



**Universidad  
Zaragoza**

# Proyecto Fin de Carrera

## Gasificación en Gasificadores de Flujo Arrastrado Simulación en ASPEN Plus y Comparación

Autor

Álvaro Alonso Lozano

Director y ponente

Senthoorselvan Sivalingam

Luis Miguel Romeo Giménez

Escuela de Ingeniería y Arquitectura

Año 2012



# Gasificación en Gasificadores de Flujo Arrastrado

## Simulación en ASPEN Plus y Comparación

### Resumen

Este proyecto fin de carrera, llamado Gasificación en Gasificadores de Flujo Arrastrado; simulación en ASPEN Plus y comparación, consta de una serie de simulaciones sobre el proceso de gasificación y su interacción por plantas de ciclo combinado. Las diferentes simulaciones se llevan a cabo con el software ASPEN Plus.

Cada simulación se realiza bajo las mismas condiciones, que permiten una comparación válida entre los resultados obtenidos entre ellas. Estas condiciones incluyen parámetros del software, como el método de cálculo, también las condiciones iniciales para los diferentes flujos y los mismos parámetros para los diferentes equipos, como turbinas, compresores, bombas, etc.

4.53 MW de carbón de Illinois y/o biomasa son suministrados al proceso. Cada flujo de aire o agua que entra al proceso tiene unas condiciones predefinidas de 25°C y 1 bar. La cantidad de aire o agua necesaria en el proceso dependen del modelo de gasificador usado en cada simulación. El metanol necesario para absorción física de  $H_2S$  y  $CO_2$  se inyecta a 10°C y 1 bar.

En primer lugar se comparan dos tipos de gasificación y enfriamiento del gas. Uno basado en el modelo desarrollado por GE y el otro por Shell. La planta IGCC con gasificador GE, se trata de una planta con *slurry feed*, cuyos bloques básicos son: unidad de secado y molido del carbón, preparación del *slurry feed*, gasificador GE (55 bar y 1400°C), enfriamiento por agua, reactor *shift*, unidad de limpieza del *syngas*, cámara de combustión, turbina de gas y ciclo de vapor. La segunda simulación es una planta IGCC con gasificador con *dry feed*, basada en el modelo de Shell. Esta planta consta de los mismos bloques que la anterior, pero con unidad de preparación del *dry feed* en vez de *slurry feed*. Además una unidad de recuperación de calor suple al enfriamiento por agua. Este gasificador trabaja a 40 bar y 1500°C.

En los resultados obtenidos se puede observar que la planta IGCC con el gasificador Shell obtiene un mayor rendimiento eléctrico (36.15% frente al 35.54% obtenido en la planta con gasificador GE) y también una eficiencia del gas en frío superior (79.09% frente al 73.64%). Considerando estos resultados, una planta IGCC con gasificador Shell sería mejor que una planta con gasificador GE, sin embargo se debe tener en cuenta otros parámetros como la menor inversión a realizar en el caso de una planta con gasificador GE o el mayor rendimiento de captura de  $CO_2$ .

Para las siguientes simulaciones, se sigue utilizando un gasificador Shell. Además de la mayor eficiencia obtenida, la capacidad de este tipo de gasificador para trabajar con combustibles de baja calidad como la biomasa, ha de tenerse en consideración. En estas nuevas simulaciones la gasificación de biomasa y la co-gasificación de biomasa y carbón son estudiadas. Antes de proceder a la gasificación de la biomasa, ésta debe sufrir un proceso de torrefacción. Otra variable importante a tener en cuenta es la ausencia de unidad de eliminación de componentes del azufre en estos procesos, ya que no es necesaria.

La gasificación de biomasa produce peores resultados que la gasificación del carbón, sin embargo, con la co-gasificación de carbón y biomasa se obtienen mejores resultados incluso que con la gasificación del carbón, pudiendo alcanzar una eficiencia del 38.70% con esta tecnología.



# Tabla de contenido

1.	Introducción .....	3
1.1	Motivación .....	3
1.2	Definición del problema.....	5
1.3	Objetivos del trabajo .....	6
2.	Plantas de IGCC .....	7
2.1	Introducción .....	7
2.2	Plantas de Ciclo Combinado .....	7
2.3	Integración de la gasificación.....	9
2.1	Bloques y componentes de una planta IGCC.....	11
3.	Hipótesis Generales.....	17
3.1	Introducción .....	17
3.2	ASPEN Plus .....	17
3.3	Cálculos de la eficiencia.....	27
4.	Gasificador de Flujo Arrastrado con <i>Slurry Feed</i> .....	29
4.1	Introducción .....	29
4.2	Preparación del <i>Slurry</i> y la Gasificación.....	29
4.3	Enfriamiento del gas.....	30
4.4	Resultados .....	31
5.	Gasificador de Flujo Arrastrado con <i>Dry Feed</i> .....	35
5.1	Introducción .....	35
5.2	Preparación del <i>Dry Feed</i> y la Gasificación.....	35
5.3	Enfriamiento del Gas.....	36
5.4	Resultados .....	37
6.	Comparación de los procesos de gasificación del carbón .....	41
6.1	Introducción .....	41
6.2	Consumo de Agua .....	41
6.3	Consumo de Aire.....	42
6.4	Eficiencia de la planta .....	42
6.5	Valoración económica.....	43

7.	Gasificador de Flujo Arrastrado con Biomasa .....	45
7.1	Introducción .....	45
7.2	Preparación del combustible y gasificación .....	45
7.3	Enfriamiento del gas.....	47
7.4	Resultados .....	47
8.	Gasificador de Flujo Arrastrado con Carbón y Biomasa .....	51
8.1	Introducción .....	51
8.2	Preparación del combustible y gasificación .....	51
8.3	Enfriamiento del gas.....	52
9.	Resultados .....	53
9.1	Introducción .....	53
9.2	Influencia del Pre-tratamiento del combustible en la CGE.....	53
9.3	Sinergia Carbón-Biomasa .....	54
9.4	Consumo de Agua .....	55
9.5	Consumo de Aire.....	55
9.6	Eficiencia de la planta .....	56
10.	Conclusión y Consideraciones Futuras.....	57
	Bibliografía.....	59
	Anexo A.....	61
	Anexo B.....	63

# 1. Introducción

## 1.1 Motivación

*El calentamiento global se refiere al reciente y creciente incremento de la temperatura media cerca de la superficie de la Tierra. La causa principal es el incremento en la concentración de gases de efecto invernadero en la atmósfera. El calentamiento global está produciendo un cambio en los patrones climáticos. Sin embargo, el calentamiento global representa tan solo un aspecto del cambio climático. El cambio climático se refiere a cualquier cambio significativo en el clima que se extienda durante un periodo de tiempo. En otras palabras, el cambio climático incluye grandes cambios en temperatura, precipitaciones o en los patrones de las corrientes de viento, entre otros, que ocurren durante largos periodos de tiempo.[1]*

El calentamiento global es causado principalmente por los gases de efecto invernadero. Estos gases se producen de muchas formas diferentes, pero como es mostrado en la figura 1.1 más del 25% de los gases de efecto invernadero provienen del sistema de suministro y producción de energía, el cual incluye las plantas de ciclo combinado. En la figura 1.2 se muestra la distribución de gases de efecto invernadero en función del tipo de gas que lo compone.

El cambio climático es un problema a largo plazo que afectará gravemente a todo el mundo, así que todo esfuerzo dedicado a la reducción de la emisión de gases de efecto invernadero debería ser bienvenido. Uno de las principales medidas en las que actualmente se está trabajando es en la sustitución de los combustibles fósiles en las plantas de producción de electricidad por fuentes de energía renovable, pero esto no siempre es posible. En algunas zonas la instalación de molinos de viento, plantas fotovoltaicas o solares o la producción de electricidad mediante energía hidráulica, entre otras, es inviable o inadecuada. Además, hoy en día, la producción de electricidad basada en los combustible fósiles es necesaria con motivo de garantizar una estabilidad que las energías renovables no son capaces de asegurar.

Las plantas de ciclo combinado son una de los principales modelos de plantas basadas en combustibles fósiles usadas alrededor de todo el mundo. En alguno casos, este tipo de plantas se encuentran emitiendo gases de efecto invernadero por encima de los máximos límites permitidos. Sin embargo, actualmente, grandes empresas como GE, Shell, Lurgi, Linde, etc... están desarrollando una nueva tecnología basada en las plantas de ciclo combinado llamada gasificación integrada. Las plantas de ciclo combinado con gasificación integrada tienen unas emisiones muy reducidas, pudiendo

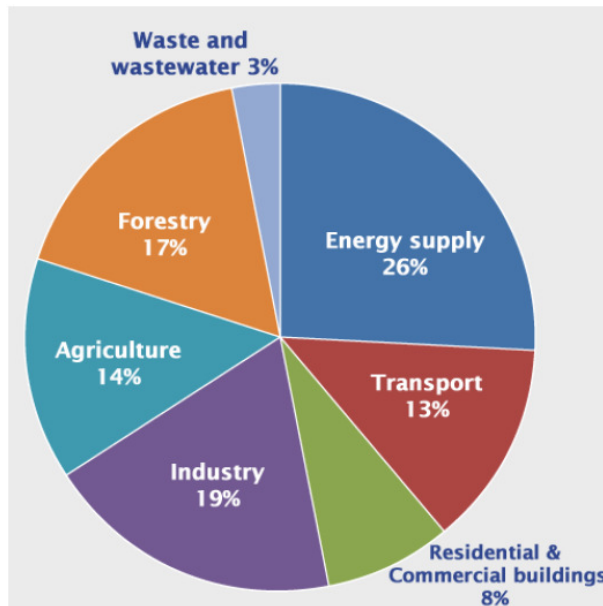


Figura 1.1: Emisiones de gases de efecto invernadero por fuente[1]

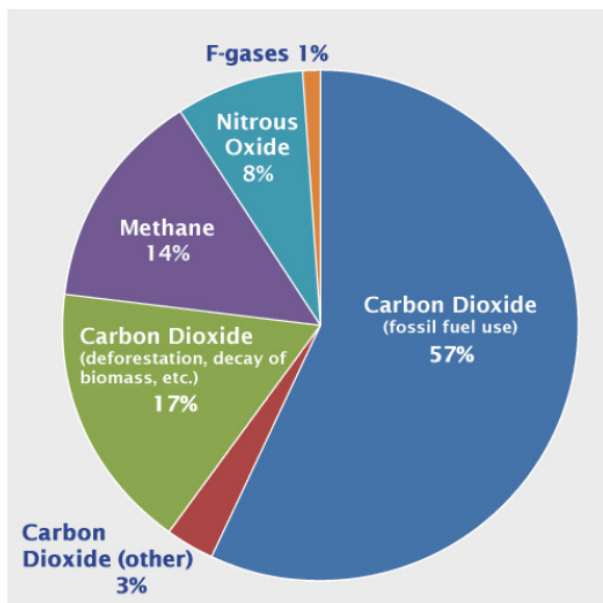


Figura 1.2: Emisiones de gases de efecto invernadero por tipo de gas[1]

alcanzar el punto de emitir solamente vapor de agua en el caso de que una unidad de captura de dióxido de carbono sea añadida a la instalación.

La tecnología de las plantas de ciclo combinado con gasificación integrada llamada IGCC (Integrated gasification combined cycle) es una tecnología basada en el clásico ciclo combinado, pero en lugar de quemar el combustible directamente en la caldera, primero es tratado en un gasificador que transforma el combustible en un gas de síntesis conocido como *syngas*. Los gases de escape producidos por la combustión de este *syngas* son mucho más limpios que los emitidos por las centrales clásicas de ciclo combinado.

A lo largo de este documento un estudio sobre las eficiencias, las emisiones o las posibilidades de alimentación de las plantas IGCC es presentado. Es otro esfuerzo dedicado a la posibilidad de la generación de una *electricidad limpia*.

Para situar el desarrollo de esta tecnología cabe destacar que en 1850 el proceso de gasificación comenzó a usarse con intención de producir gas ciudad para el alumbrado y la calefacción en las ciudades. Pero uno de los eventos más importantes para el desarrollo de esta tecnología ocurrió durante la Segunda Guerra Mundial. Los ingenieros alemanes, debido a la escasez de gasolina y las grandes reservas de carbón, comenzaron a trabajar en el proceso de gasificación que permitiese la producción de un gas de síntesis que pudiese ser utilizado como combustible. Algunos años más tarde, debido a la Crisis del Petróleo, el gobierno americano aprobó grandes inversiones para el desarrollo de las primeras plantas de IGCC. Alrededor de los años 90, los gobiernos americanos y europeos facilitaron ayudas económicas a aquellas compañías que estuviesen trabajando en el desarrollo de las plantas de IGCC. Hoy en día, grandes empresas privadas están desarrollando esta tecnología, porque además de reducir las emisiones dañinas para el medio ambiente, estas plantas pueden trabajar con combustibles de baja calidad como el petróleo, el carbón de coque y otros hidrocarburos residuales.

## 1.2 Definición del problema

El gobierno australiano desarrollo en el documento conocido con ACT en el año 2010 una serie de objetivos para la reducción de las emisiones: [2]

- Emisiones netas nulas de gases de efecto invernadero en el año 2060
- Valoración de las emisiones per cápita en el año 2013
- Reducción del 40% de las emisiones del año 1990 para el año 2020
- Reducción del 80% de las emisiones del año 1990 para el año 2040

Al igual que el gobierno australiano, la mayoría de países desarrollados han firmado compromisos similares con el fin de detener el cambio climático.

Como se explica en el capítulo 1.1, gran parte de las emisiones de efecto invernadero son producidas por el sistema de producción de energía. Una opción para la disminución de estas emisiones es la sustitución de las plantas de ciclo combinado por las plantas IGCC. Estas plantas se deberían instalar con una unidad de captura de CO<sub>2</sub>, pero teniendo en cuenta que esto reduce considerablemente el rendimiento de la planta.

En este proyecto fin de carrera, diferentes tipos de combustible y de gasificadores, así como diferentes métodos de enfriamiento del gas son estudiados en una planta IGCC con captura de CO<sub>2</sub>. El objetivo es compararlas con el fin de optimizar y alcanzar el mejor resultado posible. Una vez obtenidos unos resultados aceptables, se realiza una discusión de los mismos para cada modelo, valorando si los resultados obtenidos

incentivan la posibilidad de invertir en futuras investigaciones para cada modelo. Para poder obtener estos resultados se ha usado el software ASPEN Plus.

**NOTA** Es importante entender que los resultados obtenidos en las diferentes simulaciones llevadas a cabo en este proyecto pueden ser usados para obtener conclusiones después de compararlos. Por lo tanto, se debe ser remarcado que cualquier comparación con otras simulaciones o con valores reales no tiene que ser llevada a cabo, porque las conclusiones obtenidas podrían ser erróneas. Las conclusiones obtenidas en este trabajo ayudarán para poder fijar un punto de partida para futuras investigaciones, pero no para tomar decisiones definitivas acerca de plantas reales o prototipos. Cada consideración e hipótesis usadas en las diferentes simulaciones son explicadas a lo largo de este documento.

### 1.3 Objetivos del trabajo

El objetivo de este trabajo se explica en los siguientes puntos:

- Estudio de literatura sobre el tema de gasificación, centrándose en los diferentes tipos de gasificadores existentes y las diferentes materias primas y su pre-tratamiento.
- Elección justificada de los modelos de gasificadores a simular con los diferentes tipos de alimentación.
- Simulación en ASPEN Plus de los gasificadores seleccionados.
- Valoración de la influencia de estos gasificadores en una planta IGCC
- Cálculo de los balances de materia y energía, de los rendimientos de la planta, la eficiencia del gasificador y la eficiencia de captura de CO<sub>2</sub>.

## 2. Plantas de IGCC

### 2.1 Introducción

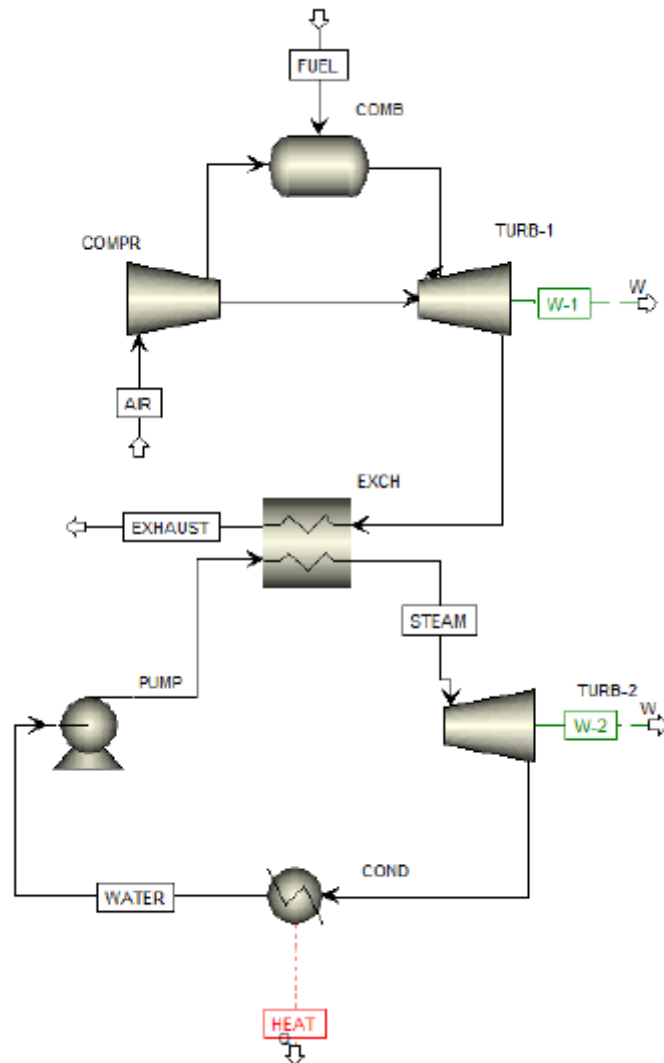
Una planta de ciclo combinado con gasificación integrada (IGCC) usa los principios de las plantas de ciclo combinado convencionales, pero en lugar de una combustión directa del combustible, en la planta IGCC se lleva a cabo el proceso de gasificación del mismo en un gasificador para producir un gas de síntesis conocido como syngas. El syngas se obtiene mayoritariamente del carbón, pero hay otros combustibles con base de carbono, como la biomasa, que también pueden ser usados para la producción de syngas. El principal objetivo de esta tecnología es alcanzar la misma eficiencia que una planta convencional de ciclo combinado pero reduciendo las emisiones a la atmósfera con el menor coste posible. El syngas se compone principalmente por  $H_2$  y  $CO$ . Usando un reactor de conversión se puede producir más  $H_2$  a partir del  $CO$  gracias al uso de vapor, produciendo también  $CO_2$ , que puede ser retirado en una unidad de captura de  $CO_2$ . El syngas limpio es quemado en la cámara de combustión produciendo gases de escape limpios, compuestos principalmente por  $H_2O$  y  $N_2$ .

En la mayoría de las plantas IGCC, el oxidante usado para la gasificación es el  $O_2$ , así que una planta de fraccionamiento del aire es necesaria, ASU (Air Separation Unit). Hay tres tipos principales de gasificadores, de lecho fluido, de lecho fijo y de flujo arrastrado, el cual define las propiedades (temperatura, presión, materia particulada...) presentes en el gas de salida. El gas obtenido del gasificador no puede ser usado directamente, necesita sufrir un pre-tratamiento primero. Antes de alcanzar la turbina de gas es limpiado y enfriado. La refrigeración del gas puede ser llevada a cabo por varios métodos, entre ellos el enfriamiento por agua, donde agua es mezclada con el gas. Otro tipo de método es el de recuperación de calor, donde gas ya enfriado es mezclado con el gas caliente y después la mezcla pasa a través de un intercambiador de calor cerrado donde se produce vapor de agua para el ciclo de vapor. La limpieza del gas se realiza en diferentes etapas. La primera, tras el enfriamiento del gas, donde la materia particulada es extraída del caudal de gas mediante filtros de mangas o depuradores de agua, después la reacción de conversión tiene lugar, así los productos sulfúricos y el  $CO_2$  pueden ser eliminados más fácilmente, en una unidad de eliminación de gases ácidos, que usa metanol como absorbente.

### 2.2 Plantas de Ciclo Combinado

En el campo de la producción de electricidad se conoce como ciclo combinado a una planta en la que una turbina de gas y un ciclo de vapor trabajan al mismo tiempo. El esquema básico de un ciclo combinado se representa en la figura 2.1. Como se muestra,

el combustible (carbón, gas natural, biomasa, etc...) se quema en la turbina de gas produciendo un trabajo neto ( $W-1$ ). Después, los gases de escape de la turbina de gas, que todavía conservan un alto poder calorífico son dirigidos a un sistema de recuperación de calor donde se genera vapor donde el agua del ciclo de vapor es calentada con el fin de convertirla en vapor y dirigirlo a la turbina de vapor para producir una trabajo extra ( $W-2$ ). El calor desprendido en el condensador del ciclo de vapor también se puede usar si, por ejemplo, se necesita calor de baja calidad en alguna empresa cercana.



**Figura 2.1: Esquema básico de una planta de ciclo combinado**

Los gases de escape producidos en una turbina de gas son los productos de la combustión de un combustible basado en el carbono, el análisis químico muestra que hay una alta concentración de  $\text{CO}_2$  y  $\text{CO}$  en ellos, al igual que otros contaminantes como pueden ser el  $\text{NO}_x$ ,  $\text{SO}$ ,  $\text{SO}_2$ , etc... Las leyes medioambientales se están volviendo cada vez más restrictivas, por lo tanto la necesidad de reducir estas emisiones se está convirtiendo en un tema realmente importante. Dos principales opciones han surgido, el pre-tratamiento del combustible o el post-tratamiento de los



gases de escape. La segunda opción es la más utilizada actualmente, por ser más sencilla, a pesar de su alto impacto económico, mientras que la primera opción actualmente está siendo investigada y desarrollada. Este documento versa sobre el pre-tratamiento del combustible para la producción del llamado syngas gracias al proceso de gasificación.

## 2.3 Integración de la gasificación

Como se menciona anteriormente, hay una tecnología en desarrollo llamada gasificación. *La gasificación es un proceso en el cual las partículas del combustible son parcialmente oxidadas o quemadas. El producto de la gasificación es un gas de síntesis combustible, o syngas. Debido a que la gasificación es un proceso que envuelve principalmente la oxidación parcial, más que completa, de la materia prima, este proceso opera en un ambiente rico en oxígeno[3].* Las diferencias entre los productos generados en la gasificación y la combustión de un material se muestran en la figura 3.2. Pero los gasificadores no son unas unidades que puedan trabajar por sí mismas, necesitan algunos bloques auxiliares, como la unidad de fraccionamiento del aire (ASU), una unidad de captura de CO<sub>2</sub>, el reactor de conversión... como se muestra en la sección 2.4. Tras esto el syngas obtenido finalmente, que principalmente se compone de H<sub>2</sub>, es dirigido a la unidad de producción de energía, la turbina de gas integrada con un ciclo combinado[4, 5].

	<b>Combustion</b>	<b>Gasification</b>
Carbon	CO <sub>2</sub>	CO
Hydrogen	H <sub>2</sub> O	H <sub>2</sub>
Nitrogen	NO, NO <sub>2</sub>	HCN, NH <sub>3</sub> or N <sub>2</sub>
Sulfur	SO <sub>2</sub> or SO <sub>3</sub>	H <sub>2</sub> S or COS
Water	H <sub>2</sub> O	H <sub>2</sub>

Figura 2.2: Comparación de los principales productos creados por la gasificación y la combustión[3]

### 2.3.1 Carbón vs Biomasa

El carbón es el combustible más común que se usa en las plantas de ciclo combinado, así como en las plantas IGCC. Sin embargo, el uso de la biomasa se está convirtiendo recientemente en objeto de estudio como posible combustible sustituto del carbón. Como biomasa se puede considerar cada materia orgánica que puede ser obtenida a través de las plantas, lo que significa que la luz del sol ha sido transformada, a través de la fotosíntesis, en la energía química que tiene actualmente el combustible. Antes del auge del uso de los combustibles fósiles, la biomasa era el principal material combustible. Hoy en día, debido a la incipiente carencia de combustibles fósiles (incremento en el precio) y debido a razones medioambientales, la biomasa ha vuelto a

surgir como alternativa para la producción de electricidad. Las principales ventajas de la biomasa frente al carbón son:[6]

- Fuente de energía renovable y sostenible
- Reducción significativa de las emisiones netas de CO<sub>2</sub> comparada con los combustibles fósiles, mitigando el efecto invernadero
- Disponible en gran cantidad con bajo coste
- Menor dependencia de los combustibles fósiles

Sin embargo, algunos problemas pueden surgir cuando se usa biomasa como materia prima en el proceso de gasificación:

- Combinación de alta temperatura e impurezas tales como sulfuros o cenizas
- Bajo punto de fusión de la ceniza, pero muy agresiva en estado fundido
- Alta reactividad
- Estructura fibrosa en la biomasa vegetal

En este proyecto, cuatro simulaciones han sido realizadas, dos con carbón como combustible, una con biomasa y una cuarta estudiando la posibilidad de una co-gasificación de carbón y biomasa. Esta última combinación puede ser realmente positiva debido a la sinergia existente entre carbón y biomasa. Por ejemplo, la biomasa tiene una densidad energética menor que el carbón, por lo tanto, tal como aumente el ratio de biomasa/carbón, la eficiencia total debería reducirse, sin embargo, debido al alto contenido en oxígeno de la biomasa menos aire es procesado por la ASU, lo que puede hacer que la eficiencia total aumente.

### 2.3.2 Tipos de gasificadores

Hay básicamente tres tipos genéricos de gasificadores, gasificadores de lecho fijo, de lecho fluido y de flujo arrastrado.

El **gasificador de lecho fijo** es un gasificador a contra flujo. En este tipo de gasificador, el aire es soplado por la parte inferior, mientras que el carbón es suministrado por la parte superior. Los gases salen por un lateral, mientras que la ceniza lo hace por la parte inferior. El carbón pulverizado es precalentado antes de alcanzar la zona de gasificación debido a la configuración a contra flujo, sin embargo, esto también hace que el gas abandone el gasificador a una temperatura menor a la que se ha producido la gasificación, alrededor a los 550°C. Un diagrama de este tipo de gasificador es mostrado en la figura 2.3.

El **gasificador de lecho fluido** es el menos desarrollado comercialmente hablando debido a su reducida flexibilidad de operación. Como en el gasificador de lecho fijo, el aire es soplado por la parte inferior del gasificador, pero la cantidad de aire necesaria es mayor con el fin de mantener las partículas de carbón flotando en el lecho. La temperatura en la zona de gasificación es uniforme alrededor de los 1000°C. La ceniza abandona el gasificador por la parte inferior y el gas lo hace por la parte superior. Un diagrama de este tipo de configuración es mostrado en la figura 2.3.

El **gasificador de flujo arrastrado** es el tipo de gasificador estudiado en este documento. GE y Shell están actualmente desarrollando este tipo de tecnología. Un fino molido de las partículas del carbón es necesario. Tanto el aire como el combustible son introducidos en el gasificador por la parte superior, consiguiendo así un rápido calentamiento de las partículas de combustible. La temperatura alcanzada es suficientemente alta, alrededor de los 1400°C, para transformar la ceniza en escoria líquida y conseguir una mayor conversión del carbón. El tiempo de residencia es del orden de segundos, por lo que la alta temperatura es necesaria. El bajo tiempo de residencia implica que la unidad puede ser mucho más compacta, lo que posibilita el uso de este tipo de gasificadores para plantas de producción de electricidad a gran escala. La principal ventaja de este tipo de gasificadores, aparte de su alta conversión del carbono, es la flexibilidad para poder trabajar con todo tipo de carbones. Un diagrama de este tipo de gasificador es mostrado en la figura 2.3.

## 2.1 Bloques y componentes de una planta IGCC

Los bloques auxiliares que una planta IGCC necesitan dependen del tipo de gasificador que use. Por ejemplo, dependiendo del tipo de gasificador la temperatura de salida del gas varía, por lo tanto el método de enfriamiento del mismo también cambia. Dado que en este documento trata sobre el uso de gasificadores de flujo arrastrado, en esta sección se explican los bloques auxiliares necesarios para el mismo.

### 2.4.1 Planta de fraccionamiento del aire

El oxígeno necesario para el proceso de gasificación es suministrado por un flujo de aire o de oxígeno. Los gasificadores que utilizan aire tienen un coste capital menor, debido a que la unidad de fraccionamiento del aire (ASU; Air separation Unit) es cara pero el poder calorífico alcanzado por el gas de salida es considerablemente menor porque el nitrógeno lo disuelve. También tiene un efecto negativo en caso de usar una unidad de captura de CO<sub>2</sub>. Estas son las razones por las que una ASU es usada para proveer al gasificador de un flujo de oxígeno de alta pureza.

El aire atmosférico, normalmente, entra a la ASU con una composición aproximada del 79% N<sub>2</sub> y 21% O<sub>2</sub> y con 1 bar de presión. La ASU es una unidad que destila el aire a alta presión (alrededor de los 6 bar) y temperaturas criogénicas, permitiendo obtener un flujo de alta pureza de oxígeno entorno a los 6 bar en la salida. Esta unidad consume una gran cantidad de trabajo para poder completar el proceso, durante la compresión del aire, sin embargo, la eficiencia total de la planta se incrementa debido a la mayor calidad del syngas obtenido. Además, el flujo de N<sub>2</sub> obtenido se puede usar en la turbina de gas para aumentar la potencia obtenida en la misma.

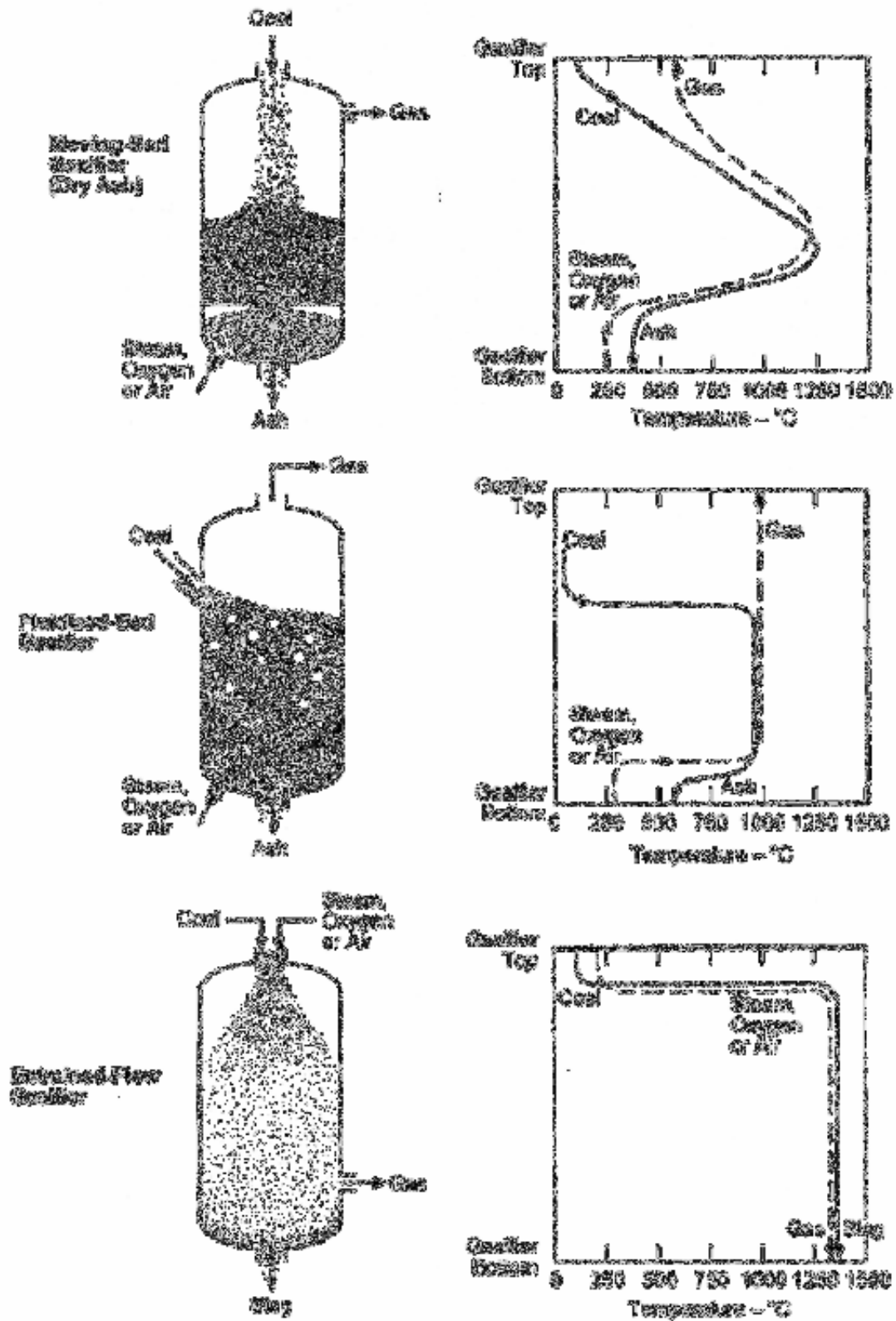


Figura 2.3: Diagrama de los diferentes tipos de gasificadores[7]

### 2.4.2 Enfriamiento del gas

Independientemente del gasificador usado, la temperatura de salida de los gases es demasiado elevada (desde 600 a 1500°C) para un sistema de eliminación de gases ácidos convencional, por lo tanto, el gas tiene que ser enfriado hasta alcanzar aproximadamente los 300°C. También en el caso de los gasificadores de flujo arrastrado, debido a su alta temperatura, la escoria se encuentra en forma líquida, por lo tanto, también se necesita reducir la temperatura con el fin de solidificarla para no dañar el equipamiento que se encuentra aguas abajo del gasificador. Hay dos métodos principales de enfriamiento del gas considerados en este proyecto, enfriamiento por agua y por recuperación de calor.

