndez, J. Á. (2006). *Brea*. Recuperado el 2013 de 12 de 22, de [web.archive.org: http://web.archive.org/web/20120629045136/http://www.oviedocorreo.es/personales/carbon/brea/brea.htm](http://web.archive.org/web/20120629045136/http://www.oviedocorreo.es/personales/carbon/brea/brea.htm)
- Muerza, A. F. (29 de 03 de 2013). *Biocombustibles de segunda generación*. Recuperado el 28 de 04 de 2013, de Ecoticias: <http://www.ecoticias.com/biocombustibles/25985/medio-ambiente-definicion-noticias-contaminacion-cambio-climatico-calentamiento-global-ecologia-ecosistema-medioambiente-medioambiental-impacto-politica-gestion-legislacion-educacion-responsabilidad-tecn>
- ONSAGER. (s.f.). *Termodinámica y termotecnia*. Recuperado el 2013 de 05 de 06, de [onsager: http://onsager.unex.es/Apuntes/Termo/Tablas-Tema-3.pdf](http://onsager.unex.es/Apuntes/Termo/Tablas-Tema-3.pdf)
- Onsanger. (s.f.). *Apuntes*. Recuperado el 27 de 09 de 2013, de [Onsanger: http://onsager.unex.es/Apuntes/Termo/Tablas-Tema-3.pdf](http://onsager.unex.es/Apuntes/Termo/Tablas-Tema-3.pdf)
- Pitts, D. R., & Sissom, L. E. (1980). Teoría y problemas de transferencia de calor. En D. Pitts, & L. Sissom, *Teoría y problemas de transferencia de calor* (pág. 3). schaum + mcgraw-hill.
- PITTS, D., & SISSOM, L. (1979). *Transferencia de Calor*. Bogotá: McGraw-Hill.
- Poletto, J. A., & Da Silva, C. L. (2009). Influencia de Separacion de Residuos Sólidos Urbanos para el Reciclaje para el Proceso de Incineración con Generación de Energía. *Información Tecnológica*, 105-112.
- Poletto, J. y. (2008). *Poletto, J.A. y C.L. Silva; Energy Aspects of the RSU Incineration. In: Symposium Brazil-Japan in Economy, Science and Technological Innovation*. Recuperado el 11 de 2013, de [athena.biblioteca.unesp.br: http://www.athena.biblioteca.unesp.br/F/2UID2XSUXB4UH45P12NNN85AVACN5JHF2FYGNYI35QQT8VNEHE-3209?](http://www.athena.biblioteca.unesp.br/F/2UID2XSUXB4UH45P12NNN85AVACN5JHF2FYGNYI35QQT8VNEHE-3209?)
- Procesosbio. (s.f.). *Intercambiadores de calor*. Recuperado el 2013 de 12 de 22, de [Procesosbio: http://procesosbio.wikispaces.com/Equipos+para+transmisi%C3%B3n+de+Calor](http://procesosbio.wikispaces.com/Equipos+para+transmisi%C3%B3n+de+Calor)

- Ramírez Rubio, S. (2010). *Simulación computacional del proceso de gasificación de biomasa en el la Facultad de Ingeniería de la Universidad Nacional de Colombia*. Bogota, Colombia.
- Rossi, Mario;. (1979). *Estampado en frio de la chapa*. Madrid: Dossat S.A.
- Salvador, M. (2010). *Tecno*. Obtenido de <http://matildesalvadortecno.wikispaces.com>
- Scribd. (2010). Obtenido de <http://es.scribd.com>
- Scribd. (2010). Obtenido de <http://es.scribd.com/doc/31789225/Informacion-Tecnologica-Matrices-de-Corte-Definicion-y-Nomenclatura>
- SJR MACHINERY CO, LTD. (2007). Obtenido de <http://www.machinerychina.es>
- Slideshare. (2006). Obtenido de <http://www.slideshare.net>
- Solversys. (2006-2010). *EDE Peng-Robinson*. Recuperado el 26 de 11 de 2013, de Solversys: <http://solversys.com/metano2/ayuda/scr/EOS%20PengRobinson.htm>
- tfes. (2013). *Separador*. Recuperado el 22 de 12 de 2013, de tfes: <http://www.tfes.com/slugCatcher02.htm>
- Torreguitar, I., & Weiss, I. (1975). *Combustión y generación de vapor* . Recuperado el 30 de 09 de 2013, de Scribd: <http://es.scribd.com/doc/151066482/Torreguitar-Parte-1>
- trittonxxi. (s.f.). *Trituradoras*. Recuperado el 22 de 12 de 2013, de trittonxxi: <http://www.trittonxxi.com/residuos.php?codcat=77>
- Universidad Tecnologica de Pereira. (2010). Obtenido de <http://blog.utp.edu.co/metalografia/2010/10/27/8-procesos-de-conformado-plastico-de-metales/>
- V.M.V MAQUINARIA. (2010). Obtenido de <http://www.vmvmaquinaria.cl>
- Valderrama, J. O. (1998). Dimencionamiento de un reactor de lecho movil para descomposición termca de Dolomitas . En H. Silva, & D. Granados, *Información Tecnológica* (págs. 125-130).
- Venselaar, J. (1982). *Design rules for down-draught gasifiers*. IT Bandung, Indonesia.
- Weissermel, K., & Arpe, H. (1981). *Química orgánica industrial*. España: REVERTÉ.
- Wikipedia. (2006). Obtenido de <http://es.wikipedia.org/>
- Wikipedia. (2009). Obtenido de [http://es.wikipedia.org/wiki/Rectificadora#Tipos\\_de\\_rectificadora](http://es.wikipedia.org/wiki/Rectificadora#Tipos_de_rectificadora)

wikipedia. (12 de Marzo de 2013). *Fischer Tropsh*. Recuperado el 28 de 04 de 2013, de [http://es.wikipedia.org/wiki/Proceso\\_Fischer-Tropsch](http://es.wikipedia.org/wiki/Proceso_Fischer-Tropsch)

wikipedia. (12 de Abril de 2013). *Gasificación*. Recuperado el 28 de 04 de 2013, de <http://es.wikipedia.org/wiki/Gasificaci%C3%B3n>

Yi Huaraz Choi, C. (2013). *Diseño de un gasificador de 25 kW para aplicaciones domésticas*. Lima.

Zapata Meneses, A., & Augusto Estrada, C. (2004). GASIFICACIÓN DE BIOMASA PARA PRODUCCIÓN DE COMBUSTIBLES DE BAJO. *Scientia et Technica Año X, No 25*, 155-159.