El **enfriamiento por agua** es ampliamente usado por su simplicidad. Este es un método en el cual agua se mezcla directamente con el gas a alta temperatura. Parte del calor sensible del syngas vaporiza el agua reduciéndose así la temperatura del flujo de syngas. En este punto, el gas se encuentra saturado de agua y tiene que pasar a través de una serie de condensadores. Sin embargo, si la captura de CO<sub>2</sub> es necesaria, la cantidad de vapor de agua presente en el flujo (ratio H<sub>2</sub>O/CO) está cerca de ser el óptimo, por lo tanto, no se necesita añadir vapor extra en el reactor de conversión. No obstante, en este método de enfriamiento la energía termal de alta calidad se transforma en energía termal de baja calidad, lo que produce una gran degradación de la energía.

**Recuperación de calor + Enfriamiento por gas** es un sistema que combina dos métodos, donde parte del syngas, justo antes de llegar a la etapa de eliminación de materia particulada, a una temperatura cercana a los 300°C es recirculado y mezclado con el syngas que sale del gasificador a 1500°C formando un flujo a 900°C aproximadamente. Una vez que este flujo es obtenido es guiado a través de un intercambiador cerrado donde se produce vapor saturado y se reduce la temperatura del syngas hasta los 300°C finales. El punto más atractivo de este método es que en ningún momento se mezcla ningún componente externo con el flujo de syngas principal. Es sistema de recuperación de calor y el enfriamiento por gas tiene problemas trabajando individualmente, pero conjuntamente estos se solucionan.

### 2.4.3 Eliminación de materia particulada

Cuando un flujo de gas tiene material particulada, ésta puede causar problemas aguas abajo del proceso y dañar el equipo, como por ejemplo la turbina de gas. Por ello, esta materia tiene que ser eliminada usando sistemas de eliminación de sólidos secos o húmedos.

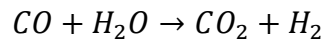
Los sistemas secos de eliminación de sólidos son principalmente los filtros de mangas. Éstos suelen trabajar entre 300 y 500°C.

Los depuradores de agua son el sistema húmedo de eliminación de sólidos más usado. Operan a bajas temperaturas, y en la mayor parte de las plantas IGCC, se encuentran instalados tras los filtros de mangas con el fin de garantizar una limpieza más fina.

#### 2.4.4 Reactor de conversión

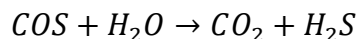
El reactor de conversión es la unidad necesaria antes de la eliminación de los componentes del azufre y la captura de CO<sub>2</sub>. En esta unidad se produce la reacción química indicada en la ecuación 2.1. Más H<sub>2</sub> se produce reduciendo la cantidad de CO en el syngas. Un ratio de H<sub>2</sub>O/CO cercano a 2 es necesario para realizar la conversión de forma adecuada. Si no hay H<sub>2</sub>O suficiente entonces vapor tiene que ser extraído del ciclo de vapor. Esta reacción tiene lugar idealmente a baja temperatura, en torno a los 250°C.

(Ecuación 2.1)



Con el fin de alcanzar una adecuada eliminación de los componentes del azufre, el COS presente en el syngas debe ser convertido en H<sub>2</sub>S. Esto se puede conseguir de dos formas diferentes, mediante hidrólisis, método que sería adecuado si no se requiriese captura de CO<sub>2</sub>, y una conversión catalítica ácida que sigue la ecuación 2.2. Esta reacción puede llevarse a cabo en el mismo reactor que la reacción 2.1 reduciendo el coste capital de la instalación.

(Ecuación 2.2)



#### 2.4.5 Unidad de eliminación de gases ácidos

En la unidad de eliminación de gases ácidos, los componentes del azufre y el CO<sub>2</sub> se separan del syngas. La separación de estos componentes del flujo principal puede llevarse a cabo mediante una absorción física o química basada en MDEA (methyldiethanolamine).

La absorción física es la elegida en este estudio, especialmente el llamado proceso Rectisol, usando metanol con solvente. Como trabaja este proceso es fácilmente comprensible una vez conocido el coeficiente de absorción del metanol para los diferentes gases, como se muestra en la figura 2.4. Se puede observar que los componentes basados en el azufre tienen el mayor coeficiente de absorción y después el CO<sub>2</sub> lo tiene mayor que el resto de gases. Por lo tanto, el gas es mezclado con metanol a baja temperatura y luego es lavado con el fin de separar las fases líquida (metanol+ componentes de azufre) y gaseosa (syngas+CO<sub>2</sub>). Finalmente el flujo que contiene el syngas es mezclado con metanol limpio para poder extraer el CO<sub>2</sub> del syngas tras el otro lavado.

Una vez el solvente ha extraído los componentes del azufre y el CO<sub>2</sub> del flujo principal, el syngas está listo para poder ser usado. Sin embargo, el solvente tiene que ser reciclado, para ello tiene que sufrir un proceso de desorción. En este estudio, el metanol mezclado con azufre es guiado a un proceso de stripping con vapor de agua y el metanol con dióxido de carbono es decantado a diferentes presiones.

Los **contaminantes**; el  $\text{CO}_2$  se comprime hasta una presión supercrítica (74 bar) para poder ser transportado fuera de la planta, mientras que, el  $\text{H}_2\text{S}$  a una planta de procesado Claus, donde puede ser usado para diferentes procesos químicos.

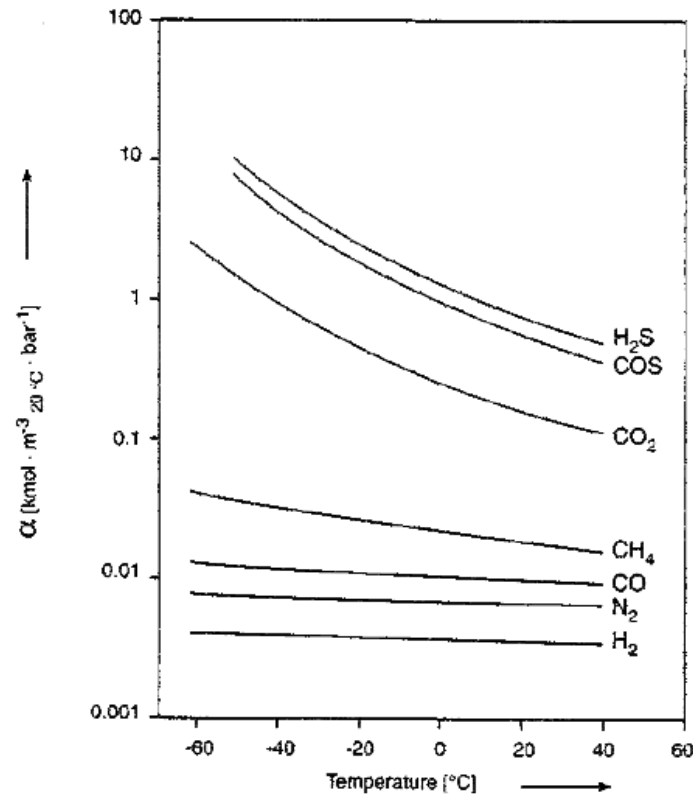


Figura 2.4: Coeficiente de absorción  $\alpha$  para el metanol[8]





## 3. Hipótesis Generales

### 3.1 Introducción

Después de que las diferentes simulaciones han sido ejecutadas, los resultados son comparados. Con el fin de obtener una comparación válida y poder alcanzar unas conclusiones válidas, algunas hipótesis generales se tienen que fijar. La energía que entra al sistema, las eficiencias de los diferentes bloques, el método de cálculo, etc... tienen que ser los mismos para cada simulación. En las secciones siguiente como se fijan estos parámetros en ASPEN Plus es explicado.

### 3.2 ASPEN Plus

El diagrama de flujos en ASPEN Plus tiene que ser diseñado para cada simulación y cada parámetro que lo define tiene que ser introducido. El primer paso que es necesario dar es definir el sistema de unidades que se va a usar a lo largo de las simulaciones. El sistema de unidades elegido es el “Solid with Metric Units” que puede ser encontrado en la tabla 3.1. También tiene que ser especificado los tipos de flujos que se van a usar en las simulaciones cuando se usan materiales sólidos, en este caso se usa el tipo MCINCPD, que incluye los sub-flujos MIXED(flujos mixtos de gas y/o líquido), CIPD(flujos de sólidos convencionales con distribución del tamaño de partícula) y NCPD(flujos de sólidos no convencionales con distribución del tamaño de partícula). El software refiere a sólidos no convencionales como aquellos que no tiene definidos en su base de datos. También se tiene que elegir el método de cálculo que va a emplear el software, los cálculos en esta simulaciones se realizan siguiendo el método PR-BM(Ecuación de estado de Peng-Robison con las modificaciones de Boston-Mathias).

**Tabla3.1: Sistema de unidades**

<b>Variable</b>	<b>Unidades</b>
Temperatura	°C
Presión	bar
Flujos másicos	kg/hr
Flujos molares	kmol/hr
Calor	W
Trabajo	kW
Flujo volumétrico	m <sup>3</sup> /hr

Cada componente usado en las diferentes simulaciones se define en la figura 3.1.

Define components				
	Component ID	Type	Component name	Formula
<input checked="" type="checkbox"/>	H2O	Conventional	WATER	H2O
<input type="checkbox"/>	O2	Conventional	OXYGEN	O2
<input type="checkbox"/>	N2	Conventional	NITROGEN	N2
<input type="checkbox"/>	COAL	Nonconventiona		
<input type="checkbox"/>	H2	Conventional	HYDROGEN	H2
<input type="checkbox"/>	C	Solid	CARBON-GRAPHIT	
<input type="checkbox"/>	S	Conventional	SULFUR	S
<input type="checkbox"/>	CO2	Conventional	CARBON-DIOXIDE	CO2
<input type="checkbox"/>	CO	Conventional	CARBON-MONOXI	CO
<input type="checkbox"/>	CL2	Conventional	CHLORINE	CL2
<input type="checkbox"/>	HCL	Conventional	HYDROGEN-CHLO	HCL
<input type="checkbox"/>	ASH	Nonconventiona		
<input type="checkbox"/>	H3N	Conventional	AMMONIA	H3N
<input type="checkbox"/>	COS	Conventional	CARBONYL-SULFI	COS
<input type="checkbox"/>	H2S	Conventional	HYDROGEN-SULF	H2S
<input type="checkbox"/>	CH4	Conventional	METHANE	CH4
<input type="checkbox"/>	NO	Conventional	NITRIC-OXIDE	NO
<input type="checkbox"/>	NO2	Conventional	NITROGEN-DIOXI	NO2
<input type="checkbox"/>	N2O	Conventional	NITROUS-OXIDE	N2O
<input type="checkbox"/>	N2O4	Conventional	NITROGEN-TETRO	N2O4
<input type="checkbox"/>	N2O3	Conventional	NITROGEN-TRIO	N2O3
<input type="checkbox"/>	CH4O	Conventional	METHANOL	CH4O
<input type="checkbox"/>	BIOMASS	Nonconventiona		
<input checked="" type="checkbox"/>	*			

Figura 3.1: Componentes

### 3.2.1 Definición del Carbón

Carbón de Illinois definido en el libro [9], es el usado en estas simulaciones. El carbón se tiene que definir como un sólido no convencional debido a que no se encuentra registrado en la base de datos. Las propiedades físicas del carbón son definidas antes de que cualquier cálculo sea llevado a cabo. La entalpía y la densidad son definidas respectivamente en el software gracias a los modelos HCOALGEN y DCOALIGT. El modelo seleccionado, HCOALGEN, para calcular la entalpía necesita un análisis de los atributos de sus componentes basado en tres análisis (PROXIMATE, ULTIMATE y SULFUR). Como se ha dicho previamente, también se necesita para este tipo de sólidos definir su distribución de tamaño de partícula. En estas simulaciones se usa una distribución estándar que se muestra en la tabla 3.2, obtenida del tutorial[10].

Tabla 3.2: Distribución del tamaño de partícula para el carbón en  $\mu\text{m}$ 

Intervalo	Límite inferior	Límite superior	Fracción másica
7	120	140	0.1
8	140	160	0.2
9	160	180	0.3
10	180	200	0.4

Una vez que la distribución del tamaño de partícula ha sido definida, el análisis de componentes del carbón es introducido en el programa siguiendo los valores indicados en la tabla 3.3.

Tabla 3.3: Atributos de los componentes del carbón

PROXANAL		ULTANAL		SULFANAL	
<i>Elemento</i>	<i>Valor</i>	<i>Elemento</i>	<i>Valor</i>	<i>Elemento</i>	<i>Valor</i>
Humedad	11.12	Cenizas	10.91	Pirítico	2.82
Carbono Fijo	49.72	Carbono	71.72	Sulfato	0.0
Materia Volátil	39.37	Hidrógeno	5.06	Orgánico	0.0
Cenizas	10.91	Nitrógeno	1.41		
		Cloro	0.33		
		Azufre	2.82		
		Oxígeno	7.75		

El análisis de atributos tiene que cumplir los siguientes requisitos:

- Los valores del PROXANAL<sup>1</sup> de Carbono fijo, Materia volátil y Ceniza tienen que sumar 100.
- Los valores para la ceniza del PROXANAL y el ULTANAL deben coincidir
- Los valores del ULTANAL deben sumar 100
- Los valores del SULFANAL<sup>2</sup> el valor del azufre en el ULTANAL

El software puede calcular la entalpía de combustión del carbón al igual que el resto de las propiedades, una vez que el análisis anterior ha sido especificado, pero como la entalpía de combustión para este carbón en concreto también está indicada en el libro [9], se añade el valor manualmente. El poder calorífico de este carbón es:

$$H_{comb} = 29.414 \text{ MJ/kg}$$

La alimentación a la planta en cada simulación tiene que ser la misma. En la simulaciones con carbón como combustible se usan 612 kg/hr de carbón húmedo, lo que representa 544 kg/hr de carbón seco, o lo que es lo mismo 4.53 MW de potencia es suministrada al proceso.

<sup>1</sup> En el análisis PROXANAL todos los valores están especificados en base seca salvo la humedad.

<sup>2</sup> El análisis SULFANAL no es especificado por lo que se asume 100% de azufre pirítico.

### 3.2.2 Definición de la Biomasa

Como biomasa se ha utilizado madera definida en el artículo [11]. Como ocurre con el carbón, la biomasa se define como un sólido no convencional porque no está incluido en la base de datos del software. Los modelos HCOALGEN y DCOALIGT se usan de nuevo para definir las propiedades físicas de la biomasa. Se necesita un análisis de los atributos de la biomasa basado en tres análisis (PROXANAL, ULTANAL y SULFANAL). También se debe definir una distribución del tamaño de partícula, que se muestra en la tabla 3.4.

**Tabla 3.4: : Distribución del tamaño de partícula para la biomasa en mm**

Intervalo	Límite inferior	Límite superior	Fracción másica
1	5	10	0.1
2	10	20	0.1
3	20	30	0.15
4	30	40	0.3
5	40	50	0.35

Una vez definido, se debe incluir el análisis de los atributos de los componentes de la biomasa, mostrado en la tabla 3.5.

**Tabla 3.5: Análisis de los componentes de la biomasa**

PROXANAL		ULTANAL		SULFANAL	
<i>Elemento</i>	<i>Valor</i>	<i>Elemento</i>	<i>Valor</i>	<i>Elemento</i>	<i>Valor</i>
Humedad	20.00	Cenizas	1.00	Pirítico	0.1
Carbono Fijo	17.00	Carbono	51.30	Sulfato	0.0
Materia Volátil	82.00	Hidrógeno	6.20	Orgánico	0.0
Cenizas	1.00	Nitrógeno	0.00		
		Cloro	0.00		
		Azufre	0.10		
		Oxígeno	41.40		

El análisis de atributos tiene que cumplir los siguientes requisitos:

- Los valores del PROXANAL<sup>3</sup> de Carbono fijo, Materia volátil y Ceniza tienen que sumar 100.
- Los valores para la ceniza del PROXANAL y el ULTANAL deben coincidir
- Los valores del ULTANAL deben sumar 100
- Los valores del SULFANAL<sup>4</sup> el valor del azufre en el ULTANAL

Como ocurre con el carbón, la entalpía de combustión puede ser calculado por el software, pero ya que el valor específico es conocido se introducirá manualmente. La entalpía de combustión es:

$$H_{comb} = 18.600 \text{ MJ/kg}$$

<sup>3</sup> En el análisis PROXANAL todos los valores están especificados en base seca salvo la humedad.

<sup>4</sup> El análisis SULFANAL no es especificado por lo que se asume 100% de azufre pirítico.

La potencia suministrada al proceso tiene que ser la misma entre las diferentes simulaciones, es decir 4.53 MW de biomasa seca son necesarios. Lo que implica 877 kg/hr de biomasa seca o 1096 kg/hr de biomasa húmeda.

### 3.2.3 Definición del Aire

Cada flujo de aire entrante al proceso a lo largo de las simulaciones es definido como un sub-flujo mixto con la composición mostrada en la tabla 3.6. Estos flujos se fijarán a condiciones ambientales, 25°C y 1 bar.

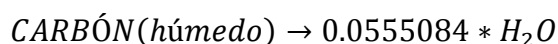
Tabla 3.6: Composición del aire

Elemento	Porcentaje másico
N <sub>2</sub>	79
O <sub>2</sub>	21

### 3.2.4 Unidad de Preparación del Carbón

Esta unidad incluye el secado y el molido del carbón como se puede ver en la figura 3.2. Esta unidad se basa en la unidad de secado mostrada en el tutorial[10]. El flujo WET-COAL alimentado al sistema es secado en un reactor RSTOIC hasta un 10% o un 2% dependiendo del modelo de gasificador que se use antes de ser molido. Una mayor humedad dificultaría el molido. Esta unidad está definida para trabajar a 1 bar de presión y sin intercambio de calor. La ecuación 3.1 muestra la reacción que tiene lugar en este reactor. La cantidad total de carbón que se convierta es fijada por un bloque de cálculo mostrado en la ecuación 3.2, que permite alcanzar la humedad deseada en el flujo OUT-DRIE.

Ecuación 3.1



Ecuación 3.2

$$CONV = \frac{H_2O_{IN} - H_2O_{OUT}}{100 - H_2O_{OUT}}$$

El calor necesario para el proceso de secado se suministra con un flujo de aire caliente (150°C) que entra en el reactor RSTOIC. En algunos casos este flujo caliente se compone por el N<sub>2</sub> sobrante de la ASU, pero en este caso se usará para incrementar la potencia obtenida en la turbina de gas. Después un separador dividirá el flujo en dos, uno sólido (DRY-COAL) y otro gaseoso (EXHAUST). Después del secado, el carbón tiene que ser molido antes del proceso de gasificación. Se tiene que fijar el Hardgrove Grindability Index(HGI), un parámetro que marca la dificultad que tiene el bloque CRUSHER para moler el carbón, y por tanto, el trabajo necesario en la molienda. En este caso se fija un HGI de 50 y un diámetro de partícula máximo a la salida de 100µm.

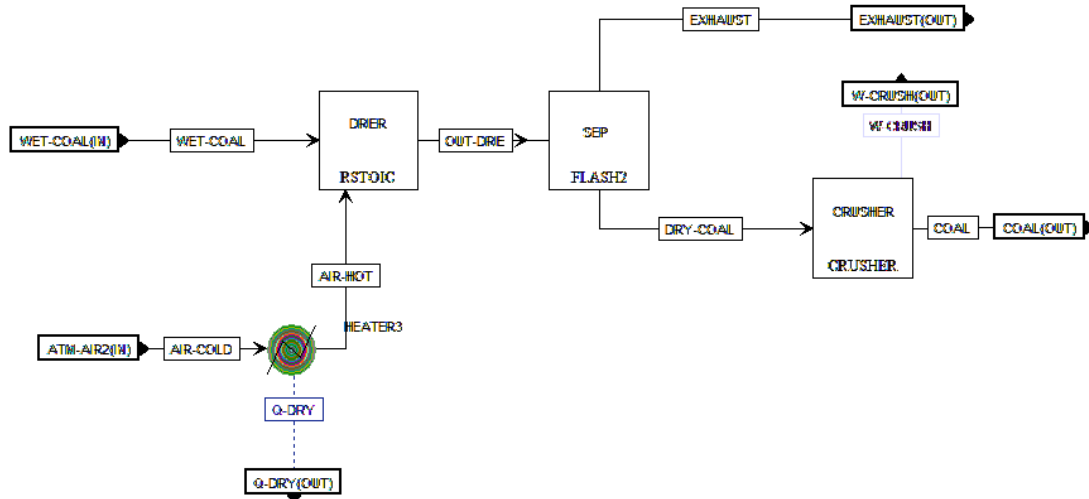


Figura 3.2: Diagrama de flujo de la unidad de preparación del carbón

### 3.2.5 Unidad de preparación de la biomasa

Esta unidad incluye el secado, molienda y además la torrefacción de la biomasa, como se muestra en la figura 3.3. Para el secado se usa el mismo modelo que en la sección 3.2.4. En este caso el reactor RSTOIC seca la biomasa hasta que alcanza una humedad del 10%, siguiendo la ecuación 3.3

Ecuación 3.3

$$BIOMASA(húmeda) \rightarrow 0.0555084 * H_2O$$

Una vez que la biomasa ha sido secada hasta el 10% y pasa por la unidad de separación, el flujo DRY-BIOM es guiado al horno de torrefacción. Este proceso también es modelado con un reactor RSTOIC. En este caso la humedad final de la biomasa será del 2%, este proceso se lleva a cabo a 300°C y 1 bar. El calor necesario para este proceso no es proporcionado por un chorro de aire caliente como en el secador. La biomasa es calentada en el horno donde se seca y se convierte en un material más frágil que facilita la etapa de molienda.

Cuando la biomasa torrefactada es obtenida está lista para ser molida a partículas más finas. Para la biomasa torrefactada el HGI es aproximadamente 26 [12]. En este caso en la unidad CRUSHER se fijará un diámetro máximo de partícula de 0.2 mm.

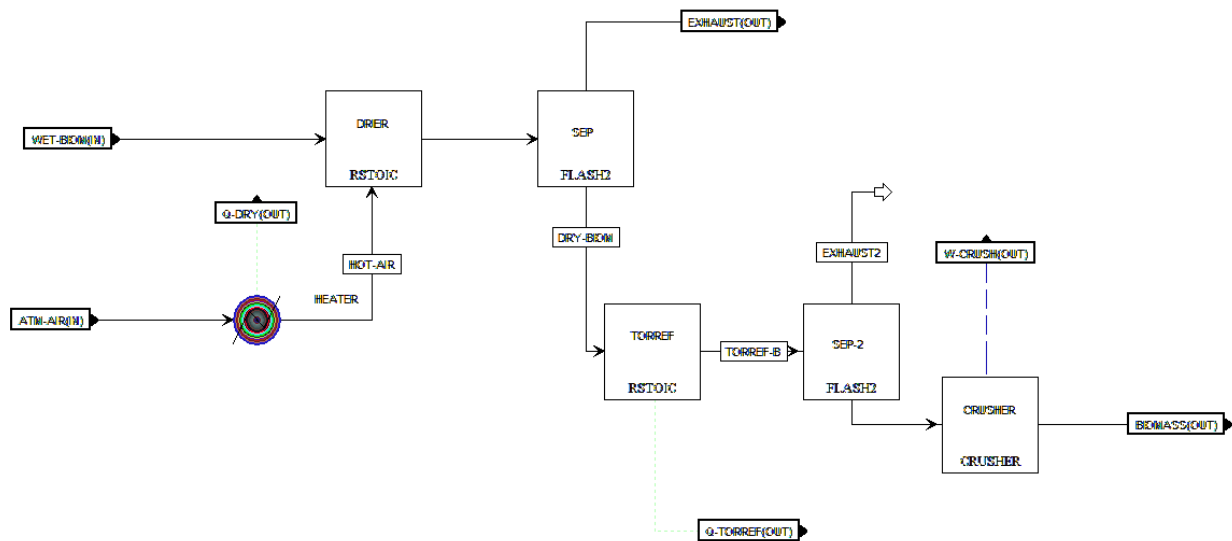


Figura 3.3: Diagrama de flujo de la unidad de preparación de la biomasa

### 3.2.6 Unidad de Fraccionamiento del Aire

En el proceso de gasificación, el uso de oxígeno como oxidante implica una mayor eficiencia en la gasificación, por lo que una unidad de fraccionamiento del aire (ASU; Air Separation Unit) es diseñada e incluida en las simulaciones. La pureza del flujo OXYGEN obtenido está por encima del 99% con el fin de obtener una mayor pureza de CO<sub>2</sub> en la cámara de combustión (menos N<sub>2</sub>). El fraccionamiento se lleva a cabo gracias a una separación criogénica, por lo tanto, es necesario alcanzar una temperatura a la cual el oxígeno se encuentre en estado líquido y el nitrógeno en estado gaseoso. En condiciones esta temperatura esta entorno a los -190°C, mientras que trabajando a 6 bar el proceso se lleva a cabo de manera más sencilla, -170°C es suficiente. En este diagrama de flujos el compresor, con una eficiencia del 90%, comprime el aire a 6 bar, y luego se enfría hasta los -170°C mediante el uso de enfriadores e intercambiadores de calor, tal y como es mostrado en la figura 3.4.

Los dos flujos de salida, tanto el de nitrógeno como el de oxígeno tienen unas condiciones de 6 bar y 25°C.

### 3.2.7 Unidad de Limpieza del Gas

Las plantas de producción de energía IGCC se están desarrollando con y sin captura de CO<sub>2</sub>. En estas simulaciones, con el fin de reducir las emisiones todo lo posible, se considera una planta con unidad de captura de CO<sub>2</sub>. Ésta unidad se integra también con una unidad de eliminación de gases ácidos.

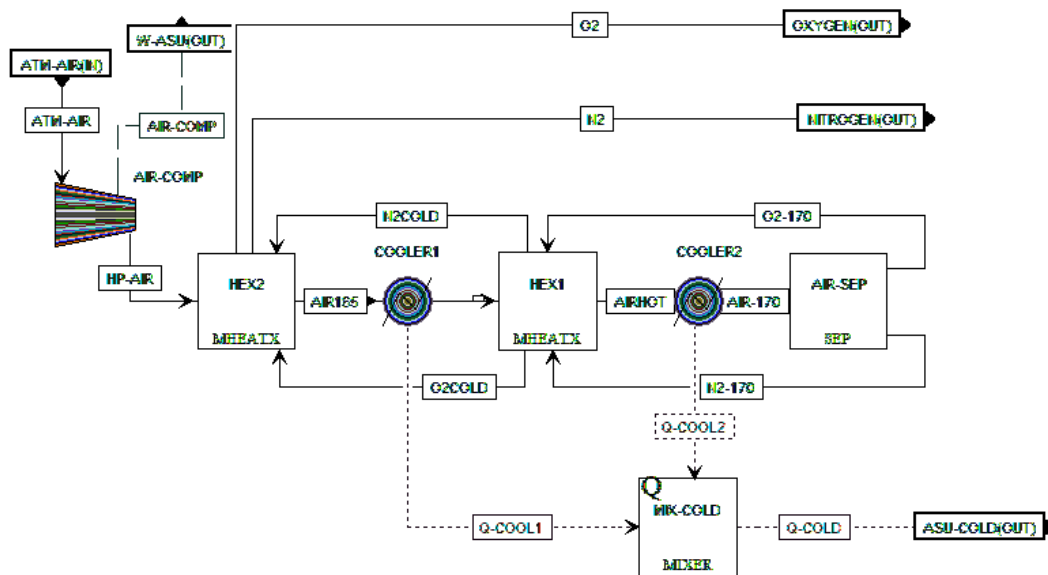
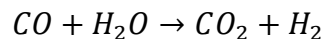


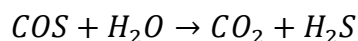
Figura 3.4: Diagrama de flujo de la ASU

El primer paso para que esta unidad funcione correctamente es llevar a cabo la reacción de conversión que tiene lugar en un reactor modelado como RSTOIC trabajando a 300°C y 55 o 40 bar dependiendo del tipo de gasificador. Las reacciones que tienen lugar en este reactor han sido indicadas en las ecuaciones 3.4 y 3.5. Estas reacciones son exotérmicas, por lo tanto liberan calor, que es aprovechado en el ciclo de vapor.

(Ecuación 3.4)



(Ecuación 3.5)



La eliminación del azufre y el CO<sub>2</sub> del flujo principal se llevan a cabo con un proceso de absorción física llamado Rectisol, que usa metanol como solvente. Este proceso se compone de varias etapas de absorción de H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub> y desorción H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub>, que se muestran en la figura 3.5

La absorción de H<sub>2</sub>S se modela con un reactor RADFRAC trabajando a 30 bar. Previamente a la absorción el syngas es enfriado hasta 20°C, con el fin de facilitar el proceso. El flujo gaseoso de salida es guiado a la unidad de absorción de CO<sub>2</sub>, mientras que el flujo de solvente es dirigido a la fase de desorción. El reactor RADFRAC está compuesto por 5 etapas sin condensador ni calderín.



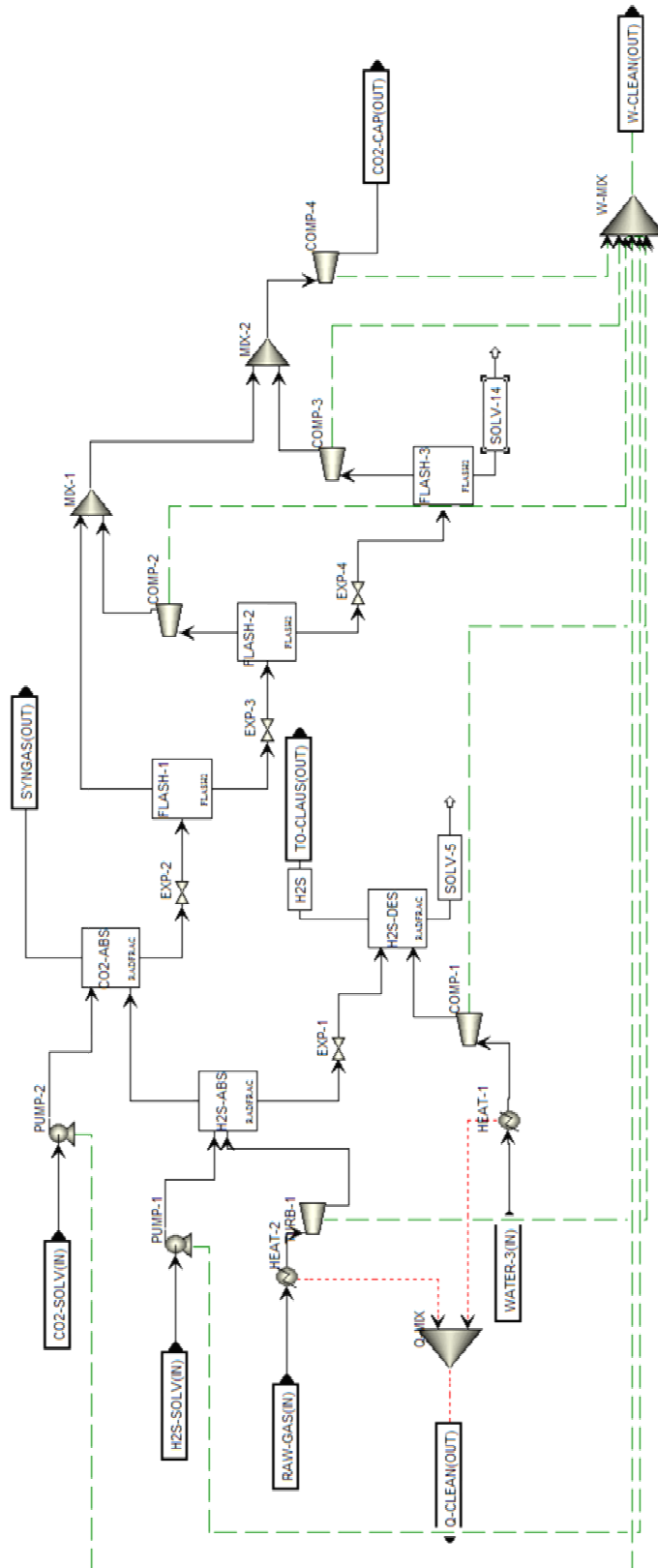


Figura 3.5: Diagrama de flujo de la unidad de limpieza del gas

La desorción del  $H_2S$  también se simula con un reactor RADFRAC. Este bloque se usa para limpiar el solvente y que pueda ser reciclado, reduciendo la cantidad necesaria. La desorción se lleva a cabo a 5 bar y alrededor de  $10^\circ C$ . El flujo de solvente que sale de esta unidad está principalmente compuesto por  $H_2O$  (19.9%) y metanol (80%), por lo que puede ser usado de nuevo, mientras que el flujo gaseoso que contiene el 99.9% del  $H_2S$  absorbido es mandado a una planta de procesamiento Claus, que se encuentra fuera de la planta IGCC. La desorción se lleva a cabo con vapor de agua.

La absorción de  $CO_2$  también se lleva a cabo en un reactor RADFRAC trabajando a 30 bar. El reactor RADFRAC se compone de 10 etapas sin condensador ni calderín. La absorción se completa a baja temperatura, unos  $20^\circ C$ . El flujo de gas de salida de esta reactor es el syngas final que está listo para ser quemado y producir energía. Por otra parte, la fase líquida sufrirá un proceso de desorción.

La desorción de  $CO_2$  se lleva a cabo mediante tres decantaciones a diferentes presiones 15, 5 y 1 bar. La pureza final del solvente después de estas tres fases es del 99%. Todo el  $CO_2$  extraído en el proceso es comprimido hasta una presión supercrítica (74bar) para el transporte final y su captura.

Cuando se trabaja con biomasa como combustible, la cantidad de productos derivados del azufre es tan pequeña, que es prácticamente despreciable y por tanto la unidad de absorción de  $H_2S$  no es necesaria, y consecuentemente tampoco la unidad de desorción.

### 3.2.8 Turbina de gas

El syngas resultante se mezcla con el nitrógeno obtenido en la ASU con el fin de desarrollar más energía en la turbina de gas. El syngas es quemado en la cámara de combustión representada por un reactor RGIBBS que trabaja a 30 bar y  $1400^\circ C$ . Los gases de escape impulsan la turbina que tiene una eficiencia isentrópica del 86% desde los 30 bar a 1 bar produciendo trabajo.

### 3.2.9 Ciclo de vapor

El ciclo de vapor trabaja con tres turbinas de vapor, una de alta presión (de 140 a 30 bar), una de media presión (de 30 a 5 bar) y una de baja presión (de 5 a 0.2 bar). El flujo de vapor es producido con el calor residual del proceso de gasificación (enfriamiento del syngas, reactor de conversión, unidad de limpieza del gas...) y gracias a recuperadores de calor que utilizan el calor remanente en los gases de escape de la turbina de gas. El condensador del ciclo de vapor es un torre de refrigeración con tiro no forzado que no tiene requerimientos energéticos, por lo que no es incluido en los modelos. Las eficiencias de los componentes del ciclo de vapor se especifican en la tabla 3.7.

**Tabla 3.7: Eficiencias de los componentes del ciclo de vapor**

<b>Componente</b>	<b>Eficiencia</b>
Bombas	0.85
Turbinas	0.9
Intercambiadores de calor	1.0

### 3.3 Cálculos de la eficiencia

#### 3.3.1 Eficiencia térmica

La eficiencia térmica del sistema se calcula como la potencia neta que sale del sistema sobre la potencia introducida al sistema. Para calcular la potencia neta de salida se considera, la potencia generada por el ciclo de vapor y la turbina de gas, así como el consumo de equipos auxiliares como compresores, bombas, etc... Cada flujo de calor es considerado como una ganancia o una pérdida en el flujo de agua que circula a través del ciclo de vapor. Los flujos de calor considerados se originan en la unidad de preparación del combustible, la ASU, el reactor de conversión, en la limpieza del gas y en el recuperador de calor.

#### 3.3.2 Eficiencia del gas en frío

La eficiencia del gas en frío (CGE, cold gas efficiency) es la relación entre la energía química del syngas y la energía química del combustible suministrado. En estas simulaciones se ha calculado usando el diagrama de flujos mostrado en la figura 3.6.

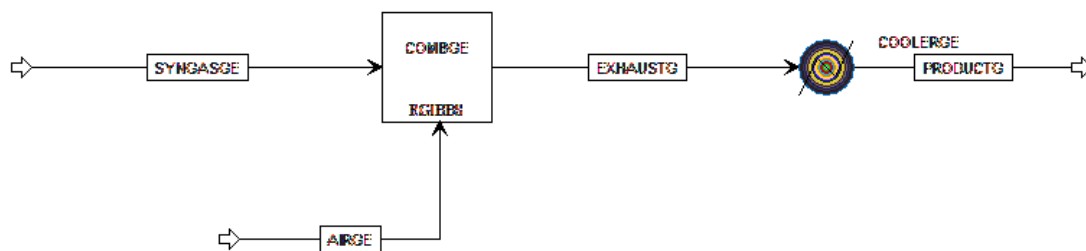


Figura 3.6: Diagrama de flujo para el cálculo de la eficiencia del gas en frío

La energía química del combustible a la entrada es la entalpía de combustión del combustible multiplicado por el flujo másico de combustible seco que entra el sistema. La energía química remanente en el syngas se calcula simulando la combustión del syngas obtenido tras la gasificación y después enfriando los gases de escape hasta los 300°C. La composición del syngas se considera antes de que la reacción de conversión y la limpieza del gas se lleven a cabo. No se considera ninguna pérdida de presión en el proceso.

#### 3.3.3 Eficiencia de captura de CO<sub>2</sub>

La eficiencia de captura de CO<sub>2</sub> se calcula de la siguiente forma:

$$Eficiencia = \frac{CO_2 \text{ capturado}}{CO_2 \text{ producido}}$$



## 4. Gasificador de Flujo Arrastrado con *Slurry Feed*

### 4.1 Introducción

Los gasificadores de flujo arrastrado son del tipo de gasificadores conocidos como *slagging*, que significa que la ceniza se convierte en escoria en estado líquido, por lo que tienen que trabajar a alta temperatura (1400-1600°C). Shell y GE son dos de las principales compañías que están trabajando en el desarrollo de los gasificadores de flujo arrastrado, el primer trabaja con *dry feed* mientras que el segundo está trabajando actualmente con gasificadores con *slurry feed*.

Que un gasificador sea de *slurry feed* significa que las partículas de carbón, después de haber sido molidas, son mezcladas con agua. La mezcla obtenida, que normalmente tiene un 65% de carbón y un 35% de agua (base másica) es lo que se conoce como *slurry*. Una vez obtenida, esta mezcla se comprime y se dirige al gasificador.

Los gasificadores con *slurry feed* tienen una eficiencia menor que los gasificadores con *dry feed* y necesitan usar carbones de mayor calidad, sino la eficiencia de la planta sería realmente baja y la producción de electricidad no sería rentable. La CGE también es menor porque parte del syngas se tiene que quemar para evaporar el agua que se encuentra en la mezcla. Por otra parte, los gasificadores con *slurry feed* tienen un coste menor.

A la hora de enfriar el syngas, el gasificador desarrollado por GE puede trabajar con un sistema de recuperación de calor o con enfriamiento por agua. En esta simulación, se ha seleccionado enfriamiento por agua, que aprovecha menos calor sensible que el sistema de recuperación de calor, sin embargo, el agua extra añadida al syngas es útil para poder llevar a cabo la reacción *shift*, que permite la captura de CO<sub>2</sub> y la eliminación del H<sub>2</sub>S.

### 4.2 Preparación del *Slurry* y la Gasificación

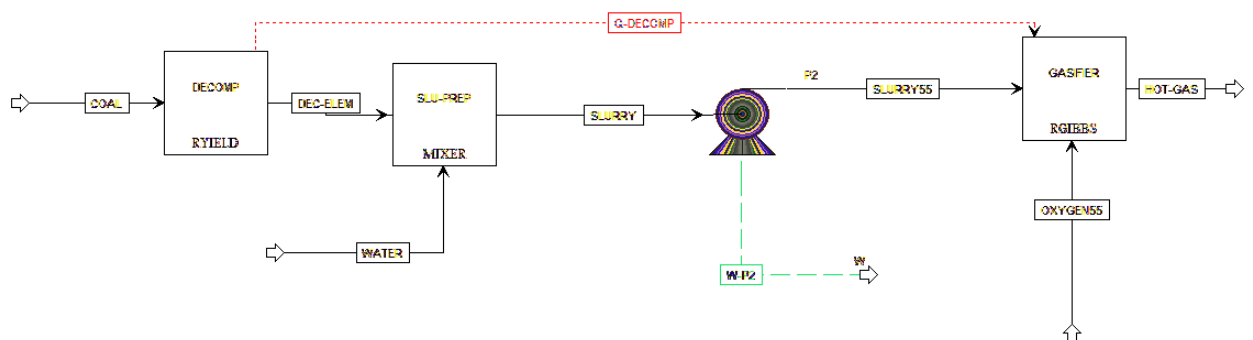


Figura 4.1: Diagrama de flujo de la preparación del slurry y el gasificador.

El gasificador y la preparación del *slurry* se simulan en ASPEN Plus siguiente el diagrama de flujos mostrado en la figura 4.1.

El reactor RYIELD es una unidad que no existe en el proceso real, pero que es usada por el software para convertir los sólidos no convencionales que definen el carbón en sus diferentes elementos, y así las reacciones químicas y los balances de energía se pueden llevar a cabo adecuadamente. En este paso ficticio, aparece un problema en la simulación, y es que algunos de estos elementos en condiciones ambientales, presión atmosférica y temperatura ambiente, se encuentran en estado gaseoso. Por lo que, tras realizar la mezcla aparece una fase gaseosa. Esto implica un aviso de error en el software en el momento de llevar a cabo la compresión de la mezcla. Por lo tanto, se activa la opción que permite a la bomba trabajar con una mezcla de gas y líquido. Dado que se produce una compresión ficticia del gas, la temperatura de la mezcla aumenta mucho más que si se tratase la compresión real de un líquido, además se necesita una gran cantidad de trabajo para operar esta bomba. Este trabajo extra y el calor obtenido de enfriar la mezcla a su temperatura original no son tenidos en cuenta para el cálculo de los resultados finales. Estas hipótesis no afectarán al resultado final, ya que el trabajo desarrollado por la bomba es muy pequeño en relación al trabajo que necesita cualquier compresor o al trabajo desarrollado por la turbina.

Las especificaciones de diseño y los bloques de cálculo son dos herramientas disponibles en ASPEN Plus que permiten al usuario fijar un valor inicial para una variable específica, para que luego, tras una serie de iteraciones se alcance el valor requerido. La cantidad de agua necesaria para preparar el *slurry* se calcula con una especificación de diseño que da como resultado una mezcla del 65% en peso de carbón. Del mismo modo, la cantidad de oxígeno necesaria para el proceso de gasificación se calcula con una especificación de diseño bajo la condición de que el gas de salida del gasificador tenga una temperatura de 1400°C.

El proceso de gasificación se simula con un reactor RGIBBS trabajando a 55 bar. Este bloque es un método de cálculo basado en los equilibrios de fase y químicos, que permite que todo componente definido puede ser producido en este bloque si se dan las condiciones con la única restricción de que el carbono remanente se encuentra en forma de sólido convencional.

### 4.3 Enfriamiento del gas

El enfriamiento del gas en este modelo, como se ha dicho anteriormente, se lleva a cabo mediante un enfriamiento por agua, que se simula con un bloque llamado MIXER. En esta unidad un flujo de agua comprimida es mezclado con el gas producido. Como en casos anteriores, la cantidad de agua necesaria se calcula mediante una especificación de diseño, con el objetivo de alcanzar una temperatura final en el gas de 300°C tras el enfriamiento.

Una vez el enfriamiento ha sido completado, la simulación sigue los pasos definidos en el capítulo 3.

## 4.4 Resultados

Como se dijo en la sección 3.2.1 la cantidad de carbón introducida en esta planta es de 612 kg/hr húmedos, lo que implica 544 kg/hr de carbón seco, 4.53 MW. A continuación se muestran los resultados obtenidos con esta simulación.

### 4.4.1 Consumo de agua

**Tabla 4.1: Consumo de agua para una planta IGCC con gasificador GE**

<b>Flujo</b>	<b>kg/hr/MW</b>
Ciclo de vapor	142.2
Vapor extra	266.8
Enfriamiento por agua	184.7
Preparación del <i>Slurry</i>	42.1
Limpieza	134.5

- **Ciclo de vapor** define la cantidad de agua que se usa en el ciclo de vapor y es recirculada.
- **Vapor extra** define la cantidad de agua extra que se introduce en el ciclo de vapor en el segundo y el tercer intercambiador de calor con el fin de aumentar la potencia total obtenida en el ciclo de vapor.
- **Enfriamiento por agua** es la cantidad de agua necesaria para enfriar el gas, tras el proceso de gasificación, hasta los 300°C con el método de enfriamiento por agua.
- **Preparación del *Slurry*** es la cantidad de agua necesaria para obtener un *slurry* apropiado que pueda ser alimentado al gasificador.
- **Limpieza** define la cantidad de agua que se usa en la unidad de limpieza para la desorción del H<sub>2</sub>S.

La variable ciclo de vapor es mucho menor que el vapor extra porque el flujo principal sufre un incremento de temperatura mucho mayor, por lo que el flujo másico ha de ser menor.

### 4.4.2 Consumo de Aire

**Tabla 4.2: Consumo de aire para una planta IGCC con gasificador GE**

<b>Flujo</b>	<b>kmol/hr/MW</b>
Secado del carbón	16.5
ASU	16.1
Combustión	23.3
Nitrógeno	28.2

- **Secado del carbón** es la cantidad de aire que se necesita para secar el carbón antes de poder ser molido
- **ASU** es el aire empleado en la unidad de fraccionamiento del aire para producir el oxígeno necesario para la oxidación en el gasificador.
- **Combustión** es la cantidad de aire necesaria para alcanzar una combustión completa del syngas.
- **Nitrógeno** define la cantidad de nitrógeno que se añade a los gases de escape tras la combustión para alcanzar una temperatura final de 1400°C.

El nitrógeno extra añadido a los gases de escape tras la combustión hace aumentar el flujo másico que circula a través de la turbina incrementando la potencia generada por la misma. Hay otra opción posible, genera vapor de agua mientras los gases se enfrían hasta los 1400°C antes de la turbina de gas, pero la potencia obtenida es menor. Además diluir un combustible con gran contenido en  $H_2$  ayuda a evitar posibles explosiones durante la combustión.

#### 4.4.3 Consumo de solvente

Tabla 4.3: Consumo de solvente en una planta IGCC con gasificador GE

Flujo	kg/hr/MW
Absorción de $H_2S$	128.9
Absorción de $CO_2$	1722.9
Solvente extra	9.0

- **Absorción de  $H_2S$**  es la cantidad de solvente (metanol) necesaria en la unidad donde el  $H_2S$  es separado del syngas.
- **Absorción de  $CO_2$**  define la cantidad de solvente necesario para la absorción del  $CO_2$ .
- **Solvente extra** define la cantidad de solvente que se necesita reemplazar en el ciclo.

Tras la absorción, el solvente es limpiado. Una vez que el metanol abandona la unidad de absorción de  $H_2S$ , es guiado a una unidad de desorción para obtener un solvente de alta pureza que pueda ser usado de nuevo. Mientras tanto, el metanol que abandona la unidad de absorción de  $CO_2$  atraviesa tres decantadores para ser limpiado. Sin embargo, no todo el metanol puede ser regenerado y ser usado de nuevo, por lo que se necesita solvente extra para reemplazarlo.

#### 4.4.4 Eficiencia de la planta

La CGE alcanzada es del 73,64%.

La eficiencia de captura de  $CO_2$  es del 88,65%

La eficiencia total de la planta IGCC es del 35,54%



#### 4.4.5 Resumen

En la figura siguiente se muestra un resumen de los resultados obtenidos para la planta IGCC con un gasificador GE.

	Input power	Output power		CO <sub>2</sub> captured	CO <sub>2</sub> capture efficiency	Cold Gas efficiency	Total efficiency
		Gas turbine	Steam cycle				
GE gasifier	4,53 MW	2,49 MW	0,51 MW	1163 kg/hr	88,65%	73,64%	35,54%

Figura 4.2: Resumen de los resultados para una planta IGCC con gasificador GE



## 5. Gasificador de Flujo Arrastrado con *Dry Feed*

### 5.1 Introducción

Como se ha dicho en el capítulo 4, los gasificadores de flujo arrastrado son del tipo *slagging*, es decir que trabajan a alta temperatura (1400-1600°C). Shell es una de las principales marcas que desarrolla gasificadores de flujo arrastrado. Su gasificador trabaja con *dry feed*[13].

En un gasificador con *dry feed*, el carbón húmedo se seca normalmente hasta un 2% de humedad más o menos antes de ser molido. Tras el molido, con un tamaño de partícula adecuado se ha alcanzado, el carbón es comprimido con un gas inerte con el fin de poder comprimirlo hasta la presión de alimentación, tras esto es dirigido al gasificador.

En comparación con el gasificador con *slurry feed*, el gasificador con *dry feed* puede trabajar con todo tipo de carbones, con rendimientos altos. La CGE de estos gasificadores es mayor porque ninguna fracción del combustible es quemada para vaporizar el agua como ocurría en el caso anterior. Sin embargo, estos gasificadores tiene un coste superior que los gasificadores con *slurry feed*.

Los gasificadores con *dry feed*, especialmente con gasificadores de Shell, para enfriar el gas usan un sistema de recuperación de calor. El primer paso es usar una parte del syngas enfriado para enfriar parcialmente el syngas antes de dirigirlo al sistema de recuperación de calor.

### 5.2 Preparación del *Dry Feed* y la Gasificación

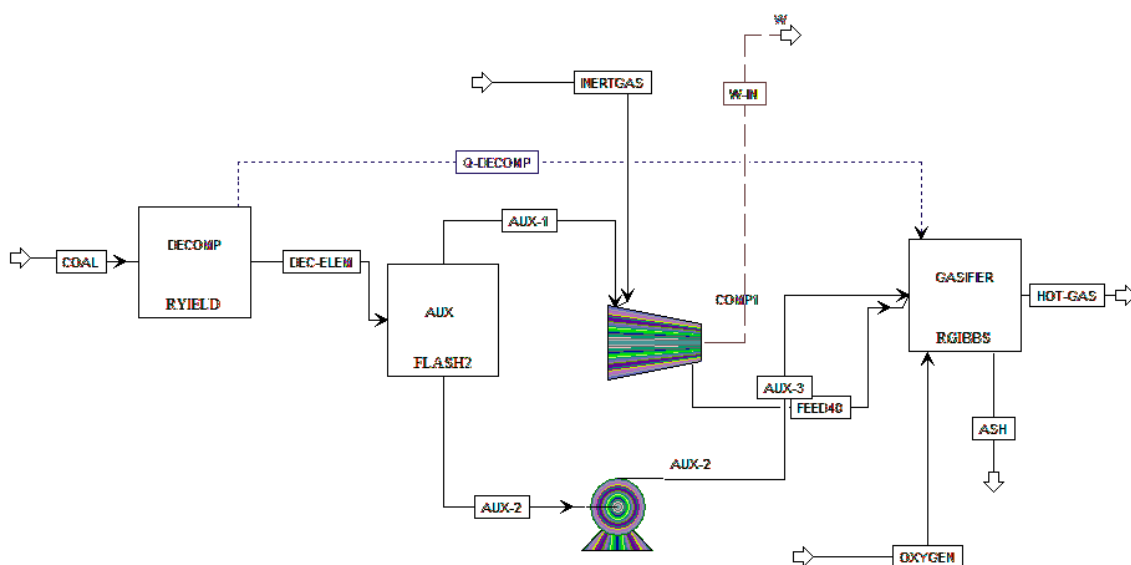


Figura 5.1: Diagrama de flujo de la preparación del dry feed y el gasificador

El gasificador y la preparación del *dry feed* son simulados en ASPEN Plus siguiendo el diagrama de flujo mostrado en la figura 5.1.

Como se explica en la sección 4.2, el reactor RYIELD no existe en el proceso real y se usa en el software ASPEN Plus para convertir el sólido no convencional (carbón) en los diferentes elementos que lo componen. Como ocurre en el capítulo anterior, surge un problema en este paso ficticio. El azufre y una pequeña parte de agua diluida en él, se encuentran en estado líquido en vez de en forma gaseosa, por lo que no pueden ser comprimidos en el compresor con el resto de los elementos. En este caso se usa una bomba auxiliar y ficticia que resuelve este problema, el trabajo desarrollado por esta bomba no se considera ya que no es real.

El flujo gaseoso se mezcla con un gas inerte para poder ser comprimido. A menudo se usa nitrógeno para este propósito, pero en el caso de las plantas IGCC con unidad de captura de CO<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub> a media presión se puede extraer de la unidad de captura y puede ser usado como gas inerte. La cantidad de gas inerte usado se fija siguiendo los parámetros explicados en el artículo[14]. 3.7 m<sup>3</sup> de CO<sub>2</sub> por tonelada de carbón son necesarios, por lo tanto, se usan 2.26 m<sup>3</sup>/hr.

Como se dice en la sección 4.2, un bloque de cálculo se usa en el reactor RYIELD para la descomposición del carbón y una especificación de diseño se usa para calcular la cantidad de aire necesaria para el secado.

Una vez que el *dry feed* se ha comprimido, el proceso de gasificación se lleva a cabo en un reactor RGIBBS que trabaja a 40 bar. Este bloque un método de cálculo basado en los equilibrios de fase y químicos, que permite que todo componente definido puede ser producido en este bloque si se dan las condiciones con la única restricción de que el carbono remanente se encuentra en forma de sólido convencional. La cantidad de oxígeno necesaria para la gasificación se calcula con una especificación de diseño con el objetivo de alcanzar 1500°C en el gas de salida del gasificador.

### 5.3 Enfriamiento del Gas

El sistema de enfriamiento usado en esta sección se muestra en la figura 5.2. Consiste de un bloque de recuperación de calor y de un enfriamiento por recirculación de syngas.

La recirculación del syngas enfriado se usa para enfriar el syngas caliente hasta los 900°C aproximadamente. Se usa una especificación de diseño para calcular la fracción de syngas que se recircula. Una vez alcanzada una temperatura de 900°C en el syngas, este atraviesa un intercambiador de calor cerrado donde se produce vapor de agua a alta presión. La cantidad de agua necesaria para esta refrigeración también se calcula con una especificación de diseño que tiene como condición que el vapor de agua que abandona el intercambiador tenga una temperatura de 575°C.

Una vez que el enfriamiento del gas se ha completado la simulación sigue los pasos explicados en el capítulo 3.

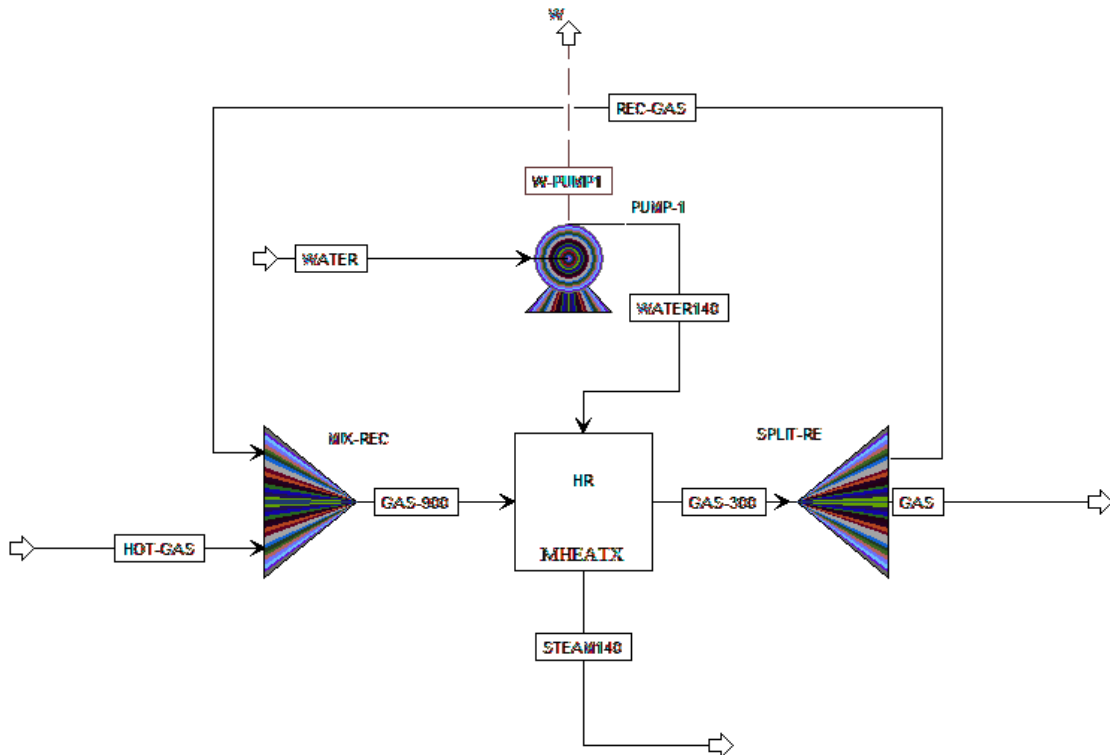


Figura 5.2: Diagrama de flujo del sistema de enfriamiento para un gasificador Shell

## 5.4 Resultados

Como se dijo en la sección 3.2.1 la cantidad de carbón introducida en esta planta es de 612 kg/hr húmedos, lo que implica 544 kg/hr de carbón seco, 4.53 MW. A continuación se muestran los resultados obtenidos con esta simulación.

### 5.4.1 Consumo de agua

Tabla 5.1: Consumo de agua para una planta IGCC con gasificador Shell

Flujo	kg/hr/MW
Ciclo de vapor	10.9
Vapor extra	287.8
Recuperación de calor	128.0
Reactor shift	106.0
Limpieza	22.1

- **Ciclo de vapor** define la cantidad de agua que se usa en el ciclo de vapor y es recirculada.

- **Vapor extra** define la cantidad de agua extra que se introduce en el ciclo de vapor en el segundo y el tercer intercambiador de calor con el fin de aumentar la potencia total obtenida en el ciclo de vapor.
- **Recuperación de calor** es la cantidad de agua necesaria para enfriar el gas desde los 900°C hasta los 300°C.
- **Reactor shift** es la cantidad de agua necesaria en el reactor shift.
- **Limpieza** define la cantidad de agua que se usa en la unidad de limpieza para la desorción del H<sub>2</sub>S.

La variable ciclo de vapor es mucho menor que el vapor extra porque el flujo principal sufre un incremento de temperatura mucho mayor, por lo que el flujo másico ha de ser menor.

En los gasificadores de flujo arrastrado con *dry feed* y recuperación de calor, no se añade agua o vapor extra directamente al flujo de syngas en ningún paso previo al reactor shift. Como se muestra en las ecuaciones 3.4 y 3.5, para un reactor shift se necesita H<sub>2</sub>O. Por lo tanto, vapor de agua a 40 bar se tiene que añadir al reactor shift en este momento. La cantidad de necesaria se calcula con una especificación de diseño bajo la condición de que no haya más de un 1% de agua en el syngas que sale del reactor shift y que todo el COS y CO haya reaccionado.

#### 5.4.2 Consumo de aire

Tabla 5.2: Consumo de aire para una planta IGCC con gasificador Shell

Flujo	kmol/hr/MW
Secado del carbón	34.8
ASU	10.9
Combustión	26.5
Nitrógeno	34.6

- **Secado del carbón** es la cantidad de aire que se necesita para secar el carbón antes de poder ser molido
- **ASU** es el aire empleado en la unidad de fraccionamiento del aire para producir el oxígeno necesario para la oxidación en el gasificador.
- **Combustión** es la cantidad de aire necesaria para alcanzar una combustión completa del syngas.
- **Nitrógeno** define la cantidad de nitrógeno que se añade a los gases de escape tras la combustión para alcanzar una temperatura final de 1400°C.

El nitrógeno extra añadido a los gases de escape tras la combustión hace aumentar el flujo másico que circula a través de la turbina incrementando la potencia generada por la misma. Hay otra opción posible, genera vapor de agua mientras los gases se enfrían hasta los 1400°C antes de la turbina de gas, pero la potencia obtenida es menor. Además

diluir un combustible con gran contenido en  $H_2$  ayuda a evitar posibles explosiones durante la combustión.

### 5.4.3 Consumo de solvente

Tabla 5.3: Consumo de solvente en una planta IGCC con gasificador Shell

Flujo	kg/hr/MW
Absorción de $H_2S$	136.5
Absorción de $CO_2$	1254.7
Solvente extra	7.13

- **Absorción de  $H_2S$**  es la cantidad de solvente (metanol) necesaria en la unidad donde el  $H_2S$  es separado del syngas.
- **Absorción de  $CO_2$**  define la cantidad de solvente necesario para la absorción del  $CO_2$ .
- **Solvente extra** define la cantidad de solvente que se necesita reemplazar en el ciclo.

Tras la absorción, el solvente es limpiado. Una vez que el metanol abandona la unidad de absorción de  $H_2S$ , es guiado a una unidad de desorción para obtener un solvente de alta pureza que pueda ser usado de nuevo. Mientras tanto, el metanol que abandona la unidad de absorción de  $CO_2$  atraviesa tres decantadores para ser limpiado. Sin embargo, no todo el metanol puede ser regenerado y ser usado de nuevo, por lo que se necesita solvente extra para reemplazarlo.

### 5.4.4 Eficiencia de la planta

La CGE alcanzada es del 79,09%

La eficiencia de captura de  $CO_2$  es del 69,0%. Esta eficiencia es relativamente baja, pero es producida por la presencia de  $CH_4$  en el syngas que se quema durante la combustión y produce  $CO_2$ .

La eficiencia total de la planta IGCC es del 35,15%

### 5.4.5 Resumen

En la figura siguiente se muestra un resumen de los resultados obtenidos para la planta IGCC con un gasificador Shell.

	Input power	Output power		$CO_2$ captured	$CO_2$ capture efficiency	Cold Gas efficiency	Total efficiency
		Gas turbine	Steam cycle				
Shell gasifier	4,53 MW	2,66 MW	0,53 MW	853 kg/hr	69,00%	79,09%	36,15%

Figura 5.3: Resumen de los resultados para una planta IGCC con gasificador Shell





## 6. Comparación de los procesos de gasificación del carbón

### 6.1 Introducción

Hasta el momento, en este estudio se han realizado dos simulaciones en ASPEN Plus, con carbón como combustible. Dos gasificadores de flujo arrastrado integrados en una planta IGCC se han modelado y calculado, en ambas plantas se ha incluido una unidad de captura de CO<sub>2</sub>. En cada simulación se consideran las mismas hipótesis generales, lo que permite realizar un análisis adecuado y una comparación válida de los resultados

En este capítulo se comparan y comentan los resultados obtenidos. Siendo los principales puntos de estudio:

- Consumo de agua
- Consumo de aire
- Eficiencia de captura de CO<sub>2</sub>
- Eficiencia del gas en frío (CGE)
- Eficiencia del sistema

### 6.2 Consumo de Agua

Tabla 6.1: Consumo de agua para una planta IGCC en kg/hr/MW

Flujo	Gasificador GE	Gasificador Shell
Ciclo de vapor	142.2	10.9
Vapor extra	266.8	287.8
Enfriamiento por agua	184.7	-
Preparación del <i>Slurry</i>	42.1	-
Limpieza	134.5	22.1
Recuperación de calor	-	128.0
Reactor shift	-	106.0
TOTAL	770.3	554.8

En la tabla 6.1, la cantidad de agua necesaria en cada caso por una planta IGCC se especifica.

La cantidad de agua movida a través del ciclo de vapor parece mayor para el caso del gasificador GE, pero se tiene que tener en cuenta que el agua usada en la recuperación de calor para el enfriamiento del syngas también se añade al ciclo de vapor, por lo que desarrollará aproximadamente la misma potencia que el ciclo de vapor de la planta con el gasificador GE.

La cantidad total de agua consumida en una planta IGCC con gasificador GE es casi un 40% mayor que para el caso del gasificador Shell, sin embargo con se indica en la sección 6.4, la potencia obtenida en el ciclo de vapor en ambos casos es similar.

Teniendo en cuenta, que en ambos casos el syngas se encuentra perfectamente enfriado, limpio y que la reacción shift se ha llevado a cabo, se podría decir que la planta con el gasificador Shell tiene un aprovechamiento del agua superior.

### 6.3 Consumo de Aire

En la tabla 6.2 el aire usado en una planta IGCC se indica, algunas diferencias entre ambos casos son apreciables.

Tabla 6.2: Consumo de aire en una planta IGCC en kmol/hr/MW

Flujo	Gasificador GE	Gasificador Shell
Secado del carbón	16.5	34.8
ASU	16.1	10.9
Combustión	23.1	26.5
Nitrógeno	28.2	34.6

Como se esperaba, la cantidad de aire necesaria para el secado del carbón en la planta con gasificador Shell es mayor, dado que se seca hasta un 2% en vez del 10% alcanzado en la planta con gasificador GE. Sin embargo, el aire consumido en la ASU es menor, dado que existen menos necesidades de oxígeno, ya que la planta con gasificador GE utiliza una cantidad extra para calentar el agua presente en el slurry.

Como se comenta en la sección 6.4, la energía remanente en el syngas producido por un gasificador Shell es mayor, por lo que se necesita más oxígeno para llevar a cabo una combustión completa y se necesita añadir más nitrógeno para enfriar los gases de escape hasta 1400°C antes de pasar a través de la turbina de gas.

### 6.4 Eficiencia de la planta

En la figura 6.1 se muestra un resumen de las eficiencias obtenidas en cada simulación.

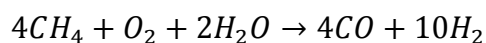
	Input power	Output power		CO <sub>2</sub> captured	CO <sub>2</sub> capture efficiency	Cold Gas efficiency	Total efficiency
		Gas turbine	Steam cycle				
GE gasifier	4,53 MW	2,49MW	0,51 MW	1163 kg/hr	88,65%	73,64%	35,54%
Shell gasifier	4,53 MW	2,66MW	0,53 MW	853 kg/hr	69,00%	79,09%	36,15%

Figura 6.1: Resumen de los resultados para una planta IGCC

La eficiencia de captura de CO<sub>2</sub> para una planta IGCC con gasificador Shell es bastante baja en comparación a la obtenida para la planta con gasificador GE. Esto se produce por la combustión del CH<sub>4</sub> presente en el syngas obtenido del gasificador Shell. El metano tiene una gran entalpía de combustión pero produce CO<sub>2</sub> lo que reduce la eficiencia de captura. Este problema se puede resolver con un tratamiento conocido como *auto thermal steam reforming process* que convierte el metano en otros elementos

combustibles según muestra la ecuación 6.1. Este proceso se lleva a cabo a temperaturas cercanas a los 900°C y a una presión entorno a los 35 bar.

(Ecuación 6.1)



Es bueno incluir un análisis de la CGE, ya que permite una comparación válida de diferentes procesos llevados a cabo a diferentes temperaturas. Bajo las mismas condiciones la CGE del gasificador GE debería ser mayor ya que es un proceso que se lleva a cabo a menor temperatura. Sin embargo, el método de enfriamiento hace que parte del combustible se queme para evaporar éste agua, lo que reduce la CGE. Por lo que, finalmente, la CGE del gasificador Shell es mayor.

La eficiencia total del sistema para una planta con gasificador Shell es mayor como se esperaba[7]. La planta IGCC con gasificador GE tiene una eficiencia aceptable, dado que se trabaja con un carbón de alta calidad, pero en el caso de que se redujese la calidad del mismo, se esperaría que la eficiencia se redujese más radicalmente que en el caso de una planta con gasificador Shell.

## 6.5 Valoración económica

Con el fin de alcanzar una decisión final sobre qué modelo debería ser elegido para un caso determinado, sería necesario incluir una evaluación económica detallada. Dependiendo de los niveles de presión y temperatura a los que trabaja cada bloque el precio varía ampliamente, por lo que no se puede establecer una aproximación a groso modo sobre las diferencias de coste que habría para cada modelo.

También, la materia prima usada, como el metanol, el nitrógeno o el carbón se tiene que considerar en el estudio final, así como los productos finales obtenidos, como el CO<sub>2</sub> o los productos del azufre que tienen que ser enviados a una planta de procesamiento Claus.



## 7. Gasificador de Flujo Arrastrado con Biomasa

### 7.1 Introducción

Se han considerado, modelado y evaluado dos tipos de gasificadores, uno con *slurry feed* y otro con *dry feed*, basados en las tecnologías de GE y Shell respectivamente. Los resultados obtenidos en ambos casos han sido bastante similares, pero como se ha comentado, los resultados aceptables en el gasificador con *slurry feed* se deben a que se ha usado un carbón de alta calidad como el carbón de Illinois. Aún así, usando este tipo de carbón, el rendimiento total de la planta IGCC es mayor en el caso en el que se usa un gasificador Shell.

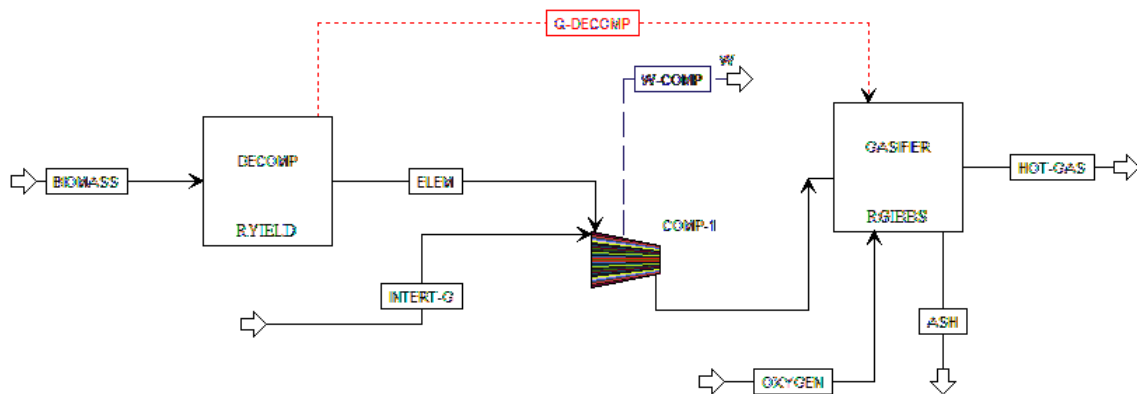
En este capítulo se lleva a cabo otra simulación con biomasa como combustible, para este caso se elige el modelo de gasificador adecuado según los resultados obtenidos en el capítulo anterior. La biomasa es una fuente de energía de menor calidad que el carbón, por lo que el gasificador con *slurry feed* no es una opción viable.

Con el fin de completar una comparación válida entre los resultados obtenidos para los diferentes tipos de combustibles con el gasificador Shell, se usan las mismas hipótesis para cada simulación. Hay dos diferencias principales entre la planta IGCC con carbón y con biomasa como combustible. La primera es que la biomasa necesita un pre-tratamiento extra, la torrefacción. Y la segunda, es que debido al bajo contenido en azufre de la biomasa, la unidad de eliminación de componentes del azufre es prescindible en el proceso.

**NOTA** El gasificador Shell es una tecnología que está siendo desarrollada para el uso de carbón como combustible. Las simulaciones realizadas en este capítulo asumen que este tipo de gasificador podría ser usado con biomasa como combustible. Esto es plausible, ya que la geometría, los materiales y la fabricación del gasificador no se tienen en consideración en la simulación en ASPEN Plus. Los parámetros más relevantes para las simulaciones son básicamente la temperatura, la presión o la cantidad de aire, vapor o solvente necesarios. Esta simulación se puede usar como punto de partida para pensar en posibles futuras inversiones sobre las modificaciones que este gasificador debería sufrir en el caso de trabajar con biomasa.

### 7.2 Preparación del combustible y gasificación

El gasificador y la preparación del combustible se simulan en ASPEN Plus siguiendo el diagram de flujo mostrado en la figura 7.1.



**Figura 7.1: Diagrama de flujo del gasificador y de la preparación del combustible**

Parte de la preparación del combustible incluye la torrefacción que ha sido explicada en la figura 3.3. La torrefacción es tratamiento térmico suave a una temperatura cercana a los 300°C. Dependiendo de la temperatura a la que se desarrolla el proceso, el tiempo empleado varía desde los 15 a los 60 minutos. La torrefacción es un proceso que se lleva a cabo en ausencia de oxígeno donde se descompone parcialmente la biomasa liberando algunos volátiles. Tras este tratamiento, la estructura fibrosa de la biomasa se destruye y su entalpía de combustión aumenta, por lo que algunas de las principales desventajas de la biomasa desaparecen. Este proceso hace a la biomasa más frágil, lo que reduce la energía consumida en su molienda[15]. La cantidad de calor empleada en este proceso se tiene en cuenta para el cálculo de la eficiencia final de la planta.

Como ocurre en las simulaciones previas, tras el pre-tratamiento del combustible (secado, torrefacción y molienda), el siguiente bloque es un reactor RYIELD. Este bloque produce un error en las dos primeras simulaciones, sin embargo, en este caso, tras la torrefacción, los componentes se encuentran a 300°C, por lo tanto, todos aparecen en estado gaseoso.

Para la compresión del combustible se usa una tolva, lo que significa que cierta cantidad de gas inerte se tiene que añadir. Como gas inerte, en esta planta se usa CO<sub>2</sub> obtenido de la unidad de captura de CO<sub>2</sub>. Según el artículo [14], se necesitan 11 m<sup>3</sup> de CO<sub>2</sub> por tonelada de biomasa, lo que significa que se emplean 10,71 m<sup>3</sup>/hr.

Un bloque de cálculo para descomponer la biomasa en el reactor RYIELD. Una vez la compresión de los elementos ha sido completada, el flujo gaseoso se dirige al gasificador modelado por un reactor RGIBBS. Éste bloque trabaja a 40 bar. La cantidad de oxígeno necesaria para la gasificación se calcula con una especificación de diseño bajo la condición de que el gas saliendo del gasificador tenga 1500°C.

### 7.3 Enfriamiento del gas

El método de enfriamiento en esta simulación es el mismo que el usado en la simulación de la planta IGCC con gasificador Shell con carbón como combustible mostrado en la figura 5.2. La recirculación del syngas enfriado se usa para enfriar el syngas caliente hasta los 900°C aproximadamente. Se usa una especificación de diseño para calcular la fracción de syngas que se recircula. Una vez alcanzada una temperatura de 900°C en el syngas, este atraviesa un intercambiador de calor cerrado donde se produce vapor de agua a alta presión. La cantidad de agua necesaria para esta refrigeración también se calcula con una especificación de diseño que tiene como condición que el vapor de agua que abandona el intercambiador tenga una temperatura de 575°C.

### 7.4 Resultados

La cantidad de energía suministrada a la planta en esta simulación (al igual que en el resto de simulaciones) es de 4.53MW lo que implica 1096 kg/hr de biomasa húmeda, lo que implica 877 kg/hr de biomasa seca con una entalpía de combustión en base seca de 18.6 MJ/kg. En las siguientes líneas se muestran los resultados obtenidos en esta simulación.

#### 7.4.1 Consumo de agua

Tabla 7.1: Consumo de agua de una planta IGCC con gasificador Shell con biomasa

Flujo	kg/hr/MW
Ciclo de vapor	0.0
Vapor extra	220.5
Recuperación de calor	200.7
Reactor shift	46.3
Limpieza	0.0

- **Ciclo de vapor** define la cantidad de agua que se usa en el ciclo de vapor y es recirculada.
- **Vapor extra** define la cantidad de agua extra que se introduce en el ciclo de vapor en el segundo y el tercer intercambiador de calor con el fin de aumentar la potencia total obtenida en el ciclo de vapor.
- **Recuperación de calor** es la cantidad de agua necesaria para enfriar el gas desde los 900°C hasta los 300°C.
- **Reactor shift** es la cantidad de agua necesaria en el reactor shift.
- **Limpieza** define la cantidad de agua que se usa en la unidad de limpieza para la desorción del H<sub>2</sub>S.

El valor cero de la variable ciclo de vapor no significa que no se use agua para producir energía en las turbinas de vapor, esto significa que el vapor producido en el sistema de recuperación de calor será el que mueva la primera turbina del ciclo de vapor. En la última etapa se añade más agua al sistema como se indica en la variable vapor extra.

La cantidad total de agua necesaria en el reactor shift se calcula a través de una especificación de diseño obteniendo menos del 1% del CO sin reaccionar y con menos de un 1% en volumen de agua presente en el gas de salida del reactor.

Como se ha comentado en este documento, debido al bajo contenido de azufre de la biomasa, la unidad de eliminación del  $H_2S$  no es necesaria, por lo que ya no se usa agua para el proceso de limpieza. El agua se usaba para la desorción de los componentes del azufre del metanol.

#### 7.4.2 Consumo de aire

Tabla 7.2: Consumo de aire de una planta IGCC con gasificador Shell con biomasa

Flujo	kmol/hr/MW
Secado de la biomasa	79.2
ASU	12.7
Combustión	22.4
Nitrógeno	24.4

- **Secado de la biomasa** es la cantidad de aire que se necesita para secar la biomasa antes de la torrefacción y la molienda.
- **ASU** es el aire empleado en la unidad de fraccionamiento del aire para producir el oxígeno necesario para la oxidación en el gasificador.
- **Combustión** es la cantidad de aire necesaria para alcanzar una combustión completa del syngas.
- **Nitrógeno** define la cantidad de nitrógeno que se añade a los gases de escape tras la combustión para alcanzar una temperatura final de 1400°C.

#### 7.4.3 Consumo de solvente

Tabla 7.3: Consumo de solvente en una planta IGCC con gasificador Shell con biomasa

Flujo	kg/hr/MW
Absorción de $H_2S$	0.0
Absorción de $CO_2$	1756.5
Solvente extra	9.0

- **Absorción de  $H_2S$**  es la cantidad de solvente (metanol) necesaria en la unidad donde el  $H_2S$  es separado del syngas.



- **Absorción de CO<sub>2</sub>** define la cantidad de solvente necesario para la absorción del CO<sub>2</sub>.
- **Solvente extra** define la cantidad de solvente que se necesita reemplazar en el ciclo.

La cantidad de solvente usado para la eliminación del azufre es cero debido a que esta unidad no está presente en el proceso de limpieza cuando se usa biomasa como combustible. La reducción de la cantidad total de metanol empleado hace que parte del trabajo auxiliar consumido por la unidad de limpieza desaparezca.

#### 7.4.4 Eficiencia de la planta

La CGE alcanzada es del 71.39%

La eficiencia de captura de CO<sub>2</sub> es del 88.01%.

La eficiencia total de la planta IGCC es del 33.29%

#### 7.4.5 Resumen

En la figura 7.2 aparece un resumen de los resultados obtenidos en esta simulación.

	Input power	Output power		CO <sub>2</sub> captured	CO <sub>2</sub> capture efficiency	Cold Gas efficiency	Total efficiency
		Gas turbine	Steam cycle				
Shell gasifier	4,53 MW	2,40 MW	0,58 MW	1344 kg/hr	88,01%	71,39%	33,29%

Figura 7.2: Resumen de los resultados para una planta IGCC con gasificador Shell con biomasa



## 8. Gasificador de Flujo Arrastrado con Carbón y Biomasa

### 8.1 Introducción

La biomasa es un combustible de emisiones netas de CO<sub>2</sub> nulas, o incluso negativas si se contempla el secuestro de CO<sub>2</sub>. Sin embargo, presenta algunos problemas en comparación a los combustibles tradicionales como el gas natural o el carbón. Los principales retos que ofrece la biomasa son, que tiene un suministro limitado y temporal, la densidad de la biomasa es baja, lo que hace que su transporte a larga distancia sea muy costoso, y además dado el suministro limitado que existe de biomasa, las plantas que trabajan con este combustible suelen ser pequeñas lo que origina costes fijos y de producción sean elevados.

La co-gasificación de carbón y biomasa es más atractiva económicamente y alberga menores dificultades técnicas que la gasificación de simplemente biomasa. Grandes plantas de IGCC trabajando únicamente con biomasa no son factibles, dado que la materia prima depende de las estaciones del año, sin embargo, la sustitución de parte del carbón usado en un gran planta de IGCC por biomasa puede producir resultados rentables. Durante las temporadas con baja oferta de biomasa, la planta puede continuar trabajando con tan solo carbón como combustible, mientras que cuando la biomasa esté disponible entonces ambos combustibles se pueden usar de forma conjunta.

En este capítulo se lleva a cabo otra simulación biomasa y carbón como combustibles. Como se explica en el capítulo 7, con el fin de poder realizar una comparación válida entre los resultados obtenidos en las diferentes simulaciones se volverá a usar el mismo modelo de gasificador.

### 8.2 Preparación del combustible y gasificación

No hay un ratio de carbón/biomasa que vaya a garantizar los mejores resultados, por lo que para este modelo se estudian diferentes posibilidades, mostradas en la tabla 8.1. En la tabla el porcentaje de carbón se expresa en base seca, mientras que los flujos de carbón y biomasa están expresados en base húmeda. Cada combinación representa 4.53MW de energía a la entrada de la planta, como en el resto de las simulaciones.

Tabal 8.1: Composición de las posibilidades de alimentación de la planta

% carbón	Carbón en kg/hr	Biomasa en kg/hr
0.9	583.1	72.0
0.8	538.9	149.7
0.7	491.0	233.8
0.6	439.0	325.1
0.5	382.2	424.7

El flujo de carbón se pre-trata al igual que en el modelo explicado en el capítulo 5. El carbón se seca hasta el 2% y se muele. Una vez molido, en el software se descompone en sus elementos a través del bloque RYIELD. Tras su descomposición se comprime hasta 40 bar con un gas inerte. De acuerdo con el artículo[14], se necesitan 3.7 m<sup>3</sup> de CO<sub>2</sub> por tonelada de carbón. Mientras tanto, la biomasa tras un secado hasta el 10%, sufre el proceso de torrefacción a 300°C, explicado en el capítulo 7, antes de ser molida. Una vez finamente molida, la biomasa se descompondrá en un reactor RYIELD en sus diferentes elementos y luego se comprimirá con la ayuda de un gas inerte. Según el artículo [14], la biomasa necesita 11 m<sup>3</sup> de CO<sub>2</sub> por tonelada de biomasa.

Cuando el combustible ya está correctamente comprimido, es inyectado al mismo tiempo al gasificador modelado por un reactor RGIBBS. Este bloque trabaja a 40 bar. La cantidad de oxígeno necesaria para la gasificación se calcula con una especificación de diseño con la condición de alcanzar 1500°C en el gas de salida. Todo este proceso se representa en la figura 8.1.

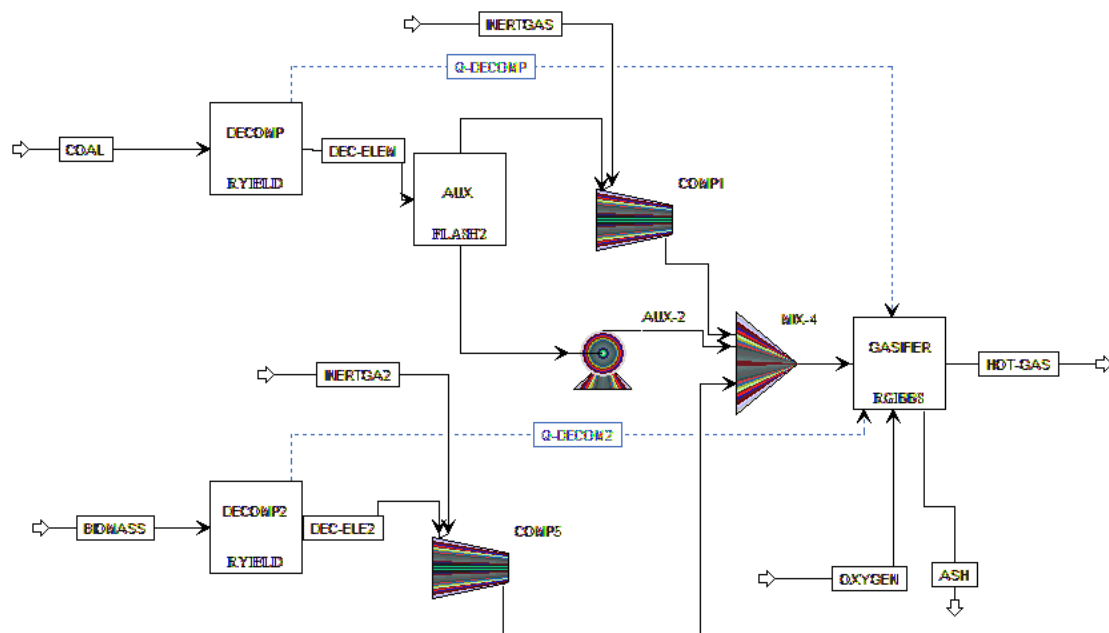


Figura 8.1: Diagrama de flujo de la preparación del combustible y la gasificación

### 8.3 Enfriamiento del gas

El método de enfriamiento en esta simulación es el mismo que el usado en la planta IGCC con gasificador Shell mostrado en la figura 5.2. Se recircula parte del syngas enfriado para enfriar el syngas caliente hasta los 900°C aproximadamente. Una vez alcanzada una temperatura de 900°C, este atraviesa un intercambiador de calor cerrado donde se produce vapor de agua a alta presión. El syngas alcanza finalmente los 300°C.

## 9. Resultados

### 9.1 Introducción

En este proyecto se han llevado a cabo cuatro simulaciones. En las dos primeras se comparaban dos modelos diferentes de gasificadores con carbón como combustible. El primer modelo era un gasificador de flujo arrastrado con *slurry feed* mientras que el segundo era también un gasificador de flujo arrastrado pero con *dry feed*. Tras esto se valoran los resultados obtenidos y se discute la idoneidad de trabajar con un modelo o con otro para las siguientes simulaciones. Debido a la versatilidad del gasificador con *dry feed*, basado en el modelo desarrollado por Shell, para trabajar con combustibles de baja calidad fue elegido.

Las siguientes dos simulaciones se basan en la planta IGCC con gasificador Shell, sin embargo, algunos cambios fueron hechos con el fin de ajustar esta planta a la posibilidad de trabajar con biomasa como combustible. Diferentes ratios de biomasa se proponen, desde un 50% de biomasa hasta un 100%. Los principales puntos estudiados en este capítulo son:

- Influencia del pre-tratamiento del combustible en la CGE.
- Consumo de agua
- Consumo de aire
- Eficiencia de captura de CO<sub>2</sub>
- CGE
- Eficiencia total

### 9.2 Influencia del Pre-tratamiento del combustible en la CGE

El parámetro relevante usado para definir la influencia del pre-tratamiento es la cantidad de calor consumido durante el proceso (secado, torrefacción y molido). En estas simulaciones, las necesidades para el secado y la torrefacción se calculan como un consumo de calor, sin embargo, las necesidades para el molido se calculan en forma de trabajo. Con el fin de poder transformar este trabajo a calor se considera que esta electricidad se produce con un rendimiento del 40%, y así todas las necesidades del pre-tratamiento se pueden expresar en forma de calor.

Se observa en la tabla 10.1 que cuando se incrementa la cantidad de biomasa en la mezcla, la cantidad de energía consumida en el proceso de pre-tratamiento aumenta. Esto se produce principalmente porque el proceso de torrefacción sólo es empleado en el caso de uso de biomasa y porque el trabajo consumido para moler la biomasa es mayor que el empleado para moler el carbón.

**Tabla 9.1: Potencia consumida en el pre-tratamiento del combustible vs CGE**

<b>% carbón</b>	<b>Potencia para el pre-tratamiento en kW</b>	<b>CGE</b>
1.0	167.5	79.09
0.9	198.1	83.44
0.8	227.5	81.23
0.7	259.6	80.57
0.6	297.5	79.47
0.5	333.3	78.57
0.0	581.8	71.39

Debido a la sinergia del carbón y la biomasa, la CGE aumenta en el caso de que se añada biomasa al carbón. El oxígeno presente en la biomasa hace que el proceso de gasificación se pueda llevar a cabo con menos pérdidas energéticas. Sin embargo, cuanto más biomasa se añade al sistema, aumentan los requerimientos de energía para el pre-tratamiento del combustible, por lo que la CGE disminuye hasta el offset obtenido por la sinergia existente no es suficiente para mejorar los resultados de la gasificación de simplemente carbón.

### 9.3 Sinergia Carbón-Biomasa

En esta sección una evaluación sobre que contenido de biomasa mezclado con carbón produce los mejores resultados se lleva a cabo. Un resumen de los resultados se muestra en la tabla 9.2.

**Tabla 9.2: Eficiencia de la planta en función de la mezcla de combustible**

<b>% carbón</b>	<b>Eficiencia de captura de CO<sub>2</sub></b>	<b>CGE</b>	<b>Eficiencia total</b>
0.9	67.20	83.44	37.64
0.8	88.54	81.23	38.70
0.7	88.56	80.57	38.65
0.6	88.56	79.47	38.59
0.5	88.56	78.57	38.56

La eficiencia total de la planta apenas varía de un caso a otro, salvo en el caso en el que hay un 90% de carbón donde es menor. La mayor diferencia entre este caso y los demás es que la unidad de eliminación de componentes del azufre ya no es necesaria a partir de que un 20% de biomasa es añadida a la mezcla, con lo que la potencia auxiliar consumida para la limpieza del syngas se reduce drásticamente. La pequeña diferencia existente entre la eficiencia total de la planta para los diferentes casos hace que la decisión final se debería realizar en función de la disponibilidad y el precio de carbón y biomasa. Un precio bajo de la biomasa puede producir una eficiencia económica superior aunque la eficiencia de la planta sea algo menor, sin embargo las dificultades técnicas que podrían surgir en caso de emplear demasiada cantidad de biomasa también se deberían tener en cuenta. En este estudio se valoran los resultados obtenidos para el caso 80% de carbón y 20% de biomasa ya que produce la mayor eficiencia.

La baja eficiencia de captura de CO<sub>2</sub> en el caso de una mezcla con un 90% de carbón se debe a que aparece una gran cantidad de metano en el syngas que produce CO<sub>2</sub> durante la combustión, al igual que pasaba en el capítulo 5.

## 9.4 Consumo de Agua

En la tabla 9.3 se muestran los consumos de agua para una planta IGCC con diferentes combustibles.

**Tabla 9.3: Consumo de agua para una planta IGCC con diferentes combustibles en kg/hr/MW**

<b>Flujo</b>	<b>Carbón</b>	<b>Biomasa</b>	<b>Carbón-Biomasa</b>
Ciclo de vapor	10.9	0.0	30.8
Vapor extra	287.8	220.5	293.7
Limpieza	22.1	0.0	0.0
Recuperación de calor	128.0	200.7	132.9
Reactor shift	106.0	46.3	129.7
<b>TOTAL</b>	<b>554.8</b>	<b>467.5</b>	<b>587.1</b>

**Vapor extra** define la cantidad de agua extra que se introduce en el Segundo y tercer intercambiador de calor del ciclo de vapor con el fin de obtener mayor potencia.

Como se observa en la sección 9.6, la potencia total producida por el ciclo de vapor es realmente similar en los tres casos. En el caso de la planta IGCC con biomasa como combustible, debido al mayor contenido de oxígeno de esta, se produce más agua durante la gasificación, por lo que se necesita añadir menos vapor al reactor shift.

## 9.5 Consumo de Aire

En la tabla 9.4 se muestran los consumos de aire para una planta IGCC con diferentes combustibles.

**Tabla 9.4: Consumo de aire para una planta IGCC con diferentes combustibles en kmol/hr/MW**

<b>Flujo</b>	<b>Carbón</b>	<b>Biomasa</b>	<b>Carbón-Biomasa</b>
Secado del carbón	34.8	79.2	41.5
ASU	10.9	12.7	14.1
Combustión	26.5	22.4	39.3
Nitrógeno	34.6	24.4	20.8

El consumo de aire cuando se usa biomasa incrementa considerablemente con el fin de secar la biomasa dado que tiene una alta humedad en su estado inicial. La cantidad de aire empleado no debería ser un problema, pero en el caso del secado, todo este aire se tiene que tratar y se consume una gran cantidad de calor lo que reduce la eficiencia final.

La planta IGCC con co-alimentación tiene necesidades de aire mayores para el proceso de combustión porque el syngas resultante tiene una mayor energía química por lo que se necesita más oxígeno para quemarlo. Sin embargo, no se añade tanto nitrógeno extra para disminuir la temperatura de los gases de escape, pero esto ocurre porque más nitrógeno es extraído de la ASU y mezclado con los gases de escape.

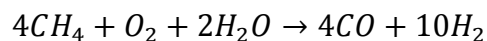
## 9.6 Eficiencia de la planta

En la figura 9.1 se muestra un resumen de la eficiencia obtenida en la planta para cada caso.

Shell gasifier	Input power	Output power		CO <sub>2</sub> captured	CO <sub>2</sub> capture efficiency	Cold Gas efficiency	Total efficiency
		Gas turbine	Steam cycle				
Coal	4,53 MW	2,66MW	0,53 MW	853 kg/hr	69,00%	79,09%	36,15%
Biomass	4,53 MW	2,40MW	0,58 MW	1344 kg/hr	88,01%	71,39%	33,29%
Co-feed	4,53 MW	2,75MW	0,58 MW	1260 kg/hr	88,54%	83,44%	38,70%

La eficiencia de captura de CO<sub>2</sub> es baja para el caso del carbón comparado con los otros dos casos. Esto se produce por la combustión del CH<sub>4</sub> presente en el syngas. El metano tiene una entalpía de combustión elevada pero produce CO<sub>2</sub>, lo que reduce la eficiencia de captura. Este problema se puede resolver con un tratamiento conocido como *auto thermal steam reforming process* que convierte el metano en otros elementos combustibles según muestra la ecuación 9.1. Este proceso se lleva a cabo a temperaturas cercanas a los 900°C y a una presión entorno a los 35 bar. Estas unidades tienen un coste fijo muy alto para una planta de pequeña escala, por lo que solo es una opción viable en el caso de plantas de producción de electricidad a gran escala.

(Ecuación 9.1)



También es importante tener en cuenta que la eficiencia de captura de CO<sub>2</sub> se relaciona con el dióxido de carbono producido y capturado, sin embargo la biomasa se considera como neutral en cuanto a emisiones de CO<sub>2</sub>. Esto significa que en el caso de la biomasa, las emisiones netas son negativas y que en el caso de la co-alimentación parte de estas emisiones no debería tenerse en cuenta porque provienen de la biomasa, por lo que la eficiencia neta de captura de CO<sub>2</sub> debería ser incluso superior al 88% obtenido.

La eficiencia total de la planta IGCC para la biomasa es baja en comparación con el carbón. La baja densidad energética de la biomasa o el alto consumo de calor durante la torrefacción hacen que la eficiencia decaiga. Sin embargo, usando carbón y biomasa conjuntamente en una planta IGCC la eficiencia total es incluso mayor que la obtenida en el caso del carbón. Esto se debe a que se producen menos pérdidas de energía, como por ejemplo en la limpieza del syngas.



## 10. Conclusión y Consideraciones Futuras

Una planta IGCC con carbón como combustible se ha simulado en ASPEN Plus. En primer lugar se plantean dos casos, uno basado en el gasificador desarrollado por GE y otro basado en el gasificador desarrollado por Shell. Los resultados se han discutido y comparado, y la planta con el gasificador Shell tiene mejores resultados, por lo que este modelo se ha elegido para otros estudios con diferentes tipos de combustibles.

Como se muestra en el capítulo 9, la co-gasificación de carbón y biomasa produce una mejora en comparación a los resultados obtenidos en el caso de utilizar carbón como combustible único. La eficiencia total de la planta es mayor y también se reducen las emisiones de gases de efecto invernadero, como se puede ver en el incremento de la eficiencia de la captura de CO<sub>2</sub>.

La energía producida en plantas IGCC con biomasa como combustible o con co-alimentación no se puede considerar como una energía renovable, pero una planta con unidad de captura de CO<sub>2</sub> y eliminación de gases ácidos puede prácticamente tratarse como una energía limpia. Las prácticamente nulas emisiones de una planta IGCC es lo que hace que esta tecnología sea tan atractiva para ser estudiada y desarrollada. Año tras año, la eficiencia de las plantas IGCC se está acercando cada vez más a la eficiencia de las plantas convencionales de ciclo combinado. Esta situación podría desembocar en la solución óptima para la producción de energía en el futuro. Estas plantas basadas en combustibles fósiles, aseguran la estabilidad que una energía renovable no puede garantizar, incluyendo la principal ventaja de éstas, las cero emisiones de gases de efecto invernadero.

Basándose en los resultados obtenidos en este trabajo, incluso con la reducción de la eficiencia eléctrica cuando se introduce un gasificador en una planta de ciclo combinado, un mayor desarrollo de las plantas IGCC se recomienda.

Tras la elaboración de este estudio, se recomienda encarecidamente invertir en este tipo de tecnología centrándose en el método de co-gasificación. Estas plantas pueden ser de gran tamaño y en ciertas situaciones puede trabajar con únicamente carbón como combustible. Un estudio más profundo del ratio de biomasa a emplear en la planta IGCC sería necesario, que dependerá del tipo de carbón y biomasa disponibles. La biomasa no se puede transportar de forma rentable, por lo que cuanto más cerca se encuentre la planta de la fuente de biomasa mejores resultados económicos se obtendrían.

Finalmente, otra sugerencia, sería llevar a cabo un estudio sobre la posibilidad de adecuar las plantas IGCC existentes que usan carbón como combustible para integrar el uso de biomasa y convertirlas en plantas con co-alimentación. Como se ha mostrado a lo largo del documento, la eficiencia de la planta podría incrementarse, a la vez que se

reducen las emisiones netas de CO<sub>2</sub> y el precio del combustible. Por lo que en los casos en los que fuese técnicamente posible un análisis económico exhaustivo ser debería realizar.

## Bibliografía

- [1] United States Environmental Protection Agency (2012). *Glossary of climate change terms* [Online]. Available: <http://www.epa.gov/climatechange/glossary.html#F>
- [2] ACT Government (2010). *Greenhouse Gas Reduction Targets in the ACT*. Available: [http://www.environment.act.gov.au/climate\\_change/greenhouse\\_gases\\_in\\_the\\_act](http://www.environment.act.gov.au/climate_change/greenhouse_gases_in_the_act)
- [3] Jeffrey. Philips. *Different types of gasifiers and their integration with gas turbines*. Available: <http://www.netl.doe.gov/technologies/coalpower/turbines/refshelf/handbook/1.2.1.pdf>
- [4] U.S Department of Energy & Tampa Electric Company (2000), "The Tampa Electric Integrated Gasification Combined-Cycle Project," *Clean Coal Technology*.
- [5] U. S. Department of Energy & Wabash River Coal Gasification Project Joint Venture (2000), "The Wabash River Coal Gasification Repowering Project," *Clean Coal Technology*
- [6] Yin Pang (2012), "Literature study on quench gasifiers and fuel pre-treatment," Semesterarbeit, Lehrstuhl für Energiesysteme, Technische Universität München.
- [7] O. Maurstad, (2005) "An Overview of Coal based Integrated Gasification Combined Cycle (IGCC) Technology," *IFEE*, vol. 2005-002 WP
- [8] Nick Korens, Dale R. Simbeck & Donald J. Wilhelm. (2002). *PROCESS SCREENING ANALYSIS OF ALTERNATIVE GAS TREATING AND SULFUR REMOVAL FOR GASIFICATION*. Available: [http://www.fischer-tropsch.org/DOE/DOE\\_reports/739656-00100/739656-00100\\_toc.htm](http://www.fischer-tropsch.org/DOE/DOE_reports/739656-00100/739656-00100_toc.htm)
- [9] L.-S. Fan, (2010) *Chemical looping systems for fossil energy conversion*: Editorial: John Wiley and sons, INC
- [10] ASPEN Technology, Inc (2000), "Getting Started Modeling Processes with Solids,".
- [11] P. McKendry, (2001) "Energy production from biomass (part 1): overview of biomass," Elsevier, Bioresource Technology 83.
- [12] Ministerio de Ciencia e Innovación, Gobierno de España, (2011) "TORREFIED BIOMASS PELLETS AS COAL SUBSTITUTE IN GASIFICATION PLANTS,"
- [13] J. D. de. Graaf, (2008) "Shell Coal Gasification Technology," Shell global solutions.
- [14] A. van der Drift, H. Boerrigter, B. Coda, M.K. Cieplik & K. Hemmes (2004), "ENTRAINED FLOW GASIFICATION OF BIOMASS," ECN-C--04-039.
- [15] Mark J. Prins, Krzysztof J. Ptasinski & Frans J.J.G. Janssen, (2005) "More efficient biomass gasification via torrefaction," Elsevier, Energy 31.



## **Anexo A**

Como no se pueden incluir todos los detalles presentes en las simulaciones en esta memoria, junto a ésta se adjunta un CD-ROM donde se pueden consultar las diferentes simulaciones en las que se basa esta memoria.



## **Anexo B**

Documento original en inglés.

## **Master Thesis**

Álvaro Alonso Lozano

### **Gasification in entrained flow gasifiers: Simulation in ASPEN Plus & comparison**

Breiteur: MSc. Senthorselvan Sivalingam  
Prof. Dr.-Ing. Hartmut Spliethoff

Supervisor: Luis Miguel Romeo Giménez

Starting date: 01.04.2012

Final date: 27.09.2012



**Escuela de  
Ingeniería y Arquitectura  
Universidad Zaragoza**





# Sworn Declaration

I hereby declare to have made the present work independently and without assistance from third parties. Thoughts and quotes that I have taken from other sources directly or indirectly are identified as such. I hereby agree that the work can be made available to the public through the department of Energy Systems of the Technical University of Munich, as well as through the Universidad de Zaragoza in Zaragoza(Spain) and Höskolan i Gävle in Gävle(Sweden).

---

Álvaro Alonso Lozano

27.09.2012



# Acknowledgments

This work has been carried out as my diploma thesis for the department of Energy Systems from the Technical University of Munich, Germany. It will also be considered as my final thesis in the Universidad de Zaragoza from Zaragoza, Spain, as well as, my final thesis in my Master in Energy Systems in the Höskolan i Gävle from Gävle, Sweden.

First of all I would like to show my appreciation to MSc Senthooorselvan Sivalingam, my *betreuer* who has given me the chance to work with him in the TU in Munich. And also thank him for his time, his patience and his advice.

My gratitude also goes to Prof. Dr.-Ing. H. Spliethoff and the whole department of Energy Systems, for giving me the opportunity to be part of it during the last six months.

I would also like to thank to Luis Miguel Romeo, my supervisor, that from the distance has helped me to improve my work.

I would like to deeply thank to my family for supporting me all along this year out from home.

Finally, but not less important I would like to thank to my friends here and in Sweden to help me carry out this thesis with the best mood possible.



# Abstract

This thesis, called *Gasification in entrained flow gasifiers, simulation in ASPEN Plus and comparison* develops a series of simulations about the gasification process and its combination with combined cycle power plants. Different process simulations have been carried out with the software ASPEN Plus.

Every simulation has been made under the same general conditions, what allows a valid comparison between the results obtained in the study. This conditions include the software parameters, such as calculation method, as well as, the same input conditions for the different input streams, the same properties for every equipment used, like pumps, gas turbine, steam turbine, heat exchangers and so on.

4,53 MW of Illinois coal or/and biomass are fed to the process. Every input air stream used in the process has a predefined conditions of 25°C and 1 bar, the same conditions are considered for the input water streams. The amount of air or water used in each simulation varies depending on the gasifier used in every simulation. The solvent used for the physical absorption of CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub>S is injected at 1 bar and 10°C.

First of all, two types of gasification and quenching are compared. One based in the model developed by GE and another one based in the Shell model. The GE gasifier based IGCC plant with slurry feed, developed by GE, consists of: Drying and crushing coal unit, slurry preparation, GE gasifier(55 bar and 1400°C), water quenching, shift reactor, syngas clean-up unit, combustion chamber, gas turbine, and steam cycle.

The second simulation is a Shell gasifier based IGCC plant with dry feed, developed by Shell. The blocks used in this simulation are the same as the ones used for the GE gasifier based IGCC plant, but with dry feed preparation instead of slurry feed preparation. Moreover, a heat recovery unit replaces the water quenching in case of the Shell gasifier based IGCC. In this model the gasifier works at 40 bar and 1500°C.

Based on the results obtained in these simulations the Shell gasifier based IGCC plant has a higher electric efficiency(36,15% versus the 35,54% obtained for the GE gasifier based IGCC plant) and also a bigger cold gas efficiency(from 79,09% to 73,64%). Considering thess results Shell gasifier based IGCC plant would be better than the GE gasifier based IGCC plant, however there are more considerations have to be taken into account, such as the lower capital cost for the GE gasifier or the CO<sub>2</sub> capture efficiency achieved.

---

For the next simulations, the Shell gasifier based IGCC plant is used. Not only because of its higher efficiency but also for its suitability for working with low rank fuels. In these new simulations, biomass gasification and biomass and coal co-gasification has been studied. For the pretreatment of the biomass the torrefaction process has been considered. The other main difference with the model previously used for the coal gasification is the lack of sulfur removal unit because it is not needed.

Biomass gasification produces worse results than coal gasification, however, co-gasification presents even better results than pure coal gasification. The total efficiency reaches 38,70% with this co-gasification technology.

# Contents

<b>Nomenclature</b>	<b>IX</b>
<b>1 Introduction</b>	<b>1</b>
1.1 Motivation . . . . .	1
1.2 State of the Art . . . . .	3
1.3 Problem definition . . . . .	3
1.4 Time Frame of the Project . . . . .	4
<b>2 About ASPEN Plus</b>	<b>5</b>
2.1 User Interface . . . . .	5
<b>3 IGCC Power Plants</b>	<b>7</b>
3.1 Abstract . . . . .	7
3.2 Combined Cycle Power Plant . . . . .	7
3.3 Gas Integration . . . . .	8
3.3.1 Coal vs Biomass . . . . .	9
3.3.2 Types of gasifiers . . . . .	10
3.4 IGCC blocks and components . . . . .	11
3.4.1 Air Separation Unit (ASU) . . . . .	11
3.4.2 Gas quenching . . . . .	13
3.4.3 Particle removal . . . . .	13
3.4.4 Shift reactor . . . . .	14
3.4.5 Acid gas removal unit . . . . .	14
<b>4 General Assumptions</b>	<b>17</b>
4.1 Abstract . . . . .	17
4.2 ASPEN Plus . . . . .	17
4.2.1 Coal definition . . . . .	18
4.2.2 Biomass definition . . . . .	20
4.2.3 Air Definition . . . . .	21
4.2.4 Coal Preparation Unit . . . . .	21
4.2.5 Biomass preparation unit . . . . .	22
4.2.6 Air Separation Unit(ASU) . . . . .	23
4.2.7 Gas Clean Up Unit . . . . .	23
4.2.8 Gas Turbine . . . . .	26
4.2.9 Steam Cycle . . . . .	26



4.3	Efficiency calculations . . . . .	27
4.3.1	Thermal efficiency . . . . .	27
4.3.2	Cold Gas efficiency . . . . .	27
4.3.3	CO <sub>2</sub> Capture efficiency . . . . .	27
<b>5</b>	<b>Entrained Flow Gasifier with Slurry Feed</b>	<b>29</b>
5.1	Introduction . . . . .	29
5.2	Slurry Preparation and Gasification . . . . .	29
5.3	Quenching . . . . .	30
5.4	Results . . . . .	31
5.4.1	Water consumption . . . . .	31
5.4.2	Air consumptions . . . . .	31
5.4.3	Solvent consumption . . . . .	32
5.4.4	Plant efficiency . . . . .	33
5.4.5	Summary . . . . .	33
<b>6</b>	<b>Entrained Flow Gasifier with Dry Feed</b>	<b>35</b>
6.1	Introduction . . . . .	35
6.2	Dry Feed preparation and Gasification . . . . .	35
6.3	Quenching . . . . .	36
6.4	Results . . . . .	38
6.4.1	Water consumption . . . . .	38
6.4.2	Air consumption . . . . .	39
6.4.3	Solvent consumption . . . . .	39
6.4.4	Plant efficiency . . . . .	40
6.4.5	Summary . . . . .	40
<b>7</b>	<b>Comparison of Coal Gasification Processes</b>	<b>41</b>
7.1	Abstract . . . . .	41
7.2	Water consumption . . . . .	41
7.3	Air Consumption . . . . .	42
7.4	Plant Efficiency . . . . .	42
7.5	Economics . . . . .	43
<b>8</b>	<b>Entrained Flow Gasifier with Dry Biomass Feed</b>	<b>45</b>
8.1	Introduction . . . . .	45
8.2	Feed Preparation and Gasification . . . . .	45
8.3	Quenching . . . . .	47
8.4	Results . . . . .	47
8.4.1	Water consumption . . . . .	47
8.4.2	Air consumption . . . . .	48
8.4.3	Solvent consumption . . . . .	48
8.4.4	Plant efficiency . . . . .	49
8.4.5	Summary . . . . .	49

<b>9</b>	<b>Entrained Flow Gasifier with Coal-Biomass Co-Feed</b>	<b>51</b>
9.1	Introduction . . . . .	51
9.2	Feed preparation and gasification . . . . .	51
9.3	Quenching . . . . .	53
<b>10</b>	<b>Results</b>	<b>55</b>
10.1	Introduction . . . . .	55
10.2	Influence of the pretreatment of the feed in the CGE . . . . .	55
10.3	Synergy coal-biomass . . . . .	56
10.4	Water consumption . . . . .	57
10.5	Air consumption . . . . .	58
10.6	Plant efficiency . . . . .	58
<b>11</b>	<b>Conclusion and Future Considerations</b>	<b>61</b>
<b>A</b>	<b>Simulations</b>	<b>65</b>



# List of Figures

1.1	Emissions of Greenhouse gases by source, (EPA)	2
1.2	Emissions of Greenhouse gases by gas, (EPA)	2
3.1	Basic sketch of a Combined Cycle Power Plant	8
3.2	Comparison of the primary products created by the main fuel constituents in combustion and gasification. (Philips)	9
3.3	Diagrams of the different types of gasifier. (Maustard)	12
3.4	Absorption coefficient $\alpha$ of various gases in methanol. (N.Korens u. a.)	15
4.1	Components	18
4.2	Coal Preparation Unit flowsheet	22
4.3	Biomass Preparation Unit flowsheet	23
4.4	ASU flowsheet	24
4.5	Clean Up Unit flowsheet	25
4.6	Cold Gas efficiency calculation flowsheet	27
5.1	Slurry preparation and Gasifier flowsheet	30
5.2	Results summary for GE gasifier	33
6.1	Dry feed preparation and Gasifier flowsheet	36
6.2	Syngas Quenching and Heat Recovery flowsheet	37
6.3	Results summary for Shell gasifier	40
7.1	Results summary for IGCC plants	43
8.1	Feed preparation and Gasifier flowsheet	46
8.2	Results summary for Shell gasifier with Biomass feed	49
9.1	Co-feed preparation and Gasifier flowsheet	53
10.1	Results summary for the IGCC plants with different feeds	58



# List of Tables

1.1	Intro: Mission statement . . . . .	4
4.1	Unit system . . . . .	17
4.2	Coal PSD, in $\mu$ . . . . .	19
4.3	Coal Component Attributes . . . . .	19
4.4	Biomass PSD, in $\mu$ m . . . . .	20
4.5	Biomass Component Attributes . . . . .	20
4.6	Air Composition . . . . .	21
4.7	Steam Cycle components . . . . .	26
5.1	Water consumption for the IGCC plant with GE gasifier . . . . .	31
5.2	Air consumption for the IGCC plant with GE gasifier . . . . .	32
5.3	Solvent consumption for the IGCC plant with GE gasifier . . . . .	32
6.1	Water consumption for the IGCC plant with Shell gasifier . . . . .	38
6.2	Air consumption for the IGCC plant with Shell gasifier . . . . .	39
6.3	Solvent consumption for the IGCC plant with Shell gasifier . . . . .	39
7.1	Water consumption for the IGCC plant in kg/hr/MW . . . . .	42
7.2	Air consumption for the IGCC plant in kmol/hr/MW . . . . .	42
8.1	Water consumption for the IGCC plant with Shell gasifier and Biomass feed . . .	47
8.2	Air consumption for the IGCC plant with Shell gasifier with Biomass feed . . .	48
8.3	Solvent consumption for the IGCC plant with Shell gasifier with Biomass feed . .	49
9.1	Composition of the feedstocks . . . . .	52
9.2	Inert gas needs for the compression of the feed . . . . .	52
10.1	CGE vs power consumption in the feed pretreatment . . . . .	56
10.2	Efficiency of the plant when varying the feed . . . . .	56
10.3	Water consumption for the IGCC plant with different feeds in kg/hr/MW . . . .	57
10.4	Air consumption for the IGCC plant with different feeds in kmol/hr/MW . . . .	58



# Nomenclature

## Abbreviations

NCPD	Defines in Aspen a Non conventional particle size distribution
CIPSD	Defines in Aspen a Conventional solid with particle size distribution
ASU	Air Separation Unit
PSD	Defines in ASPEN Particle size distribution
IGCC	Integrated gasification combined cycle
GE	General Electric
CGE	Cold Gas Efficiency





# Chapter 1

## Introduction

### 1.1 Motivation

*Global warming refers to the recent and ongoing rise in global average temperature near Earth's surface. It is caused mostly by increasing concentrations of greenhouse gases in the atmosphere. Global warming is causing climate patterns to change. However, global warming itself represents only one aspect of climate change. Climate change refers to any significant change in the measures of climate lasting for an extended period of time. In other words, climate change includes major changes in temperature, precipitation, or wind patterns, among other effects, that occur over several decades or longer. (EPA)*

Global warming is mainly caused by greenhouse gases. These gases are produced in a lot of different ways every day, but as it is shown in the figure 1.1 more than 25% of the greenhouse emissions are coming from the energy supply system, which includes, combined cycle power plants. Roughly speaking the greenhouse gases emitted by human activities are divided as it is shown in the figure 1.2.

The climate change is a long-term problem that will gravely affect every one, so every effort dedicated to the reduction of greenhouse gas emissions should be welcomed. One of the main fields where it is currently being worked on is in the substitution of fossil fuel power plants for renewable energy sources, but this is not always possible. Some areas are not suitable for the installation of wind mills, photovoltaic plants, solar plants or hydro power generation among others. As well, nowadays, a fuel based power generation is needed in order to have a stability that renewable energies cannot grant.

Combined cycle power plants are one of the most important fuel based power plants working all around the world. These plants are in some cases over the limit of greenhouse gas emissions. However, an update to this technology is currently being highly developed by great companies like GE, Shell, Lurgi, Linde, etc... IGCC power plants have low gas emissions, mainly steam is in the flue gas when a CO<sub>2</sub> capture unit is installed in the power plant.

IGCC is a technology based in the classic combined cycle, but before going through the combustion chamber and being burnt, the fuel is treated in a gasifier that converts the original fuel into the so called syngas. The exhaust gases formed after the combustion of this syngas are cleaner than for a conventional combined cycle power plant.

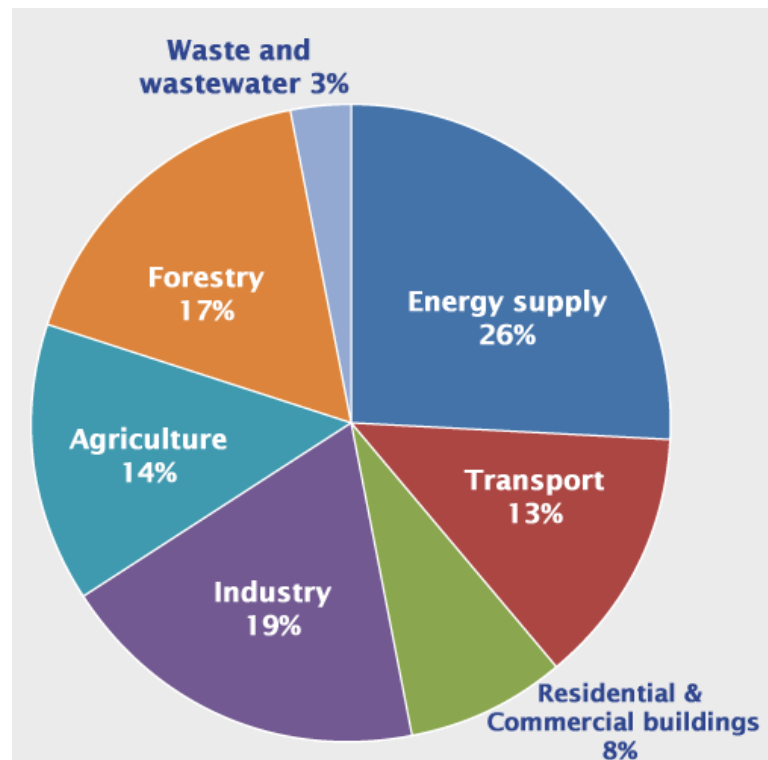


Figure 1.1: Emissions of Greenhouse gases by source, (EPA)

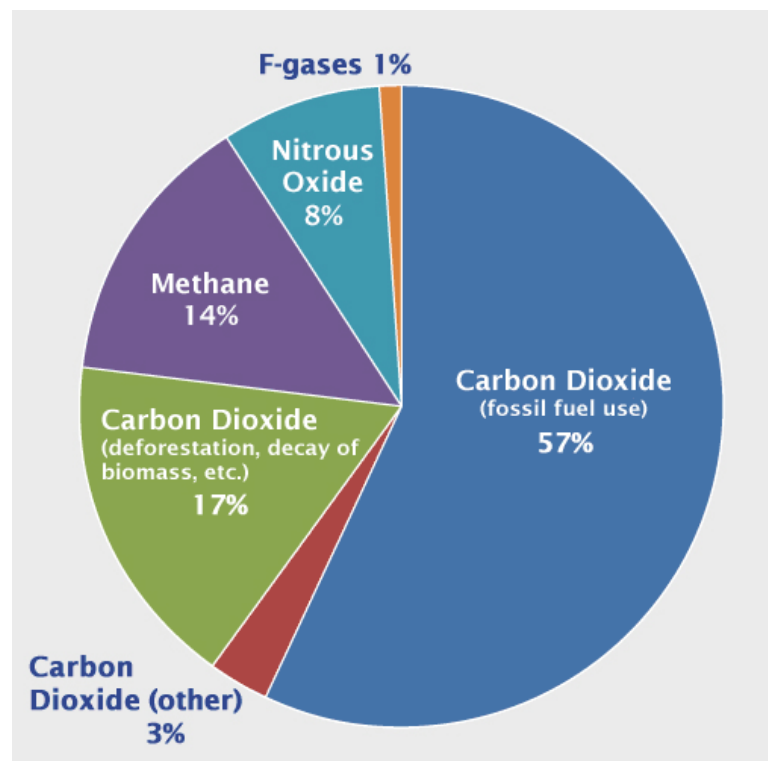


Figure 1.2: Emissions of Greenhouse gases by gas, (EPA)

So all along this document, a study of efficiencies, emissions and different feedstocks possibilities for a IGCC power plant has been presented. It has been another effort dedicated to the possibility of generating *clean electricity*.

## 1.2 State of the Art

In 1850 gasification process started to be used in order to produce *town gas* for lighting and heating in the cities. But one of the most important moments for the development of the gasification process was during the WWII. German engineers, due to the lack of petrol and the high availability of coal, worked in the gasification process that would allow the production of a synthetic gas that could be used as combustibles. Some years later during the *Arab Oil Embargo* and the crisis of the energy, EEUU government made great investments in the development of the first IGCC plants. Around 1990 American and European governments provided financial help to those companies that were working in the demonstration of the suitability of IGCC plants. Nowadays, private companies are working in the development of this process, because as well as decreasing the harmful emissions, this power plants can work with low rank fuels like petroleum coke and other residual hydrocarbons.

## 1.3 Problem definition

(Government 2010) The Climate Change and Greenhouse Gas Reduction Act 2010 establishes emissions reduction targets for the ACT of:

- zero net greenhouse gas emissions by 2060
- peaking per capita emissions by 2013
- 40% of 1990 levels by 2020
- 80% of 1990 levels by 2050.

In 2010, the Australian government published the objectives described above. As well as Australia, most of the developed countries in the world have set the same kind of goals.

As it has been explained in the chapter 1.1, a great part of the greenhouse emissions are produced by the energy production system. One of the opportunities of reducing these emissions is the possibility of using IGCC plants instead of the conventional combined cycle plants. But for further CO<sub>2</sub> emissions reduction a CO<sub>2</sub> capture unit has to be installed in the IGCC plant, which considerably reduces the thermal efficiency of the power plant.

In this thesis different feed stocks, quenching methods and gasifier types have been used in an IGCC plant with CO<sub>2</sub> capture. The point is to compare and optimize them to reach the maximum efficiency possible. Once an acceptable efficiency has been obtained, in different simulations, a discussion about whether the values obtained for each model encourage the development of

further investigations for that specific model is explained. In order to accomplished these comparisons, ASPEN Plus has been the software chosen for the development of the different process configurations.

**NOTE** It is important to understand that the results obtained in different simulations carried out in this project are to be used to obtained a conclusion after compare them. So it should be remarked that any other comparison with other simulations or with real values has not to be done, because the conclusions obtained could be wrong. The conclusions obtained along this work will help as a starting point for further investigations, but not to take definitive decisions in real plants or prototypes. Every consideration and assumption used in the different simulations is explained along this document.

## 1.4 Time Frame of the Project

Before starting to work with the real study of this simulations a practical knowledge ASPEN Plus and a theoretical knowledge about the different topics that have been treated in this document had to be accomplished. Different papers about for example, gasification, feedstock preparation or CO<sub>2</sub> separation were read. As well, working with different ASPEN Plus tutorials and reading the main concepts in the ASPEN Plus user guides was needed to acquire the proper skill with the software.

The timetable of this project is explained in the table 1.1

Table 1.1: Intro: Mission statement

Time frame		Objective
Begin	End	
02.04.12	23.04.12	Literature review
23.04.12	14.05.12	Learning ASPEN software
14.05.12	02.07.12	Simulation of entrained flow gasifier with Slurry feed(GE)
02.07.12	12.07.12	Simulation of entrained flow gasifier with dry feed(Shell)
12.07.12	08.08.12	Elaboration of a intermediate report
08.08.12	21.08.12	Preparation of the intermediate presentation
22.08.12	31.08.12	Simulation of Shell gasifier with biomass feed
01.09.12	13.09.12	Simulation of Shell gasifier with co-feed possibilities
13.09.12	30.09.12	Elaboration of the final report

## Chapter 2

### About ASPEN Plus

*Aspen Plus is a market-leading process modeling environment for conceptual design, optimization, and performance monitoring for the chemical, polymer, specialty chemical, metals and minerals, and coal power industries* (Tech.).

Aspen Plus is a useful software tool that is used to perform simulations that allow the optimization of a process. Some parameters as, cold gas efficiency, total thermal efficiency or which temperature and pressure levels should be set in the process in order to provide the best results possible can be obtained with Aspen Plus. Every energy or mass balance, thermodynamic or physical property, chemical reaction, etc... are solved by the software in the same simulation. Along this final thesis four different simulations related with coal and biomass gasification have been studied. (Orcajo 2011)

Aspen Plus is a complex simulation software, so a training period between two and four weeks should be accomplished in order to achieve a good command with the software. On the Internet several Aspen Plus tutorials can be found, which would help to get an efficient and fast training process. The knowledge about the software can be completed with the user guide provided by the developer of the computer program, (tech 2003).

#### 2.1 User Interface

Aspen Plus has an easy-to-use interface, that allows a quick general view of the process simulation that it is being carried on, as well as a flexible manipulation of the different parameters included in it. The user interface consists mainly of two parts:

**Flowsheet** The blueprint of the process that it is going to be simulated is called flowsheet. Here, every operation unit, heat, work and material streams, as well as every connection between them are shown. Through the flowsheet the access to every part of the simulation and its features is eased.

After running the simulation a quick view of the results can be get thanks to the flowsheet due to each stream and operation unit is labeled with the different values of pressure, temperature, mass flow, heat, etc... with which they are working at.

**Data Browser** In the data browser every single parameter needed in the simulation has to be filled. The first fields that are needed to be specified are the system of units that are going to be used and the stream class. After this, every chemical component that is going to be used during the simulation needs to be included, specifying if it is conventional, non conventional or solid. Aspen Plus incorporates a incredible wide database for the convectional components, meanwhile non conventional are to be defined by the user, allowing the possibility of creating any new component.

Once the unit system is set and the chemical components are defined, the characteristics of the source streams have to be specified as well as the parameters that determined each block present in the simulation. When every field has been filled the simulation can be run.

When the simulation has been run, the results are obtained. The variation of the input data will echo in the results. So the user can compare and study the influence of every parameter in the simulation. Working with simulation software saves a lot of time and resources, a power plant can be simulated during the development, research, design or production stage instead of carrying real experiments or working in pilot plants.

# Chapter 3

## IGCC Power Plants

### 3.1 Abstract

An integrated gasification combined cycle(IGCC) process technology uses the basics of a combined cycle power plant, but instead of a direct combustion of the fuel IGCC uses a gasifier to produce a synthesis gas from the fuel, known as syngas. The syngas is mainly obtained from coal but there are some other coal-based products, such as biomass, that can also be used for syngas production. The main purpose of this technology is to reach the same efficiency as a conventional combined cycle plant but reducing the emissions to the atmosphere with the lowest capital cost possible. The syngas is mainly composed by  $H_2$  and  $CO$ . Using a shift reactor, the  $CO$  reacts with steam producing more  $H_2$  and  $CO_2$  that is removed in a  $CO_2$  capture unit. The clean syngas is burned producing cleaned exhaust gases( $N_2$  and  $H_2O$  mostly).

In the majority of the IGCC plants, the oxidizer used in the gasifier is  $O_2$ , so an ASU is needed to produce it. There are three different types of gasifier, fixed bed gasifier, fluidized bed gasifier and entrained flow gasifier, which will defined the properties(temperature, pressure, particle matter, etc...) present in the outlet gas stream. The gas obtained from the gasifier cannot be used directly, it needs a treatment. Before reaching the gas turbine unit, it is quenched and cleaned. The quenching can be accomplished by a water injection, at which the water is mixed with the gas. Another quenching method is combined with heat recovery, which uses low temperature cleaned gas to reduce the temperature of the gas leaving the gasifier and then it goes through a radiant cooler, where steam is obtained for the steam cycle. The clean up of the gas is executed in different stages. At first stage, after the quenching, the particulate matter is removed, with candle filters and water scrubbers, secondly a shift reaction is taken place, so the sulfur products and the  $CO_2$  can be easily removed in the final stage, with an acid gas removal unit, which uses methanol as solvent for a physical absorption.

### 3.2 Combined Cycle Power Plant

In the electric power generation field, it is known as combined cycle the assembly of a gas turbine and a steam cycle working at the same time. The basic sketch of combined cycle is represented in the figure 3.1. As it is shown, the fuel(coal, natural gas, biomass, etc...) is burned in the gas turbine cycle producing some net work( $W-1$ ). Afterwards, the exhaust gases from the gas turbine, that still have a high heat value are led to a heat recovery steam generator (HRSG) where, the water from the steam cycle is heated up in order to turn to steam that is driven into



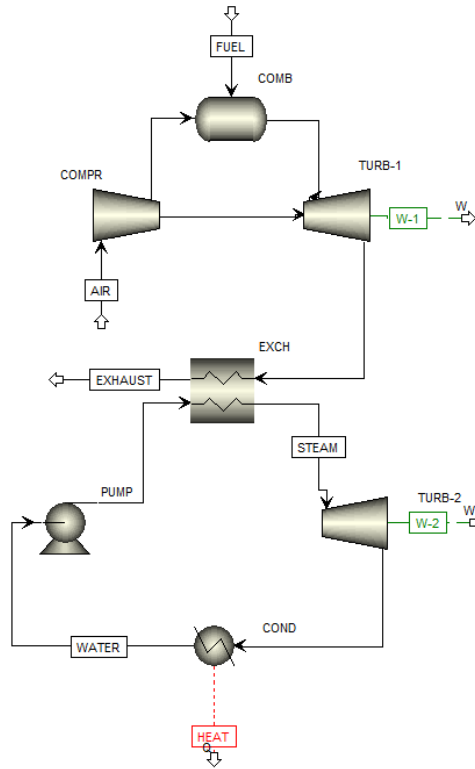


Figure 3.1: Basic sketch of a Combined Cycle Power Plant

a steam turbine, producing extra work(W-2). The heat delivered in the condenser of the steam cycle can also be used if there is a need of low quality heat in some nearby industry.

The exhaust gases from the gas turbine are the product of a carbon based fuel combustion, therefore its chemical analysis shows that there is a high amount of  $\text{CO}_2$  and  $\text{CO}$  on it as well as some other contaminants such as  $\text{NO}_x$ ,  $\text{SO}$ ,  $\text{SO}_2$ , etc... The environmental laws are getting more restrictive every time, so the necessity of reducing these emissions has become really important. Two basic choices have been arisen, the pretreatment of the fuel or the post treatment of the exhaust gases. The second option is the one that is more commonly used despite its high economic impact, meanwhile the first choice is nowadays on development. This thesis treats about the pretreatment of the fuel to produce the so called syngas through gasification process.

### 3.3 Gas Integration

As it is mentioned above, there is an on development process called gasification. *Gasification is a process in which combustible materials are partially oxidized or partially combusted. The product of gasification is a combustible synthesis gas, or syngas. Because gasification involves the partial, rather than complete, oxidization of the feed, gasification processes operate in an oxygen-lean environment.* (Philips). The different products between a gasification and combustion can be seen in the figure 3.2. But the gasifier is not a block that works by itself, it needs some auxiliary blocks, like the air separation unit (ASU), the  $\text{CO}_2$  capture unit, the shift reactor,

etc... as it is shown in the section 3.4. After the final syngas is obtained, which mostly consists of  $H_2$ , the product is led to the power unit, the gas turbine is combined with the steam cycle. (of Energy und electricity company) and (of Energy und Venture)

	<b>Combustion</b>	<b>Gasification</b>
Carbon	$CO_2$	CO
Hydrogen	$H_2O$	$H_2$
Nitrogen	NO, $NO_2$	HCN, $NH_3$ or $N_2$
Sulfur	$SO_2$ or $SO_3$	$H_2S$ or COS
Water	$H_2O$	$H_2$

Figure 3.2: Comparison of the primary products created by the main fuel constituents in combustion and gasification. (Philips)

### 3.3.1 Coal vs Biomass

Coal is the most common fuel that is being used in the combined cycle power plants, as well as in the IGCC plants. However the use of biomass is being recently studied as fuel substitute from coal. As biomass it can be considered every organic matter that can be obtained from plants, what means that the natural sunlight has been transformed through photosynthesis into the current chemical energy that the fuel has. Before the raise in the use of fossil fuels, the biomass was used as main combustible material. Nowadays, due to the incipient lack of fossil fuels(price increase) and due to environmental reasons, biomass has popped up again as an alternative of fuel for the electric power generation. The main advantages of the biomass over coal are (Pang 2012):

- Renewable and sustainable energy feedstock
- Significant reduced net carbon emissions compared to fossil fuels, mitigating greenhouse effect
- Available in large amount with low costs
- Less dependence on fossil fuel

Nonetheless, some issues can arise when using biomass as feed in the gasification process, such as:

- Combination of high temperature and impurities such as sulfur or ash
- Low melting point of ash but very aggressive in molten state
- High reactivity
- Fibrous structure of vegetable biomass

In this thesis, four simulations are made, two with coal as fuel, one with biomass and a last one studying the possibility of a co-feed of biomass and coal. This last combination can be really profitable due to the existing synergy between biomass and coal. For example, biomass has lower energy density than the coal, so it should happen that when the biomass/coal ratio is increasing the total efficiency should decrease, however due to the high content of oxygen in the biomass, less air is needed to be processed in the ASU, what could make the total efficiency increase.

### 3.3.2 Types of gasifiers

There are three generic kinds of gasifiers, Fixed Bed gasifier(also known as Moving Bed gasifier), Fluidized Bed gasifier and Entrained Flow gasifier.

**Fixed Bed gasifier** is a counter current flow gasifier. In this type of gasifier the air is blown at the bottom, meanwhile the coal is supplied at the top. The gas leaves the at one side of the gasifier and the ash at the bottom. The pulverized coal is preheated before it gets the gasification zone due to this counter current flow configuration, however this also makes the gas leaving the gasifier having less temperature than the one needed for gasification process, around 550°C. A diagram of this gasifier configuration is shown in the figure 3.3. The main characteristics of this kind of gasifiers are(Philips):

- Low oxidant requirements
- Relatively high methane in synthesis gas
- Production of hydrocarbon liquids, such as tars and oil
- High cold gas efficiency when the heating value of the hydrocarbon liquids are included
- Limited ability to handle fines
- Special requirement for handling caking coal
- Small/Medium scale

Salso-Lurgi and British Gas-Lurgi are the two main models of fixed bed gasifiers.

**Fluidized Bed gasifier** is the less commercially developed gasifier because it operating flexibility is reduced. As in the fixed bed gasifier the air is blown at the bottom of the gasifier, but the amount of air needed is higher in order to maintain the coal particles injected floating within the bed. The temperature in the gasification zone is uniform around 1000°C. The ash leaves at the bottom and the gas at the top. A diagram of this gasifier configuration is shown in the figure 3.3. The main characteristics of this gasifier configuration are (Laboratory 2012):

- Fuel flexibility, can gasify a wide range of feedstock
- Extensive char recycling is required
- Higher cold gas efficiency than entrained-flow gasifiers, but lower carbon conversion

- Uniform and moderate temperature
- Moderate oxygen and steam requirements

Winkler gasifier and Kellogg Brown and Root Inc.(KBR) are the main models of fluidized bed gasifiers.

**Entrained Flow gasifier** is the kind of gasifier studied in this thesis. GE and Shell are currently working with this technology. A fine coal size distribution at the entrance of the gasifier is needed. Both, air and fuel, are injected at the top of the gasifier, so the particle are heated up really fast. The temperature is high enough, around 1400°C, to transform the ash into slag and to achieve the highest carbon conversion. The residence time is in the order of seconds, so the high temperature is needed. The low time residence needed implies that the unit can be much more compact what allows the possibility of using this kind of gasifiers for large scale power plants. The main advantage of this kind of gasifier, besides its high carbon conversion, is the flexibility for working with every rank of coal. A diagram of this gasifier configuration is shown in the figure 3.3.

## 3.4 IGCC blocks and components

The auxiliary blocks that an IGCC power plant needs depends on the type of gasifier that it is being used. For example, the kind of gasifier defines the outlet temperature of the gas, so the way of quenching this gas will depend on the temperature. As far as this thesis is related with entrained flow gasifiers, the blocks that are going to be explained below are the ones used within this kind of gasifiers.

### 3.4.1 Air Separation Unit (ASU)

The oxygen needed for the gasification can be supplied by an oxygen stream or an air stream. The air blown gasifiers have less capital cost due to the the ASU is an expensive unit but the calorific value reached in the outlet gas is considerably lower, because the nitrogen dilutes is. It also have a negative effect in case of using a CO<sub>2</sub> capture unit. These are the reason why an ASU is used to provided an high purity oxygen stream to the gasifier.

The atmospheric air usually enters to the ASU with a rough composition of 79% N<sub>2</sub> and 21% O<sub>2</sub> and with 1 bar of pressure. The ASU is a unit that destillates the air at high pressure ( around 6 bar) and cryogenic temperatures, allowing to get an outlet stream of high O<sub>2</sub> purity at around 6 bar. This unit consumes a high amount of work in order to accomplished the separation process, during the compression of the air, however the efficiency of the plant is increased due to the higher quality of the syngas obtained. Moreover, the stream of N<sub>2</sub> obtained can be used in the gas turbine to get a larger power output from it.

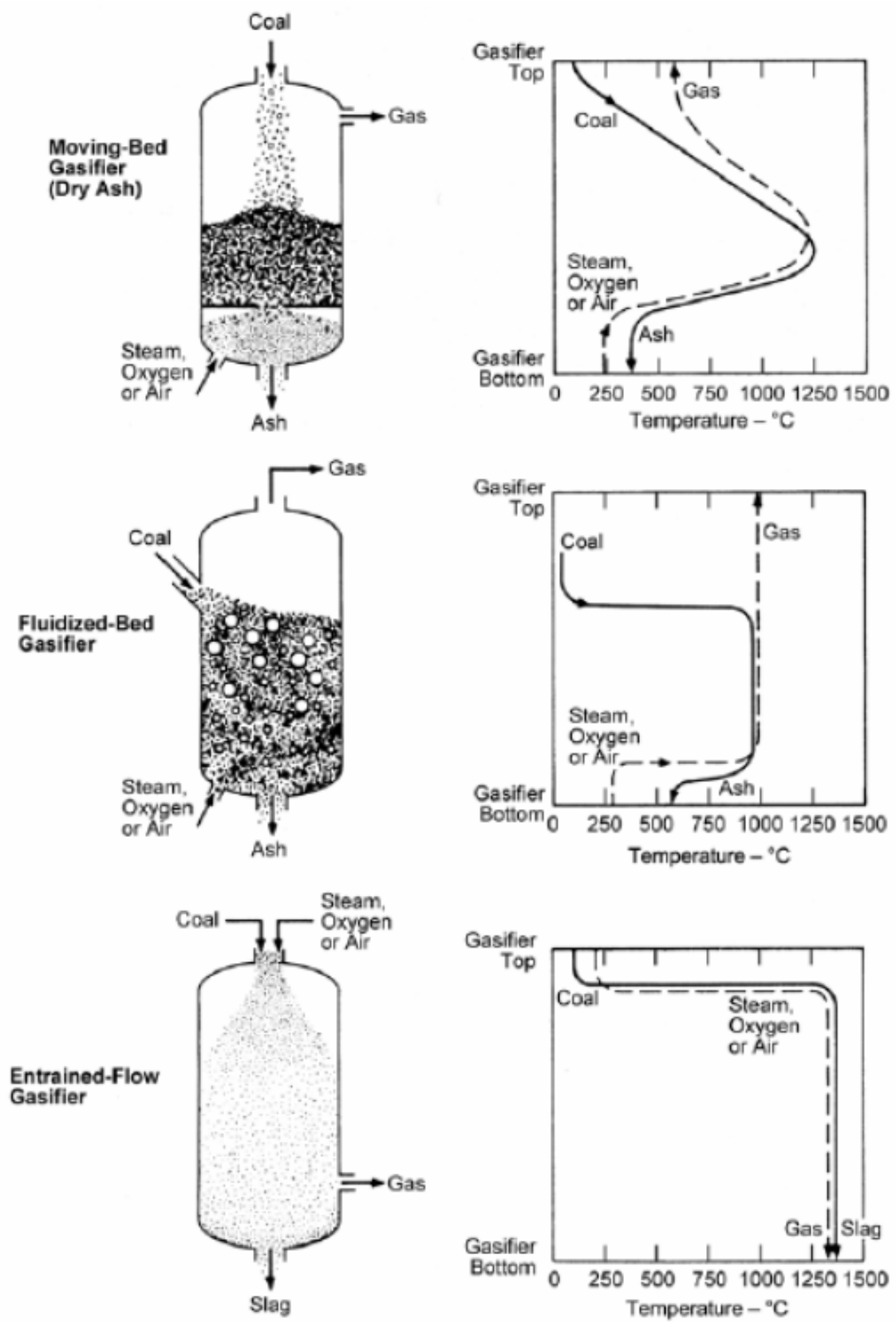


Figure 3.3: Diagrams of the different types of gasifier. (Maustard)

### 3.4.2 Gas quenching

Independent of the gasifier used, the outlet temperature of the gas is too high (from 600°C to 1500°C) for the conventional acid gas removal systems, so the gas has to be cooled down until 300°C approximately. Also in the case of the entrained flow gasifiers, due to its high outlet temperature, the slag is in liquid form, so it is also need to reduce the temperature in order to solidify it and do not damage the downstream process equipment. There are two main quenching methods considered in this thesis, water quenching and heat recovery.

**Water quenching** is widely used due to its simplicity. Water quench is the method where water is mixed with the high temperature gas. Part of the sensible heat of the syngas makes the water vaporized, reducing the temperature of the stream. At this point the gas is saturated with water, at it has to go trough a series of condensers. However, if CO<sub>2</sub> capture is required the amount of steam present in the stream (ratio H<sub>2</sub>O/CO) is near to the optimum, so no extra steam is needed to be add in the shift reactor. Nonetheless, in this quenching method high-temperature thermal energy is transformed into low-temperature thermal energy, which leads to large energy degradation.

**Heat recovery + Gas quenching** is the method where the syngas after the particle removal stage at a temperature around 300°C is recycle, compressed and mixed with the 1500°C syngas stream exiting from the gasifier. So that a final gas stream of 900°C is obtained. Afterwards, this stream is cooled down by passing trough a radiant boiler where saturated steam is generated. The most attracting point is that no extra stream is mixed with the main syngas stream. The heat recovery system and the gas quenching method have problems by their own, but they are solved when working together.

**Chemical quench** is another choice for the syngas quenching process that has not been taken into account in this simulations because it is not appropriate for the type of gasifiers used. It is a two-stage concept with first slagging and second non-slagging stages. The major difference of chemical quench against other quench options is the addition of a second gasification stage which uses the sensible heat in the hot synthesis gas to gasify the coal feed with water (J. 2003). In this case, the sensible heat is fully used in the endothermic water gas reaction and converted into chemical energy stored in components of synthesis gas such as CO, CH<sub>4</sub> and H<sub>2</sub>. Synthesis gas after chemical quench is sufficiently cooled and achieves a higher calorific value. This process offers a higher cold gas efficiency. A disadvantage is the complex cleaning process of tars formed in the second stage due to low temperature (Pang 2012).

### 3.4.3 Particle removal

When a gas stream has particulate matter, it can cause problems in the downstream process and damaging the equipment, such as the gas turbine. Therefore, this particles need to be removed using dry or wet solids removal systems.

Dry solid removal systems are mainly candle filters. This systems should work between 300°C and 500°C.

Water scrubbers are the most used wet solid removal systems. They operate at lower temperatures, and in most of the IGCC plants, they are also installed after the candle filter in order to guarantee a finer removal.

#### 3.4.4 Shift reactor

The shift reactor is the unit needed before the sulfur removal and the CO<sub>2</sub> capture. In this unit the chemical reaction shown in the equation 3.1 takes place. More H<sub>2</sub> is produced decreasing the amount of CO in the syngas. A H<sub>2</sub>O/CO ratio close to 2 is needed to perform an appropriate conversion. If there is a lack of H<sub>2</sub>O then some steam from the steam cycle has to be extracted. The shift reaction ideally takes place at low temperature around 200°C.



In order to get a proper sulfur removal the COS present in the syngas should be converted into H<sub>2</sub>S. This can be achieved by two different methods, with hydrolysis, which would be suitable if no CO<sub>2</sub> capture is considered, and a sour shift conversion that follows the equation shown in 3.2. This reaction can be carried out in the same shift reactor unit as the reaction 3.1, reducing the capital cost of the installation.



#### 3.4.5 Acid gas removal unit

In the acid gas removal unit, the sulfur components and CO<sub>2</sub> are extracted from the syngas stream. The separation of these components from the original stream can be carried out by a physical or a chemical absorption based on MDEA(methyldiethanolamine).

Physical absorption is the choice made in this thesis, specifically Rectisol process, using methanol as solvent. How this process works is easily understandable after knowing the absorption coefficient of methanol for different gases as it is shown in the figure 3.4. It can be observed that the sulfur components have the highest absorption coefficient, and then CO<sub>2</sub> has higher than the rest of them. So the gas is mixed with a methanol stream at low temperature and afterwards it is flashed in order to separate the liquid substream(methanol+sulfur compounds) and the gaseous stream(syngas+CO<sub>2</sub>). Finally the gaseous stream containing syngas and CO<sub>2</sub> will be mixed with a clean methanol stream in order to extract the CO<sub>2</sub> from the syngas after the flashing.

Once the solvent has extracted the sulfur components and the CO<sub>2</sub> from the main stream, the syngas is ready to be used. However, the solvent needs to be recycled, so that, a desorption process needs to be done. In this thesis, the methanol with sulfur is stripped with steam in order to obtain a high purity methanol stream and the methanol with CO<sub>2</sub> is flashed at different pressure levels.

**The contaminants** ;  $\text{CO}_2$  is compressed to a supercritical pressure (74bar) and then it can be transported away from the plant for the final capture, meanwhile, the  $\text{H}_2\text{S}$  is led to a Claus process plant where it can be used for some chemical processes.

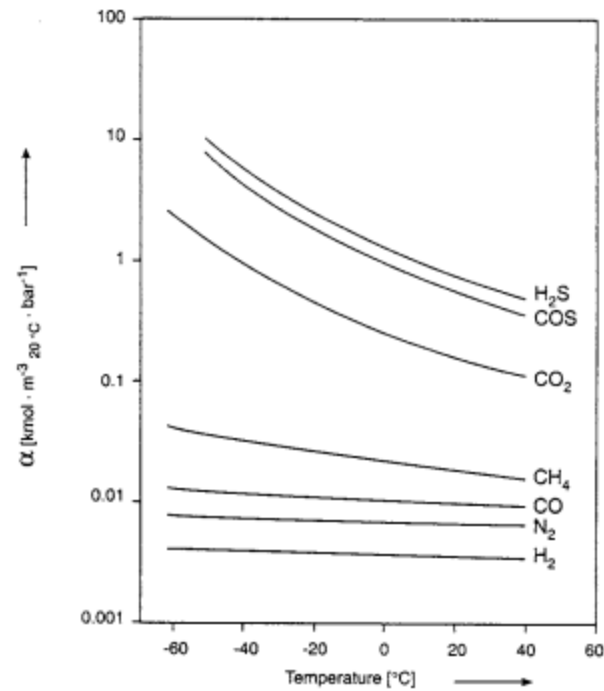


Figure 3.4: Absorption coefficient  $\alpha$  of various gases in methanol. (N.Korens u. a.)





# Chapter 4

## General Assumptions

### 4.1 Abstract

After the different process simulations have been run, the results are to be compared. In order to have a valid comparison and get useful conclusions, some general assumptions have to be made. The energy inputs, the different blocks efficiencies, the calculation method, etc... have to be the same within each simulation. In the following sections how these parameters have been set in ASPEN Plus is explained.

### 4.2 ASPEN Plus

The flowsheet in ASPEN Plus has to be designed in every simulation and all the parameters that defined it are to be set. The first step that it is needed to be decided is the unit system that will be used along the simulation. The unit system used is Solids with Metric Units that can be found in the table 4.1. The stream class is needed to be specified when working with solids in ASPEN Plus, in this simulation the one used is MCINCPD, which includes MIXED, CIPD and NCPD substreams. MIXED substreams include every material stream composed by liquid, gas or both. CIPD and NCPD are used to defined conventional and non-conventional solid substreams. PSD means that a particle size distribution is defined for the input solid substreams. Non-conventional solids are those who are not included in the database of the software and are needed to be specified. As well, the PR-BM property calculation method is defined, that it is based in the Peng-Robinson equation of state with Boston-Mathias modifications.

Table 4.1: Unit system

<i>Variable</i>	<i>Units</i>
<b>Temperature</b>	°C
<b>Pressure</b>	bar
<b>Mass flow</b>	kg/hr
<b>Mole flow</b>	kmol/hr
<b>Heat</b>	W
<b>Work</b>	kW
<b>Volume flow</b>	m <sup>3</sup> /hr

Every component that is used in the simulations is shown in the figure 4.1

Define components				
	Component ID	Type	Component name	Formula
▶	H2O	Conventional	WATER	H2O
	O2	Conventional	OXYGEN	O2
	N2	Conventional	NITROGEN	N2
	COAL	Nonconventiona		
	H2	Conventional	HYDROGEN	H2
	C	Solid	CARBON-GRAPHIT	C
	S	Conventional	SULFUR	S
	CO2	Conventional	CARBON-DIOXIDE	CO2
	CO	Conventional	CARBON-MONOXI	CO
	CL2	Conventional	CHLORINE	CL2
	HCL	Conventional	HYDROGEN-CHLO	HCL
	ASH	Nonconventiona		
	H3N	Conventional	AMMONIA	H3N
	COS	Conventional	CARBONYL-SULFI	COS
	H2S	Conventional	HYDROGEN-SULF	H2S
	CH4	Conventional	METHANE	CH4
	NO	Conventional	NITRIC-OXIDE	NO
	NO2	Conventional	NITROGEN-DIOXI	NO2
	N2O	Conventional	NITROUS-OXIDE	N2O
	N2O4	Conventional	NITROGEN-TETRO	N2O4
	N2O3	Conventional	NITROGEN-TRIOX	N2O3
	CH4O	Conventional	METHANOL	CH4O
	BIOMASS	Nonconventiona		
*				

Figure 4.1: Components

#### 4.2.1 Coal definition

Illinois Coal, defined in the book (Fan 2010), is used for these simulations. Coal is defined as a NCPD substream due to its state is not included in the software database. Physical properties of the coal are set before any calculation can be done. Enthalpy and density are defined respectively through the HCOALGEN and the DCOALIGT models. HCOALGEN model selected, for calculate the enthalpy of the coal, needs a component attribute definition for the coal,

based on a proximate analysis(PROXANAL), ultimate analysis(ULTANAL) and sulfur analysis(SULFANAL). As have been said previously, NCPSD substreams are solids with a particle size distribution that has to be specified. In this simulations a common PSD, shown in the table 4.2 obtained from the tutorial (ASPEN technology) is used.

Table 4.2: Coal PSD, in  $\mu$ 

<i>Interval</i>	<i>Lower Limit</i>	<i>Upper Limit</i>	<i>Weight Fraction</i>
<b>7</b>	120	140	0.1
<b>8</b>	140	160	0.2
<b>9</b>	160	180	0.3
<b>10</b>	180	200	0.4

Once the PSD is set, the component attribute analysis for the coal are defined in the table 4.3.

Table 4.3: Coal Component Attributes

<b>PROXANAL</b>		<b>ULTANAL</b>		<b>SULFANAL</b>	
<i>Element</i>	<i>Value</i>	<i>Element</i>	<i>Value</i>	<i>Element</i>	<i>Value</i>
Moisture	11.12	Ash	10.91	Pyritic	2.82
FC	49.72	Carbon	71.72	Sulfate	0.0
VM	39.37	Hydrogen	5.06	Organic	0.0
ASH	10.91	Nitrogen	1.41		
		Chlorine	0.33		
		Sulfur	2.82		
		Oxygen	7.75		

The attribute analysis have to fulfill the next requirements:

- PROXANAL<sup>1</sup> values of FC, VM and ASH must sum 100
- ULTANAL value for ASH must be the same as PROXANAL ash value
- ULTANAL values sum 100
- SULFANAL<sup>2</sup> values sum the ULTANAL value for SULFUR

The software can calculate the heat of combustion, as well as the rest of operating parameters needed, once the component attributes are known, but as far the heat of combustion for this specific coal is given in the book (Fan 2010), it will be set manually. This modification can be carried on changing the default values of the option Option code value of the HCOALGEN model

<sup>1</sup>In proximate analysis, every value is given in dry basis but MOISTURE

<sup>2</sup>Sulfur analysis is not specified so a 100% of pyritic sulfur is assumed

from [1,1,1,1] to [6,1,1,1]. The heat of combustion has to be specified in dry basis as shown in formula 4.1

$$HCOMB(drybasis) = 29,414 MJ/kg \quad (4.1)$$

The input of coal has to be equal in each simulation. In these simulation 612 kg/hr of wet coal are fed to the process, which implies 544 kg/hr of dry coal making 4,53 MW of heat input energy.

#### 4.2.2 Biomass definition

As biomass, wood defined in the article (McKendry) has been chosen. As occurs with coal, the biomass feed is defined as a NCPD substream because it is not included in the database of the software. HCOALGEN and DCOALIGT models are again used to define the physical properties of the biomass. The attributes of the biomass will be explained with the proximate analysis(PROXANAL), ultimate analysis(SULFANAL) and sulfur analysis(SULFANAL). Also the particle size distribution of the biomass has to be set as far as it is defined as NCPD substream. The PSD of the biomass is shown in the table 4.4.

Table 4.4: Biomass PSD, in mm

<i>Interval</i>	<i>Lower Limit</i>	<i>Upper Limit</i>	<i>Weight Fraction</i>
<b>1</b>	5	10	0.1
<b>2</b>	10	20	0.1
<b>3</b>	20	30	0.15
<b>4</b>	30	40	0.3
<b>5</b>	40	50	0.35

Once the PSD is set, the component attribute analysis for the biomass are defined in the table 4.5.

Table 4.5: Biomass Component Attributes

<b>PROXANAL</b>		<b>ULTANAL</b>		<b>SULFANAL</b>	
<i>Element</i>	<i>Value</i>	<i>Element</i>	<i>Value</i>	<i>Element</i>	<i>Value</i>
Moisture	20.00	Ash	1.00	Pyritic	0.1
FC	17.00	Carbon	51.30	Sulfate	0.0
VM	82.00	Hydrogen	6.20	Organic	0.0
ASH	1.00	Nitrogen	0.00		
		Chlorine	0.00		
		Sulfur	0.1		
		Oxygen	41.40		

The attribute analysis have to fulfill the next requirements:

- PROXANAL<sup>3</sup> values of FC, VM and ASH must sum 100
- ULTANAL value for ASH must be the same as PROXANAL ash value
- ULTANAL values sum 100
- SULFANAL<sup>4</sup> values sum the ULTANAL value for SULFUR

As it happened for the coal, the heat of combustion of the biomass can be calculated by the software but as far as the heat of combustion for this specific biomass is known it will be set manually. The heat of combustion in dry base is specified in the formula 4.2

$$HCOMB(drybasis) = 18,600 MJ/kg \quad (4.2)$$

The input energy for a valid comparison between the different simulations has to be the same. So it means that 4.53MW of dry biomass are needed, what implies 877 kg/hr of dry biomass or 1096 kg/hr of wet biomass are to be fed to the system.

#### 4.2.3 Air Definition

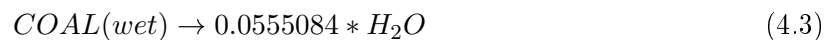
Every air stream incoming in the processes used along the simulations will be defined as a MIXED substream with the composition shown in the table 4.6. These streams will be at 25°C and 1 bar.

Table 4.6: Air Composition

<i>Element</i>	<i>Weight percentage</i>
Oxygen	21
Nitrogen	79

#### 4.2.4 Coal Preparation Unit

This unit includes the drying and crushing of the coal as can be seen in the figure 4.2. These unit is based in the drying unit shown in the tutorial (ASPEN technology). The WET-COAL fed into the system is dried in a RSTOIC reactor until 10% or 2%, depending on the gasifier, of moisture content before it get crushed. A higher moisture value would difficult the crushing. This unit is defined to work with 1 bar pressure and zero heat duty. The equation 4.3 is the reaction carried out in the RSTOIC block. The total amount of coal converted will be set by a calculator block, equation 4.4, allowing that the desirable moisture content can be reached in the dry coal stream.



<sup>3</sup>In proximate analysis, every value is given in dry basis but MOISTURE

<sup>4</sup>Sulfur analysis is not specified so a 100% of pyrilite sulfur is assumed

$$CONV = \frac{H_2O_{IN} - H_2O_{OUT}}{100 - H_2O_{OUT}} \quad (4.4)$$

The heat needed by the process is supplied by the hot air stream(150°C) incoming the RSTOIC reactor. In some cases these hot stream is composed only for N<sub>2</sub>, but in these simulation, the N<sub>2</sub> stream obtained in the ASU will be used in the gas turbine in order to increase the power output get. Afterwards, a separator will split the incoming stream into a solid one(DRY-COAL) and a gaseous one(EXHAUST). After the drying, the coal must be crushed in the crusher before the gasification process can start. A Hardgrove Grindability Index of (HGI) of 50, and a maximum particle diameter of 100 mu is set in the crusher, which is recommended for a entrained flow gasifier. HGI shows how difficult a particle is to grind, so the work consumption of the crusher can be calculated.

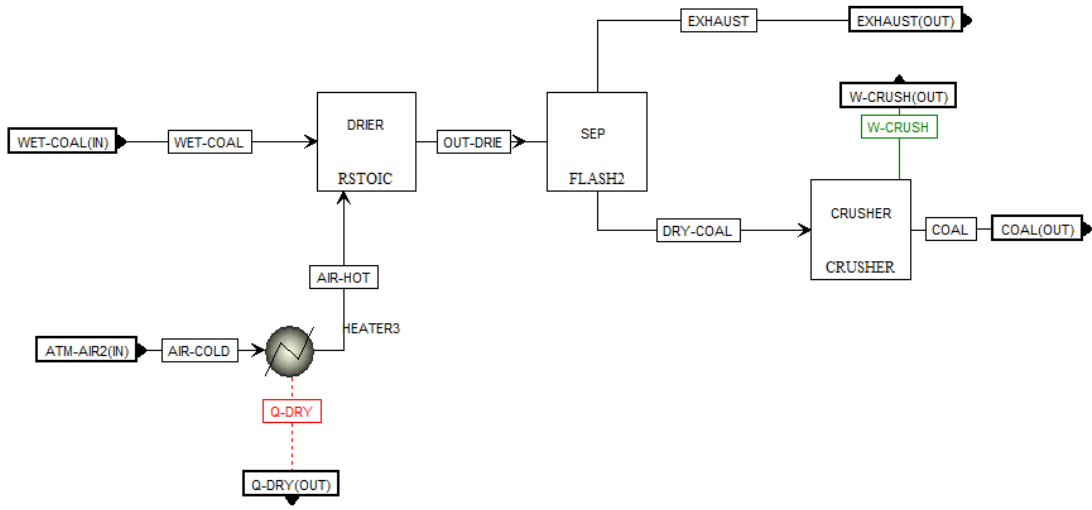


Figure 4.2: Coal Preparation Unit flowsheet

#### 4.2.5 Biomass preparation unit

This unit includes the drying, the torrefaction and the crushing of the biomass as can be seen in the figure 4.3. The dryer model used for the biomass drying is the same used in the section 4.2.4. In this case the RSTOIC reactor dries the biomass until 10% of moisture content, following the reaction 4.5.

Once the biomass is dried until 10% and it goes through the separation unit it is led to the torrefaction oven. This process is also modeled with a RSTOIC block. In this case the final moisture of the biomass is 2%, and this process takes place at 300°C and 1 bar. The heat needed for the process is not provided by an air stream like in the drier. The biomass is heated in the oven where it is dried and becomes brittle easing the crushing stage.

When the torrefied biomass is obtained it can already be crushed into a finer particles. For torrefied biomass the Hardgrove Grindability Index(HGI) is 26 approximately, (Ministerio de Ciencia e Innovación 2011). In the crusher a maximum particle diameter of 0,2 mm is defined.

$$BIOMASS(wet) \rightarrow 0.0555084 * H_2O \quad (4.5)$$

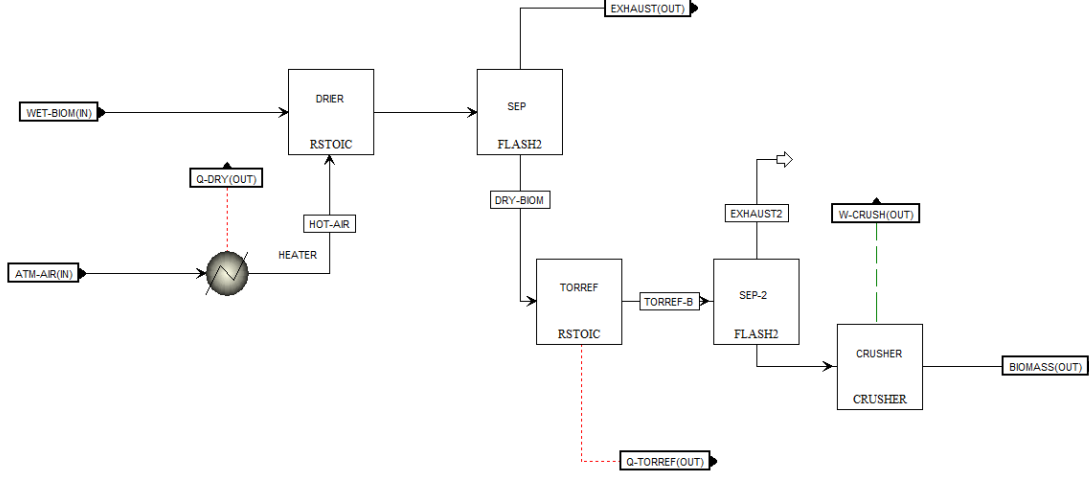


Figure 4.3: Biomass Preparation Unit flowsheet

#### 4.2.6 Air Separation Unit(ASU)

In the gasification process, the use of oxygen as oxidizer implies a higher efficiency in the gasification process, so an ASU is designed and included in the simulations. The purity of the OXYGEN stream obtained is above 99% in order to have a higher CO<sub>2</sub> purity in the combustion chamber(less N<sub>2</sub>). This separation is done thanks to a cryogenic separation, so it is need to reach a temperature point where the oxygen is found in liquid state and the nitrogen in gaseous form. At atmospheric conditions a temperature of around -190°C should be achieved, but working at 6 bar pressure, -170°C is enough. In this flowsheet the compressor, with an efficiency of 90% compresses the air to 6 bar, and then it is cooled down until -170°C through the use of coolers and heat exchangers, the way it is shown in the figure 4.4.

Both outgoing streams have a pressure of 6 bars and a temperature around 25°C.

#### 4.2.7 Gas Clean Up Unit

IGCC power plants are being developed with and without CO<sub>2</sub> capture. In these simulations, in order to reduce the emissions, the CO<sub>2</sub> capture has been considered. The CO<sub>2</sub> capture unit is also integrated with a sulfur removal unit forming the gas clean up unit.

The first step in this unit is the shift reactor, that has been represented by a RSTOIC reactor working at 300°C and 55 or 40 bar depending on the gasifier type. The reactions that have been



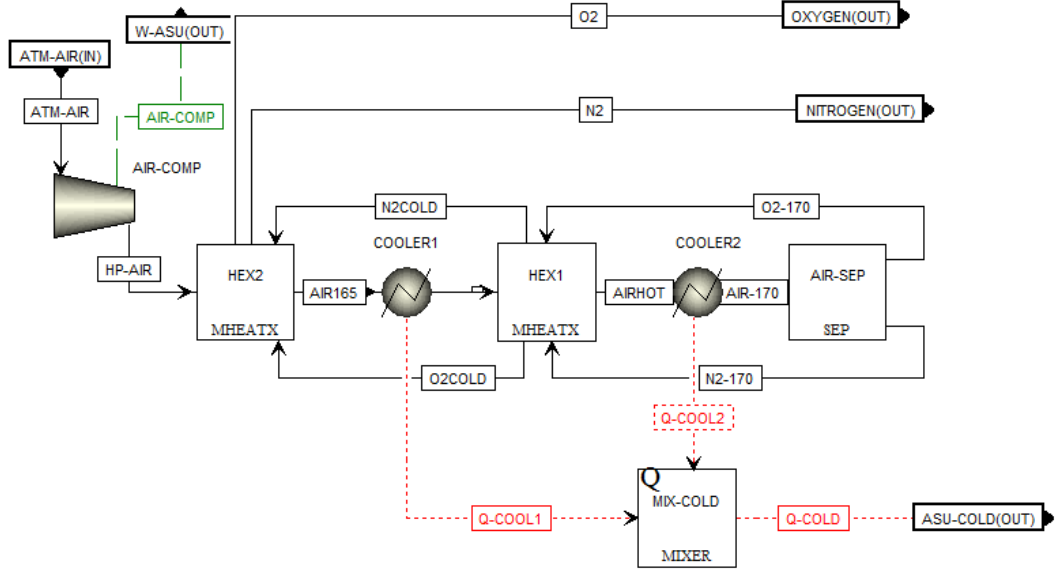


Figure 4.4: ASU flowsheet

defined are indicated in the equations 4.6 and 4.7. These reactions are exothermic so heat is delivered from this block that is added to the steam cycle.



The sulfur and  $CO_2$  removal has been carried out with a rectisol process in different steps, absorption and desorption of  $H_2S$  and absorption and desorption of  $CO_2$ , as can be seen in the figure 4.5.

The  $H_2S$  absorption is simulated with a RADFRAC reactor working at 30 bar. Previously to the absorption the syngas is cooled down, until  $20^\circ C$ , in order to reach a better performance for this operation. The RADFRAC is configured with 5 stages and no reboiler nor condenser. The out coming gas flow is led to the  $CO_2$  absorber meanwhile the solvent flow is led to the desorption stage.

The  $H_2S$  desorption is also simulated with a RADFRAC reactor. This block is used for cleaning the solvent so it can be recycle, reducing the amount required. The desorption is performed at 5 bar and around  $10^\circ C$ . The solvent stream out coming is composed mainly by water(19.9%) and methanol(80%), so it can be reused, meanwhile the gaseous stream, holding above 99.9% of the  $H_2S$  absorbed, is led to a Claus process that will be carried out away from the IGCC plant.

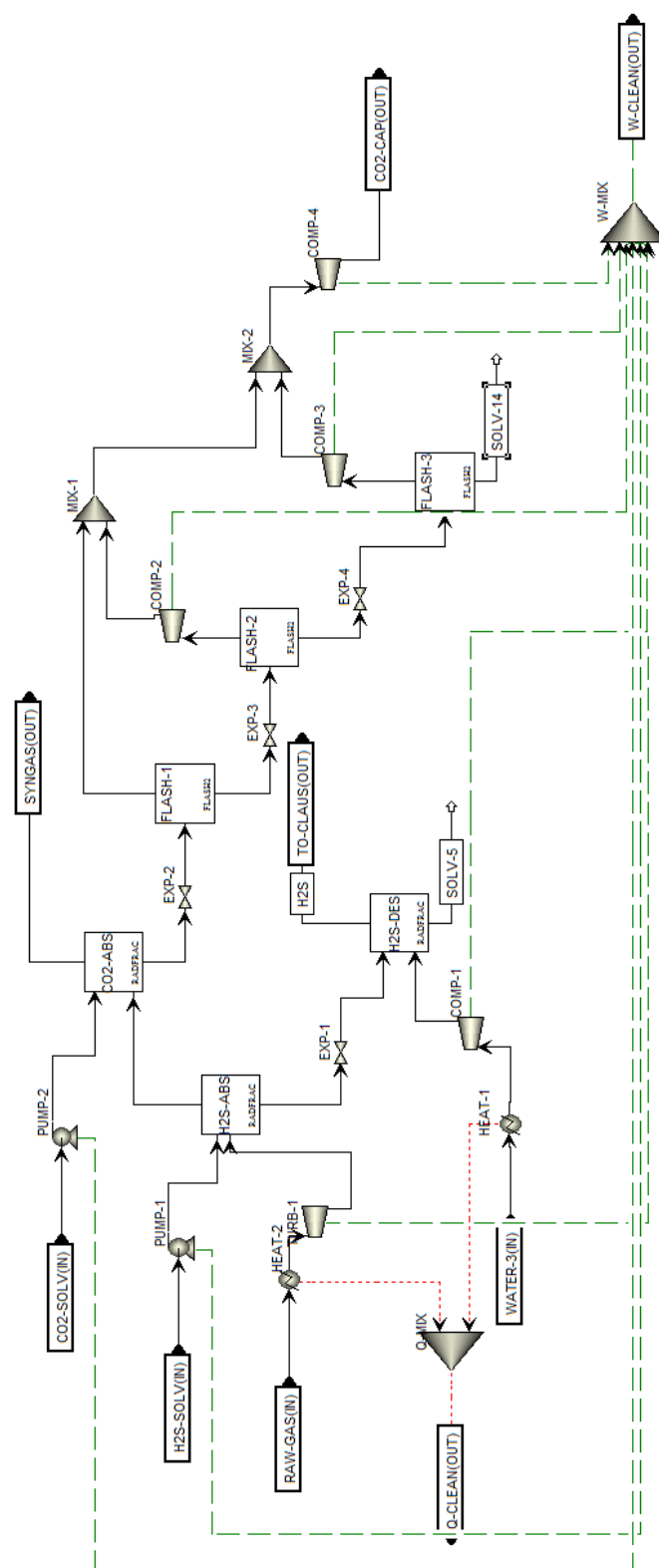


Figure 4.5: Clean Up Unit flowsheet

The CO<sub>2</sub> absorption is as well carried out with a RADFRAC reactor working at 30 bar. As in the H<sub>2</sub>S absorption unit, this one is configured with 10 stages and no reboiler nor condenser. This absorption is accomplished at low temperature, around 20°C. The outgoing gaseous stream is the final syngas product ready to be burnt in the gas turbine. On the other hand, the liquid stream is led to the desorption process.

The CO<sub>2</sub> desorption is carried out in a three step flash chamber, that it is simulated with three FLASH2 blocks, at 15, 5 and 1 bar. The final purity of the solvent obtained after these three stages is 99%. Every CO<sub>2</sub> stream leaving the flash chamber is compressed until a supercritical pressure (74 bar) needed for the final transport and capture.

When working with biomass as feed, the amount of sulfur present on it is almost negligible, that is why the H<sub>2</sub>S absorption is not needed to be included in the clean up unit. Consequently, the H<sub>2</sub>S desorption process is also removed.

#### 4.2.8 Gas Turbine

The final syngas product is mixed with the N<sub>2</sub> stream leaving the ASU, in order to obtain a higher power output in the gas turbine. The gas is combusted in boiler, that is represented by a RGIBBS reactor at 30 bar and 1400°C. The exhaust gases run the gas turbine, with an isentropic efficiency of 86%, from 30 bar to 1 bar developing work.

#### 4.2.9 Steam Cycle

The steam cycle works with three steam turbines, high pressure turbine(from 140 to 30 bar), medium pressure turbine(from 30 to 5 bar) and low pressure turbine(from 5 to 0.2 bar). The stream is produced with the residual heat of the gasification process(quenching, shift reactor, clean-up unit...) and thanks to heat exchangers utilizing the remain heat in the exhaust gases from the gas turbine. The condenser of the steam cycle is a refrigeration tower with natural flow that has no energy requirements, so it is not included in this simulation. The efficiencies of the components of the steam cycle are specified in the table 4.7.

Table 4.7: Steam Cycle components

<i>Component</i>	<i>Efficiency</i>
Pump	0.85
Turbines	0.90
Heat exchangers	1.0

### 4.3 Efficiency calculations

#### 4.3.1 Thermal efficiency

The thermal efficiency of the system is calculated as the net output power over the input power. The net output power considers the power generated by the steam cycle and the gas turbine and also all the auxiliary consumptions such as compressors, pumps and the crusher. Every heat stream is considered as a heat gain or loss for the water stream going through the steam cycle. The heat streams considered are originated in the coal preparation unit, the ASU, the slag separation unit, the shift reactor, the clean up unit and the heat recovery steam generator (just in the dry feed gasifier).

#### 4.3.2 Cold Gas efficiency

The cold gas efficiency is the output chemical energy of the syngas over the input chemical energy of the fuel. In this simulations has been calculated using the flowsheet shown in the figure 4.6.

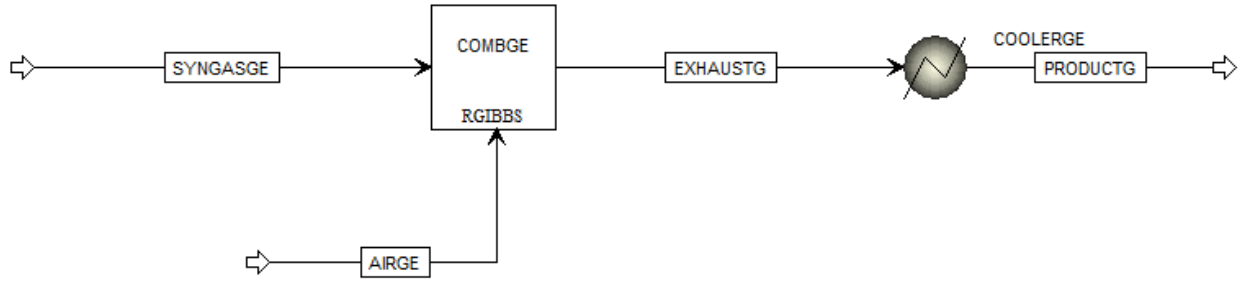


Figure 4.6: Cold Gas efficiency calculation flowsheet

The chemical energy of the input fuel is the heat of combustion of the coal multiplied by the mass flow of dry coal incoming the system. The output chemical energy remaining in the syngas is calculated simulating the combustion of the fuel at 1400°C of temperature and then cooling down the exhaust gases to 300°C again. The syngas composition is considered before the shift reaction and the clean up are carried out. No pressure drop is taken into account in this process.

#### 4.3.3 CO<sub>2</sub> Capture efficiency

The CO<sub>2</sub> capture efficiency is calculated following the formula 4.8.

$$Efficiency = \frac{CO_{2captured}}{CO_{2produced}} \quad (4.8)$$



# Chapter 5

## Entrained Flow Gasifier with Slurry Feed

### 5.1 Introduction

The entrained flow gasifiers are the kind of slagging gasifiers, which means that the ash is converted to slag(liquid state), so these type of gasifiers work at high temperature (1400-1600°C). Shell and GE are the main developers of entrained flow gasifiers, the first one works with dry feed gasifiers meanwhile the second is currently developing slurry feed gasifiers.

In a slurry feed gasifier after the crushing of the coal, when a appropriate particle size distribution has been gotten, it is mixed with water in order to obtain the slurry. The mixed usually has a 65% of coal and 35% of water(weigh basis). Afterwards it is compressed before it is led to the gasifier.

Slurry feed gasifiers have lower efficiency than dry feed gasifiers and are needed to be used with high rank coal, otherwise the efficiency will be really low and the electricity production would not be effective. The cold gas efficiency is also lower because part of the produced syngas has to be burned in order to vaporized the water included in the mix. Meanwhile slurry feed gasifiers have a lower capital cost.

When quenching the syngas, GE gasifiers can work with a heat recovery system or with water quenching. In this simulation, water quenching has been selected, that recovers less sensible heat than the heat recovery system, however the extra H<sub>2</sub>O present in the syngas stream is useful for carrying out the shift reaction that will allow the CO<sub>2</sub> capture and the H<sub>2</sub>S removal. As well, the Shell gasifier can only work with heat recovery, so in this document both systems are explained and compared.

### 5.2 Slurry Preparation and Gasification

The gasifier and the slurry preparation is simulated in ASPEN Plus following the flowsheet shown in the figure 5.1.

The RYIELD reactor is a unit that does not exit in the real process, but it is used by the software to convert the non-conventional solid that defines the coal into the different elements, so that the chemical reactions and the energy balances can be done properly. In this *fictional* step a problem appears in the simulation, some elements at atmospheric pressure and ambient

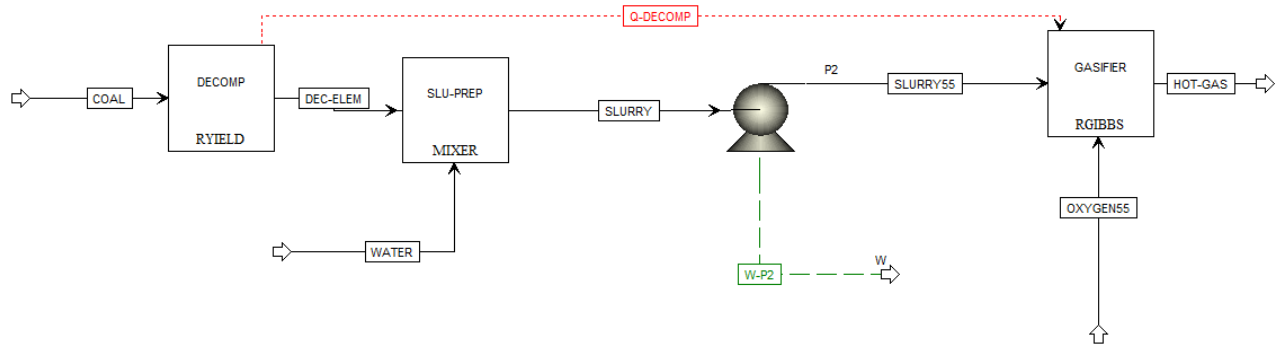


Figure 5.1: Slurry preparation and Gasifier flowsheet

temperature are in gaseous state, so after the mixing with the water for producing the slurry, some gaseous phase is present. This implies a warning advice in the compression, so in this particular pump, the option that allows the pump work with gaseous and liquid states has been activated. By the time, there is a fictional compression of gas, the temperature of the product increases much more than in a liquid compression, as well a great amount of work has to be developed by the pump. This extra work and the heating obtained from cooling down the product at 55 bar to its original temperature are neglected. This assumptions will not affect the final results, due to the work that the pump would require is too small compared with the work required for the compressors and the work developed by the turbine.

The design specifications and calculator blocks are two tools available in ASPEN Plus that allow the user to set an initial value for a specific variable and then an iteration process will produce the final value for the named variable once the result required is reached. The amount of water needed for the slurry preparation is calculated with a design specification that gives the final amount of water needed to get 65% of weight of coal in the slurry. As well the amount of oxygen needed for the gasification is set with a design specification which condition is that the output gas from the gasifier has a temperature of 1400°C.

The gasification is simulated with a RGIBBS reactor working at 55 bar. The block use the phase and chemical equilibrium calculation method and allows that every component defined for the simulation can be produced with the only restriction that the carbon remaining will be in form of conventional solid.

### 5.3 Quenching

The quenching in this simulation, as it is said previously, is carried out with water quenching, that it is simulated with a MIXER block. In this unit, a stream of compressed steam is mixed with the produced gas. As before, the design specification tool allows to set the proper amount of steam needed to reach a final temperature of 300°C after the quenching.

Once the quenching is accomplished the simulation follows the steps specified in the chapter 4.

## 5.4 Results

As it is said in the section 4.2.1 the amount of input wet coal is 612 kg/hr which implies 544 kg/hr of dry coal making 4,53 MW of heat input energy. Below the results obtained in the simulations are shown.

### 5.4.1 Water consumption

Table 5.1: Water consumption for the IGCC plant with GE gasifier

<i>Stream</i>	<i>kg/hr/MW</i>
<b>Steam cycle</b>	142,2
<b>Steam extra</b>	266,8
<b>Water quenching</b>	184,7
<b>Slurry preparation</b>	42,1
<b>Clean-up</b>	134,5

- **Steam cycle** defines the amount of water that is used in the steam cycle and it is recirculated.
- **Steam extra** defines the amount of extra water that it is introduced in the cycle in the second and the third heat exchanger of the steam cycle in order to obtain a major power output.
- **Water quenching** is the amount of water needed to cool down the gas from the gasifier to 300°C with the water quenching method.
- **Slurry preparation** is the amount of water needed to have a proper slurry feed for the gasifier.
- **Clean-up** defines the amount of water used in the cleaning-up unit, used for the H<sub>2</sub> desorption.

The variable *steam cycle* is much lower than *steam extra* because, the main stream suffers a much higher temperature increment, so the mass flow has to be lower.

### 5.4.2 Air consumptions

- **Coal drying** defines the amount of air that is used to dry the coal before going to the crusher.



Table 5.2: Air consumption for the IGCC plant with GE gasifier

<i>Stream</i>	<i>kmol/hr/MW</i>
<b>Coal drying</b>	16,5
<b>ASU</b>	16,1
<b>Combustion</b>	23,3
<b>Nitrogen</b>	28,2

- **ASU** is the air used in the air separation unit to produce the oxygen needed to produced the oxidization in the gasifier.
- **Combustion** is the amount of air needed to reach a complete combustion of the syngas.
- **Nitrogen** defines the amount of NITROGEN added to the exhaust gases after the combustion to have a final temperature of 1400°C.

The extra nitrogen added to the exhaust gases after the combustion makes the mass flow going through the gas turbine to increase generating a greater power output. There is a choice of generating steam while cooling down this gases to 1400°C before the gas turbine, but in this way the power output get is lower.

### 5.4.3 Solvent consumption

Table 5.3: Solvent consumption for the IGCC plant with GE gasifier

<i>Stream</i>	<i>kg/hr/MW</i>
<b>H<sub>2</sub>S absorber</b>	128,9
<b>CO<sub>2</sub> absorber</b>	1722,9
<b>Extra solvent</b>	9,0

- **H<sub>2</sub>S absorber** is the amount of solvent(methanol) needed in the unit where the H<sub>2</sub>S is separated from the syngas.
- **CO<sub>2</sub> absorber** defines the amount of solvent needed for the absorption of CO<sub>2</sub>.
- **Extra solvent** defines the extra solvent that is needed to be replaced in the cycle.

After the absorption, the solvent is *cleaned*. Once the methanol leaves the H<sub>2</sub>S absorber, it is leaded to a desorption unit to reach a high purity solvent that can be used again. Meanwhile, the solvent used in the CO<sub>2</sub> absorber goes 3 flash stages to be cleaned. Nevertheless, some of this solvent cannot be complete regenerated to be used again, so an extra solvent is needed for replace it.

#### 5.4.4 Plant efficiency

The cold gas efficiency reached is 73,64%.

The CO<sub>2</sub> capture efficiency is 88,65%.

The total efficiency of the IGCC plant is 35,54%.

#### 5.4.5 Summary

In the figure 5.2 a summary of all the results of the GE gasifier is shown.

	Input power	Output power		CO <sub>2</sub> captured	CO <sub>2</sub> capture efficiency	Cold Gas efficiency	Total efficiency
		Gas turbine	Steam cycle				
GE gasifier	<b>4,53 MW</b>	<b>2,49MW</b>	<b>0,51 MW</b>	<b>1163 kg/hr</b>	<b>88,65%</b>	<b>73,64%</b>	<b>35,54%</b>

Figure 5.2: Results summary for GE gasifier



# Chapter 6

## Entrained Flow Gasifier with Dry Feed

### 6.1 Introduction

As it has been said in the chapter 5, entrained flow gasifier are those which work at slagging temperature(1400-1600°C). Shell is one of the main entrained flow gasifier developers. Its gasifier works with dry feed, (global solutions 2008).

In a dry feed gasifier, the wet coal is normally dried until around 2% before the crushing. After the crushing, when a appropriate particle size distribution has been reached, the coal is mixed with an inert gas in order to be able to compress the feed to a high pressure. Afterwards, it is led to the gasifier.

In comparison with the slurry feed gasifiers, dry feed gasifiers can work with every rank of coal performing high efficiency values. The cold gas efficiency of this gasifiers is higher because no fuel is burnt to vaporize water as it happens in the slurry feed gasifiers. On the other hand, dry feed gasifiers have higher capital cost than the slurry feed ones.

Dry feed gasifiers, specifically Shell gasifiers, when quenching syngas just a heat recovery system can be used. First of all, some of the quenched syngas is recycle to cool down a bit the high temperature syngas before going through the heat recovery system.

### 6.2 Dry Feed preparation and Gasification

The gasifier and the dry feed preparation are simulated in ASPEN Plus following the flowsheet shown in the figure 6.1.

As it was explained in the section 5.2, the block RYIELD does not exist in the real process and it is used for the software ASPEN Plus to convert the non-conventional feed(coal) into the different elements that compose it. As it happened in the previous chapter as well, a problem occurs with this *fictional* step. The element S and a bit of H<sub>2</sub>O diluted on it are in liquid form instead of gaseous, so they cannot be compressed in the compressor with the rest of the elements. And auxiliary and *fictional* pump is used to solve this problem, the work developed by this pump is neglected in the calculations due to it is not real.

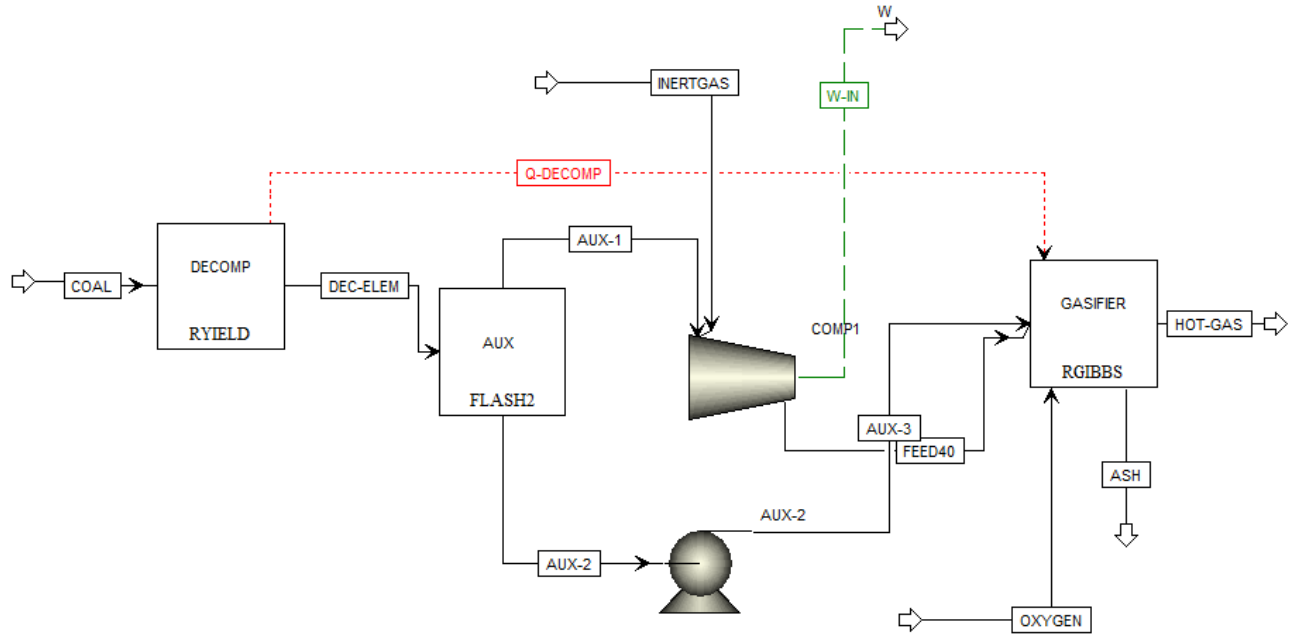


Figure 6.1: Dry feed preparation and Gasifier flowsheet

The gaseous stream is mixed with an inert gas. Nitrogen is often used for this purpose, but in the case of IGCC plants with  $\text{CO}_2$  capture, medium pressure  $\text{CO}_2$  extracted from the capture unit can be used as inert gas. The amount of inert gas used is fixed following the parameters explained in the article (der Drift u. a. 2004).  $3,7\text{m}^3$  of  $\text{CO}_2$  are to be used per ton of coal, so  $2,26\text{m}^3/\text{hr}$  are used.

As it was said in the section 5.2, a calculator block is used in the RYIELD block for the decomposition and a design specification is used to calculate the amount of air needed in the drier.

Once the dry feed has been compressed the gasification process is carried out in a RGIBBS block at 40 bar. The block use the phase and chemical equilibrium calculation method and allows that every component defined for the simulation can be produced with the only restriction that the carbon remaining will be in form of conventional solid. The amount of oxygen needed in the gasifier is calculated with a design specification, expecting  $1500^\circ\text{C}$  for the outcome gas.

### 6.3 Quenching

The quenching system used in this simulation is shown in the figure 6.2. It consist of the syngas quenching and a heat recovery.

The syngas quenching uses recirculated quenched syngas to cool down the hot gas to  $900^\circ\text{C}$  approximately. A design specification is used to calculate the fraction of quenched syngas that

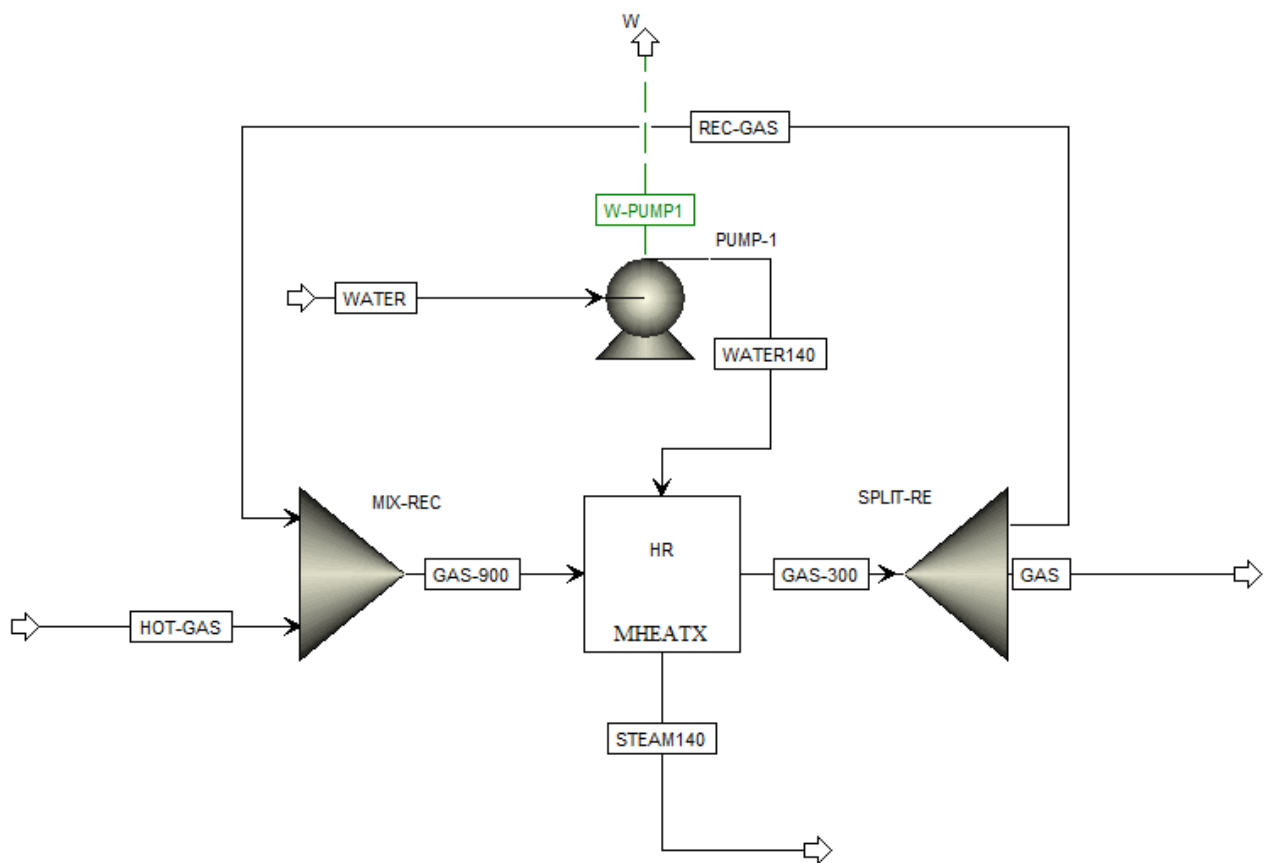


Figure 6.2: Syngas Quenching and Heat Recovery flowsheet

it is needed to be recirculated. Once 900°C are reached for the syngas, it goes through a heat recovery system that consist of a heat exchanger where high pressure steam is produced. The amount of water used in this refrigeration of the syngas is fixed by a design specification with the objective of having 575°C in the steam leaving the heat exchanger.

Once the quenching is accomplished the simulation follows the steps specified in the chapter 4.

## 6.4 Results

As it is said in the section 4.2.1 and as it happens in every simulation, the amount of input wet coal is 612 kg/hr which implies 544 kg/hr of dry coal making 4,53 MW of heat input energy. In the next lines the results obtained in the simulations are shown.

### 6.4.1 Water consumption

Table 6.1: Water consumption for the IGCC plant with Shell gasifier

<i>Stream</i>	<i>kg/hr/MW</i>
<b>Steam cycle</b>	10,9
<b>Steam extra</b>	287,8
<b>Heat recovery</b>	128,0
<b>Shift reactor</b>	106,0
<b>Clean-up</b>	22,1

- **Steam cycle** defines the amount of water that is used in the steam cycle and it is recirculated.
- **Steam extra** defines the amount of extra water that it is introduced in the cycle in the second and the third heat exchanger of the steam cycle in order to obtain a major power output.
- **Heat recovery** is the amount of water used in the heat exchanger to cool down the syngas from 900°C to 300°C.
- **Shift reactor** is the amount of water that it is needed to add to the shift reactor.
- **Clean-up** defines the amount of water used in the cleaning-up unit, used for the H<sub>2</sub> desorption.

The variable *steam cycle* is much lower than *steam extra* because, the main stream suffers a much higher temperature increment, so the mass flow has to be lower.

In the dry feed entrained gasifiers with heat recovery, no water or steam flow is added directly to the syngas in any step upstream from the shift reactor. As it is shown in the equations 4.6 and 4.7 for a shift reactor,  $H_2O$  is needed in this block. So steam at 40 bar is needed to be add to the shift reactor in this point. The amount used is calculated by a design specification under the condition of less than 1% of water present in the outgoing syngas stream and all the COS and CO is converted.

### 6.4.2 Air consumption

Table 6.2: Air consumption for the IGCC plant with Shell gasifier

<i>Stream</i>	<i>kmol/hr/MW</i>
<b>Coal drying</b>	34,8
<b>ASU</b>	10,9
<b>Combustion</b>	26,5
<b>Nitrogen</b>	34,6

- **Coal drying** defines the amount of air that is used to dry the coal before going to the crusher.
- **ASU** is the air used in the air separation unit to produce the oxygen needed to carry out the oxidization in the gasifier.
- **Combustion** is the amount of air needed to reach a complete combustion of the syngas.
- **Nitrogen** defines the amount of NITROGEN added to the exhaust gases after the combustion to have a final temperature of 1400°C.

The extra nitrogen added to the exhaust gases after the combustion makes the mass flow going through the gas turbine to increase generating a greater power output. There is a choice of generating steam while cooling down this gases to 1400°C before the gas turbine, but in this way the power output get is lower.

### 6.4.3 Solvent consumption

Table 6.3: Solvent consumption for the IGCC plant with Shell gasifier

<i>Stream</i>	<i>kg/hr/MW</i>
<b>H<sub>2</sub>S absorber</b>	136,5
<b>CO<sub>2</sub> absorber</b>	1254,7
<b>Extra solvent</b>	7,13



- **H<sub>2</sub>S absorber** is the amount of solvent(methanol) needed in the unit where the H<sub>2</sub>S is separated from the syngas.
- **CO<sub>2</sub> absorber** defines the amount of solvent needed for the absorption of CO<sub>2</sub>.
- **Extra solvent** defines the extra solvent that is needed to be replaced in the cycle.

After the absorption, the solvent is *cleaned*. Once the methanol leaves the H<sub>2</sub>S absorber, it is leaded to a desorption unit to reach a high purity solvent that can be used again. Meanwhile, the solvent used in the CO<sub>2</sub> absorber goes 3 flash stages to be cleaned. Nevertheless, some of this solvent cannot be complete regenerated to be used again, so an extra solvent is needed for replace it.

#### 6.4.4 Plant efficiency

The cold gas efficiency reached is 79,09%.

The CO<sub>2</sub> capture efficiency is 69,0%. This efficiency is quite low because there is some CH<sub>4</sub> in the syngas that is burned during the combustion and produces CO<sub>2</sub>.

The total efficiency of the IGCC plant is 35,15%.

#### 6.4.5 Summary

In the figure 6.3 a summary of all the results of the Shell gasifier simulation is shown.

	Input power	Output power		CO <sub>2</sub> captured	CO <sub>2</sub> capture efficiency	Cold Gas efficiency	Total efficiency
		Gas turbine	Steam cycle				
Shell gasifier	<b>4,53 MW</b>	<b>2,66MW</b>	<b>0,53 MW</b>	<b>853 kg/hr</b>	<b>69,00%</b>	<b>79,09%</b>	<b>36,15%</b>

Figure 6.3: Results summary for Shell gasifier

# Chapter 7

## Comparison of Coal Gasification Processes

### 7.1 Abstract

In this thesis two different coal based simulations have been carried out in ASPEN Plus. Two different entrained flow gasifiers integrated in a IGCC power plant have been modeled and studied. In both cases, CO<sub>2</sub> capture has been included . In every simulation the same general assumptions have been considered in order to be able to perform a proper analysis and comparison between them.

In this chapter all the results obtained for every simulation are compared and commented. The main points studied are:

- Water consumption
- Air consumption
- CO<sub>2</sub> capture efficiency
- Cold gas efficiency
- Total efficiency

Some other comments are included as well

### 7.2 Water consumption

In the table 7.1, the amount of water used in each case for the IGCC plant is specified.

The amount of water moved along the steam cycle seems larger in the GE gasifier, but it has to be taken into account that all the water used in the heat recovery for the syngas quenching in the Shell gasifier is also included in the steam cycle, so it will develop more or less the same power than the steam cycle in the GE gasifier.

The total amount of water consumed for the GE gasifier based IGCC plant is almost 40% larger than for the case of the Shell gasifier, however as it is indicated in the section 7.4, the output power developed in the steam cycle in both cases in the IGCC plant is similar. So considering, that finally the syngas obtained in both cases is equally perfectly quenched and the shift reaction can take place anyway, it could be said that the Shell gasifier has a larger *water efficiency*.

Table 7.1: Water consumption for the IGCC plant in kg/hr/MW

<i>Stream</i>	<i>GE Gasifier</i>	<i>Shell Gasifier</i>
<b>Steam cycle</b>	142,2	10,9
<b>Steam extra</b>	266,8	287,8
<b>Water quenching</b>	184,7	–
<b>Slurry preparation</b>	42,1	–
<b>Clean-up</b>	134,5	22,1
<b>Heat recovery</b>	–	128,0
<b>Shift reactor</b>	–	106,0
<b>TOTAL</b>	770,3	554,8

### 7.3 Air Consumption

In the table 7.2 the air used in the IGCC plant is indicated, some differences between each simulation are shown.

Table 7.2: Air consumption for the IGCC plant in kmol/hr/MW

<i>Stream</i>	<i>GE Gasifier</i>	<i>Shell Gasifier</i>
<b>Coal drying</b>	16,5	34,8
<b>ASU</b>	16,1	10,9
<b>Combustion</b>	23,1	26,5
<b>Nitrogen</b>	28,2	34,6

As it was expected the amount of air used for drying the coal is higher in the Shell gasifier. It is so because the Shell gasifier works with dry feed so the coal is dried until 2% instead the 10% reached in the GE gasifier. However, the air consumption in the ASU is lower than in the Shell gasifier due to more oxygen needs to react in order to warm up the extra content of water that the slurry feed has in the GE gasifier.

As it will be commented in the section 7.4 in the syngas produced in the Shell gasifier the chemical energy is higher, so more oxygen is needed for the complete combustion and as well more extra nitrogen can be included in the process for cooling down the exhaust gases until 1400°C before going through the gas turbine.

### 7.4 Plant Efficiency

In the figure 7.1, a summary of the efficiency obtained in each simulation can be seen.

The CO<sub>2</sub> capture efficiency is quite low for the Shell gasifier IGCC plant compared to the one obtained in the GE gasifier. This is caused by the combustion of the CH<sub>4</sub> present in the syngas

	Input power	Output power		CO <sub>2</sub> captured	CO <sub>2</sub> capture efficiency	Cold Gas efficiency	Total efficiency
		Gas turbine	Steam cycle				
GE gasifier	<b>4,53 MW</b>	<b>2,49MW</b>	<b>0,51 MW</b>	<b>1163 kg/hr</b>	<b>88,65%</b>	<b>73,64%</b>	<b>35,54%</b>
Shell gasifier	<b>4,53 MW</b>	<b>2,66MW</b>	<b>0,53 MW</b>	<b>853 kg/hr</b>	<b>69,00%</b>	<b>79,09%</b>	<b>36,15%</b>

Figure 7.1: Results summary for IGCC plants

from the Shell gasifier. This methane has a great heat of combustion but it produces CO<sub>2</sub> which reduces the CO<sub>2</sub> capture efficiency for the plant. This problem could be solved with an auto thermal steam reforming process for the conversion of methane into other combustible products as shown in the equation 7.1. This process can be carried out with a temperature close to 900°C and a pressure around 35 bar.



A cold gas efficiency analysis is good to be included because it allows a valid comparison between various process at different temperatures. Under same conditions, GE cold gas efficiency should be larger due to the gasification is done at lower temperature. However, the water quenching method used in the GE gasifier makes that some of the fuel has to be burnt in order to vaporize the water, which makes that final cold gas efficiency is reduced. So the Shell cold gas efficiency is larger than in the GE gasifier.

The total efficiency of the system is higher for the Shell gasifier power plant as it was expected, (O.Maurstad u. a.). The IGCC plant with the GE gasifier has an acceptable efficiency, but this is due to the use of a high rank coal in the feed, when working with low rank coal, it would be expected for the GE gasifier efficiency to decrease more sharply than for the Shell gasifier.

## 7.5 Economics

In order to reach a final decision about which model should be chosen for a particular issue, a detailed economic evaluation should be enclosed for each model. Depending on the pressure and temperature levels that every block is working with, the cost of it can widely vary. It is not the same a pump needing to compress until 40 bar than 140 bar or a gas turbine working at 1400°C or a steam turbine withstanding 520°C, so no rough cost can be approximate.

As well, the raw material used, such as solvent, nitrogen or coal has to be taken into account for the final study. And also the final products like the CO<sub>2</sub> captured or the streams containing sulfur, that has to be led to a Claus process plant, are to be considered.



## Chapter 8

# Entrained Flow Gasifier with Dry Biomass Feed

### 8.1 Introduction

Two types of gasifiers have been considered, modeled and evaluated, the slurry and the dry feed gasifiers based on the GE and Shell technologies respectively. The results obtained for both cases were quite close but as it was commented this is because the slurry feed gasifier has acceptable results with high rank coals as it was the Illinois coal. Even with this selection of coal the total efficiency of the IGCC plant was larger for the Shell based plant.

In this chapter another simulation with biomass as feed has been done, in this case the best gasifier according to the previous results obtained in the section 7 has been chosen. Also, when using biomass as feed that is a source of energy with lower quality than the coal, the slurry feed is not a viable option.

In order to complete a valid comparison between the results obtained with the different kinds of feed the Shell gasifier with the same characteristics as in the chapter 6 has been simulated. There are only two main differences between the Shell gasifier based IGCC plant for coal and biomass feed. The first one is that the biomass needs another extra pretreatment stage before being fed to the gasifier, the torrefaction. Secondly, due to the low sulfur content in the biomass, the sulfur removal unit (absorption and desorption) can be removed from the process.

**NOTE** The Shell gasifier is a technology that is being developed for the use of coal as feed. The simulations done in this chapter are assuming that this type of gasifier could be used with biomass as feed. This is plausible because the geometry, materials and manufacturing of the gasifier are not taken into account in ASPEN Plus simulations, so the simulation can be carried out. The relevant parameters for this simulation are basically the temperature, the pressure or the amount of air, steam or solvent needed. This simulation can be used as a starting point for making a decision about the possibility of a future investment for studying the possible modifications that the Shell gasifier would need for being used with biomass feed.

### 8.2 Feed Preparation and Gasification

The gasifier and the feed preparation are simulated in ASPEN Plus following the flowsheet shown in the figure 8.1.

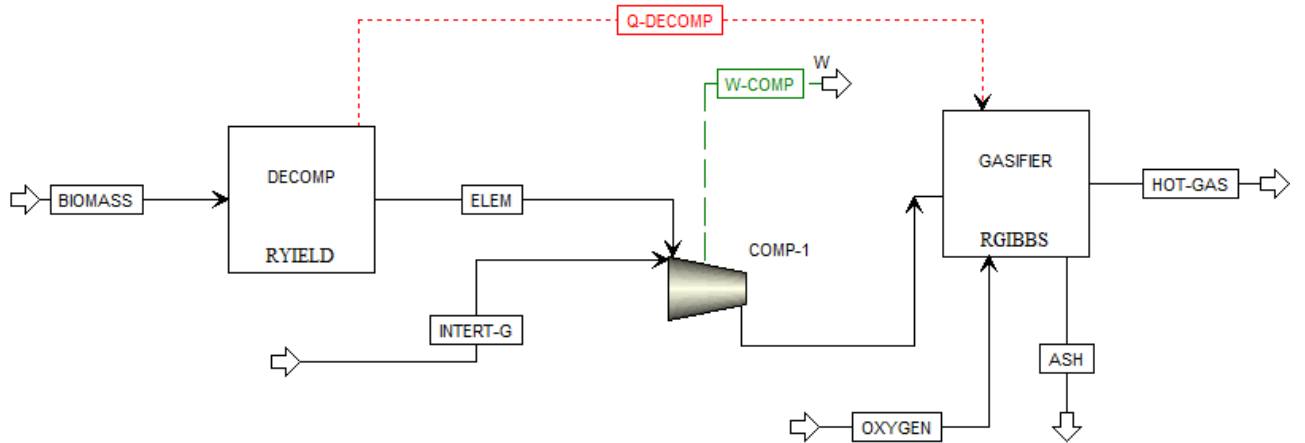


Figure 8.1: Feed preparation and Gasifier flowsheet

Part of the preparation of the feed includes the torrefaction process that has been explained in the figure shown in 4.3. Torrefaction is a mild thermal treatment at a temperature around 300°C. Depending on the temperature set for the torrefaction process, the time spent on it varies from some minutes(15 min) until one hour. Torrefaction is a process carried out in absence of oxygen that decomposes partially the biomass giving off some volatiles. After this treatment, the fibrous structure of the biomass is destructed and its heat of combustions is increased, so some of the disadvantages of the biomass are vanished. As well this process makes the biomass brittler so the power consumption for the grinding is highly reduced (Mark J. Prins 2006). The amount of heat needed for the torrefaction is included in the calculations of the total efficiency of the plant.

As it happened in the previous simulations, after the pretreatment of the feed(drying, torrefaction and crushing), the next block is the RYIELD reactor. This block does not exist in the real process, it is a unit used by the software for the conversion of the non-convective feed(biomass) into the different elements that compose it, such as H<sub>2</sub>, O<sub>2</sub>, C, so on. In the simulations explained in the sections 5 and 6, this *fictional* step caused some problems, because some of the components were not in gaseous state at 1 bar and around 100°C, nevertheless, in this case after the torrefaction process the feed is at 300°C so every component has gaseous state.

For the compression of the feed a lock hopper is used, what means that certain amount of inert gas has to be added to allow the compression. As inert, usually nitrogen is used, however in the IGCC plants with CO<sub>2</sub> capture unit, this gas can be used instead of N<sub>2</sub>. According to the article (der Drift u.a. 2004), 11 m<sup>3</sup> of CO<sub>2</sub> are to be used per ton of biomass, what means 10.71m<sup>3</sup>/hr.

A calculator block is used in the decomposition of the biomass in the RYIELD reactor. Once the compression of the elements is completed, the gaseous stream is led to the gasifier, modeled with a RGIBBS reactor. This block works at 40 bars. The amount of oxygen needed for

the gasification is set with a design specification under the condition of reaching 1500°C in the outgoing gas. The RGIBBS reactor is a block that uses a phase and chemical calculation method, with the only restriction that if there is any carbon remaining it would be in form of solid carbon.

## 8.3 Quenching

The quenching method in this simulation is the same as it was used in the simulation of the Shell gasifier based IGCC plant shown in the figure 6.2. It consist of a syngas cooling where part of the cooled syngas at 300°C is recirculated and mixed with the hot syngas at 1500°C in order to obtain stream around 900°C. After this, a heat recovery unit is installed that cools the syngas down until 300°C. This heat is used in the heat recovery unit(close heat exchanger) to produce steam at 140 bar. The amount of steam produce is set with a design specification under the condition of reaching 575°C in the steam leaving the heat recovery unit.

## 8.4 Results

The amount of total input energy for this simulation(as well as in the rest of the simulations) is 4,53MW, for this 1096kg/hr of wet biomass are needed which implies 877kg/hr of dry biomass with a calorific value in dry basis of 18,6MJ/kg. In the next lines the results obtained in the simulation are shown.

### 8.4.1 Water consumption

Table 8.1: Water consumption for the IGCC plant with Shell gasifier and Biomass feed

<i>Stream</i>	<i>kg/hr/MW</i>
<b>Steam cycle</b>	0,0
<b>Steam extra</b>	220,5
<b>Heat recovery</b>	200,7
<b>Shift reactor</b>	46,3
<b>Clean-up</b>	0,0

- **Steam cycle** defines the amount of water that is used in the steam cycle and it is recirculated.
- **Steam extra** defines the amount of extra water that it is introduced in the cycle in the second and the third heat exchanger of the steam cycle in order to obtain a major power output.
- **Heat recovery** is the amount of water used in the heat exchanger to cool down the syngas from 900°C to 300°C.
- **Shift reactor** is the amount of water that it is needed to add to the shift reactor.



- **Clean-up** defines the amount of water used in the cleaning-up unit, used for the H<sub>2</sub> desorption.

The value zero in the variable *steam cycle* does not mean that no water is used for producing power output in the steam turbines, it means that the steam produced in the heat recovery system is the total amount of steam that can be used in the first stage of the steam cycle. In the last stage some extra water can be included in the cycle as it is indicated in the variable *steam extra*.

The total amount of water needed for the shift reactor is calculated through a design specification getting less than 1% of CO unconverted and less than 1% of water present in the outgoing syngas stream.

As it has been commented in this document, due to the low sulfur content of the biomass, the H<sub>2</sub>S removal unit has been removed, so no water is needed for the clean up process. The water for this process was used for the desorption of the sulfur compounds from the solvent.

#### 8.4.2 Air consumption

Table 8.2: Air consumption for the IGCC plant with Shell gasifier with Biomass feed

<i>Stream</i>	<i>kmol/hr/MW</i>
<b>Biomass drying</b>	79,2
<b>ASU</b>	12,7
<b>Combustion</b>	22,4
<b>Nitrogen</b>	24,4

- **Biomass drying** defines the amount of air that is used to dry the biomass before going to the torrefaction process and the crusher.
- **ASU** is the air used in the air separation unit to produce the oxygen needed to carry out the oxidization in the gasifier.
- **Combustion** is the amount of air needed to reach a complete combustion of the syngas.
- **Nitrogen** defines the amount of NITROGEN added to the exhaust gases after the combustion to have a final temperature of 1400°C.

#### 8.4.3 Solvent consumption

- **H<sub>2</sub>S absorber** is the amount of solvent(methanol) needed in the unit where the H<sub>2</sub>S is separated from the syngas.
- **CO<sub>2</sub> absorber** defines the amount of solvent needed for the absorption of CO<sub>2</sub>.
- **Extra solvent** defines the extra solvent that is needed to be replaced in the cycle.

Table 8.3: Solvent consumption for the IGCC plant with Shell gasifier with Biomass feed

<i>Stream</i>	<i>kg/hr/MW</i>
<b>H<sub>2</sub>S absorber</b>	0,0
<b>CO<sub>2</sub> absorber</b>	1756,5
<b>Extra solvent</b>	9,0

The amount of solvent used for the removing of sulfur compounds is zero because this unit is no present in the clean up process with biomass as feed. The low sulfur content in the biomass makes that the little amount of sulfur compounds generated in the gasification are removed within the CO<sub>2</sub> in the CO<sub>2</sub> capture unit. The reduction of the total amount of solvent needed to be processed in the clean up unit of the IGCC plant makes part of the auxiliary work consumption of this unit disappeared.

#### 8.4.4 Plant efficiency

The cold gas efficiency reached is 71,39%.

The CO<sub>2</sub> capture efficiency is 88,01%.

The total efficiency of the IGCC plant is 33,29%.

#### 8.4.5 Summary

In the figure 8.2 a summary of all the results of the Shell gasifier simulation is shown.

	Input power	Output power		CO <sub>2</sub> captured	CO <sub>2</sub> capture efficiency	Cold Gas efficiency	Total efficiency
		Gas turbine	Steam cycle				
Shell gasifier	<b>4,53 MW</b>	<b>2,40MW</b>	<b>0,58 MW</b>	<b>1344 kg/hr</b>	<b>88,01%</b>	<b>71,39%</b>	<b>33,29%</b>

Figure 8.2: Results summary for Shell gasifier with Biomass feed



## Chapter 9

# Entrained Flow Gasifier with Coal-Biomass Co-Feed

### 9.1 Introduction

Biomass is a zero net carbon dioxide emissions fuel, or even negative in case of capture and sequestration of  $\text{CO}_2$ . However, it presents some problems compared to the traditional fuels, such as oil or coal. The main challenges that biomass has are that biomass supply is limited and seasoned, biomass density is low and expensive for long distance transportation and also, due to the limited supply of biomass, this plants are usually small what implies in a higher capital and production costs. Considering this issues a co-gasification of coal and biomass can be interesting to be studied.

Co-gasification is more economically attractive and less technically challenging than the biomass gasification. Large biomass IGCC plants are not feasible because biomass is a seasonal feedstock, however the substitution of part of the coal feed in a large coal IGCC plant can generate profitable results. During biomass low offer terms, the IGCC plant can keep on working with full coal feedstock, and during the periods when biomass is available a co-feed could be carried out.

In this chapter another simulation with biomass and coal co-feed has been carried out. As it was explained in the chapter 8, in order to perform a correct comparison between this results and the results obtained in the simulation with full coal feed and full biomass feed, the same model of gasifier has been used.

In this model, both blocks, coal and biomass pretreatment units are included. As it happened in the IGCC plant with biomass feed, depending on the ratio of biomass used the sulfur removal unit will not be needed.

### 9.2 Feed preparation and gasification

There is no unique valid ratio of coal/biomass for the definition of the feed that will provide the best results. So for this model, different possibilities, shown in the table 9.1, have been taken into account. In the table, the percentage of coal in the feedstock is expressed in dry basis, meanwhile the coal and biomass flows are indicated in wet basis. For every combination put forward the input energy considered is 4.53MW as in the rest of the simulations.

Table 9.1: Composition of the feedstocks

<i>% of coal</i>	<i>Coal in kg/hr</i>	<i>Biomass in kg/hr</i>
<b>0,9</b>	583,1	72,0
<b>0,8</b>	538,9	149,7
<b>0,7</b>	491,0	233,8
<b>0,6</b>	439,0	325,1
<b>0,5</b>	382,2	424,7

The coal stream is pretreated as it happened in the chapter 6. The coal is dried until 2% and then is crushed. Once the pulverized coal is obtained it is led to the *fictional* block, the RYIELD reactor that performs the decomposition of the coal into its elements. In this case, the decomposition is calculated thanks to a calculator block. After the decomposition, the feed has to be compressed until 40 bar for what it needs inert gas. According to (der Drift u. a. 2004), it is needed 3,7 m<sup>3</sup> of CO<sub>2</sub> per ton of coal. The amount used in each case is shown in the table 9.2.

The biomass stream is pretreated the same way as in the chapter 8. The biomass is dried until 10%, then it is torrefied at 300°C where its moisture also decreases until 2% and finally is crushed. Once the fine biomass is obtained it is led to another second *fictional* block, the RYIELD reactor that performs the decomposition of the biomass into its elements. For the compression of the biomass in accordance with (der Drift u. a. 2004), it is needed 11 m<sup>3</sup> of CO<sub>2</sub> per ton of biomass. The amount used in each case is shown in the table 9.2.

Table 9.2: Inert gas needs for the compression of the feed

<i>% of coal</i>	<i>Inert gas for coal in m<sup>3</sup>/hr</i>	<i>Inert gas for biomass in m<sup>3</sup>/hr</i>
<b>0,9</b>	2,16	0,69
<b>0,8</b>	1,99	1,64
<b>0,7</b>	1,82	2,57
<b>0,6</b>	1,62	3,58
<b>0,5</b>	1,41	4,67

When the feed is properly compressed it is injected, at the same time, to the gasifier, that is modeled with a RGIBBS reactor. This block works at 40 bars. The amount of oxygen needed for the gasification is set with a design specification under the condition of reaching 1500°C in the outgoing gas. The RGIBBS reactor is a block that uses a phase and chemical calculation method, with the only restriction that if there is any carbon remaining it would be in form of solid carbon. All this process is shown in the flowsheet represented in the figure 9.1.

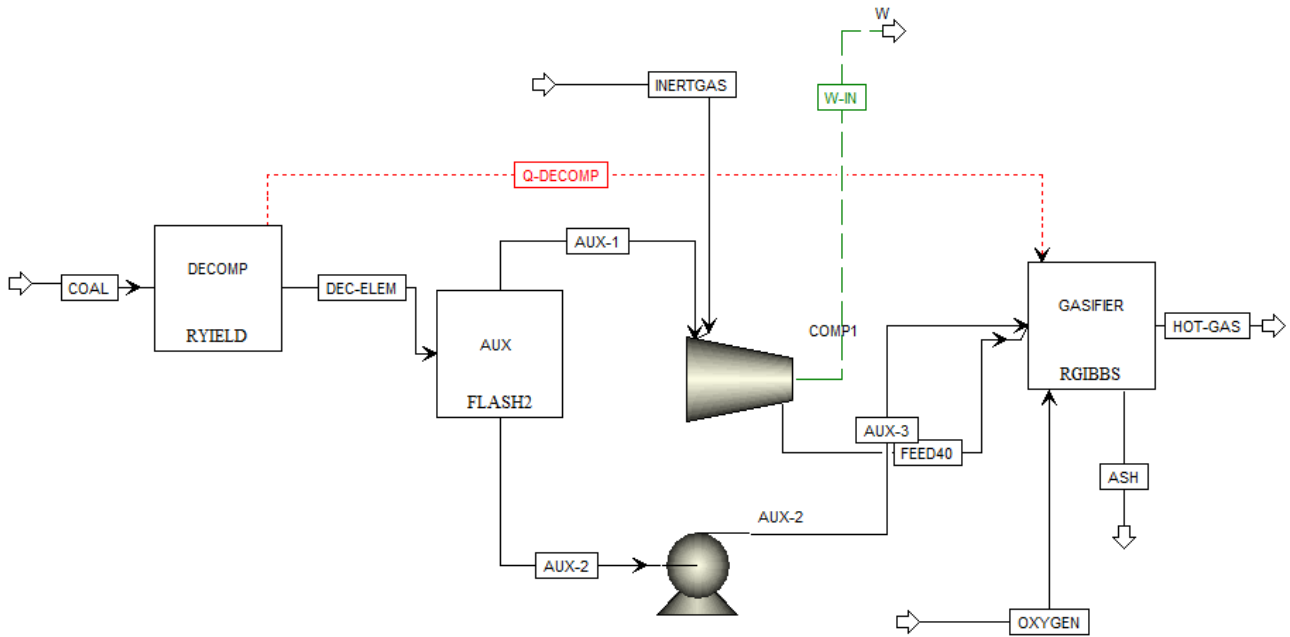


Figure 9.1: Co-feed preparation and Gasifier flowsheet

### 9.3 Quenching

The quenching method in this simulation is the same as it was used in the simulation of the Shell gasifier based IGCC plant shown in the figure 6.2. It consist of a syngas cooling where part of the cooled syngas at  $300^{\circ}\text{C}$  is recirculated and mixed with the hot syngas at  $1500^{\circ}\text{C}$  in order to obtain stream around  $900^{\circ}\text{C}$ . After this, a heat recovery unit is installed that cools the syngas down until  $300^{\circ}\text{C}$ . This heat is used in the heat recovery unit(close heat exchanger) to produce steam at 140 bar. The amount of steam produce is set with a design specification under the condition of reaching  $575^{\circ}\text{C}$  in the steam leaving the heat recovery unit.



# Chapter 10

## Results

### 10.1 Introduction

In this thesis four simulations have been carried out. The first were carried out as the first step of this study. Two different models of gasifiers integrated in a IGCC plant were simulated. In the first one, a slurry feed gasifier based on the model developed by GE and in the second one a dry feed one based on the gasifier developed by Shell. A discussion about the suitability of both of them was carried out. For the next two simulations, one of the previously studied gasifiers needed to be chosen. Due to the fitness for working with low rank fuels, Shell gasifier was the choice.

For the next two simulations the Shell gasifier based IGCC plant was used. Nonetheless some changes were made in order to adjust the IGCC plant to the use of biomass in the feed. Different ratios of biomass have been put forth in this study, from 50% biomass to 100% biomass.

In this chapter the results obtained for the Shell gasifier based IGCC plant with the different possibilities of feed are going to be exposed. The main points studied are

- Influence of the pretreatment of the feed in the CGE
- Water consumption
- Air consumption
- CO<sub>2</sub> capture efficiency
- Cold gas efficiency
- Total efficiency

### 10.2 Influence of the pretreatment of the feed in the CGE

The relevant parameter used for defining the influence of the pretreatment has been the amount of heat power consumed during the pretreatment process(drying, torrefaction and crushing). In the simulation the drying and torrefaction needs are calculated as a heat consumption, however the crushing needs are calculated as work. In order to put on the same level every consumption it has been considered that the work is provided from a heat source with a 40% electrical efficiency.



Table 10.1: CGE vs power consumption in the feed pretreatment

<i>% of coal</i>	<i>Power used in the pretreatment in kW</i>	<i>CGE</i>
<b>1,0</b>	167,5	79,09
<b>0,9</b>	198,1	83,44
<b>0,8</b>	227,5	81,23
<b>0,7</b>	259,6	80,57
<b>0,6</b>	297,5	79,47
<b>0,5</b>	333,3	78,57
<b>0,0</b>	581,8	71,39

It is observed in the table 10.1 that when increasing the amount of biomass present in the feed the amount of power needed for the pretreatment process increases. This fact is generated by two main causes, the torrefaction process that it is not needed in the case of the coal feed and also that the power consumption for grinding process is higher because of the higher difficulty for the crushing of the biomass.

Due to the synergy of coal and biomass, the cold gas efficiency of the syngas is raising in the case of adding some biomass. The oxygens present in the biomass makes that the gasification process can be carried out with less energy penalties. However, when more biomass is added, then more energy requirements for the pretreatment appear, so the cold gas efficiency starts to decay until the point that this offset obtained due to the synergy of coal and biomass is not enough to improve the results of the pure coal feed gasification process.

### 10.3 Synergy coal-biomass

In this section an evaluation about which amount of biomass mixed with the coal produces the best synergy is done. A summary of the results is shown in the table 10.2.

Table 10.2: Efficiency of the plant when varying the feed

<i>% of coal</i>	<i>CO<sub>2</sub> capture efficiency</i>	<i>CGE</i>	<i>Total efficiency</i>
<b>0,9</b>	67,20	83,44	37,64
<b>0,8</b>	88,54	81,23	38,70
<b>0,7</b>	88,56	80,57	38,65
<b>0,6</b>	88,56	79,47	38,59
<b>0,5</b>	88,56	78,57	38,56

The total efficiency of the IGCC plant hardly varies, the only moment when the efficiency is a bit lower is with 90% of coal present in the feed. The main difference in this case is that the sulfur removal unit is needed, however from 20% of biomass and on, no longer is needed, so the

auxiliary power consumption from the clean-up unit is drastically reduced. The small difference in the total efficiency of the plant between the different possibilities makes that the final decision would be made depending on the availability and the price of the biomass. A low biomass price can produce a higher economic efficiency for example in the case of 50% coal and 50% biomass, nonetheless, the technical difficulties about this configuration should also be studied.

Despite of what it is said above, an individual choice has to be made for a further comparison of the results. So hereafter, the case with the highest efficiency (80% coal and 20% biomass) would be studied. In this study no technical or economic evaluations have been taken into consideration, so the best results possible are the ones that show the highest efficiency.

The low CO<sub>2</sub> capture efficiency in the case of the mixture 90% coal and 10% biomass appears because lot of methane is produced in the gasification as it happened in the case of the Shell gasifier with coal feed. This methane is burnt in the combustion chamber producing CO<sub>2</sub> and reducing this efficiency.

## 10.4 Water consumption

In the table 10.3 the water consumption for the IGCC plant for the different types of feed is shown.

Table 10.3: Water consumption for the IGCC plant with different feeds in kg/hr/MW

<i>Stream</i>	<i>Coal feed</i>	<i>Biomass feed</i>	<i>Co-feed</i>
<b>Steam cycle</b>	10,9	0,0	30,8
<b>Steam extra</b>	287,8	220,5	293,7
<b>Clean-up</b>	22,1	0,0	0,0
<b>Heat recovery</b>	128,0	200,7	132,9
<b>Shift reactor</b>	106,0	46,3	129,7
<b>TOTAL</b>	554,8	467,5	587,1

**Steam extra** defines the amount of extra water that it is introduced in the cycle in the second and the third heat exchanger of the steam cycle in order to obtain a major power output.

As it can be seen in the section 10.6, the total power produced by the steam cycle is really close in the three cases. In the biomass feed IGCC plant, due to the high content of oxygen in the biomass, more water is produced in the gasification, so less steam is needed to be added in the shift reactor. That is the main reason that its water consumption is quite below the other two cases. On the other hand, the co-feed IGCC plant needs more water for the whole process than the coal feed IGCC plant because the mass flow is higher due to the lower energy density of the biomass.

Due to the more amount of oxygen existent in the biomass feed, more  $\text{H}_2\text{O}$  is produced during the gasification, so less water is needed to be added in the shift reactor in the case of biomass feed.

## 10.5 Air consumption

In the table 10.4 the air used in the IGCC plant is indicated, some differences between each simulation are shown.

Table 10.4: Air consumption for the IGCC plant with different feeds in kmol/hr/MW

<i>Stream</i>	<i>Coal feed</i>	<i>Biomass feed</i>	<i>Co-feed</i>
<b>Coal drying</b>	34,8	79,2	41,5
<b>ASU</b>	10,9	12,7	14,1
<b>Combustion</b>	26,5	22,4	39,3
<b>Nitrogen</b>	34,6	24,4	20,8

The air consumption for biomass feed strongly raises in order to dry it because it has a really high moisture at raw. The amount of air should not be a problem, but in case of the drying process, all this air has to be treated so higher amount of heat is consumed and the final efficiency is reduced.

The co-feed IGCC plant has larger necessities of air for the combustion process, this happens because there is higher chemical energy in the resulting syngas, so more oxygen is needed for burning it. However not so much extra nitrogen is added to reduce the temperature, but this occurs because more nitrogen from the ASU is being mixed with the outgoing stream.

## 10.6 Plant efficiency

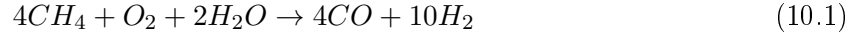
In the figure 10.1, a summary of the efficiency obtained in each simulation can be seen.

Shell gasifier	Input power	Output power		CO <sub>2</sub> captured	CO <sub>2</sub> capture efficiency	Cold Gas efficiency	Total efficiency
		Gas turbine	Steam cycle				
Coal	<b>4,53 MW</b>	<b>2,66MW</b>	<b>0,53 MW</b>	<b>853 kg/hr</b>	<b>69,00%</b>	<b>79,09%</b>	<b>36,15%</b>
Biomass	<b>4,53 MW</b>	<b>2,40MW</b>	<b>0,58 MW</b>	<b>1344 kg/hr</b>	<b>88,01%</b>	<b>71,39%</b>	<b>33,29%</b>
Co-feed	<b>4,53 MW</b>	<b>2,75MW</b>	<b>0,58 MW</b>	<b>1260 kg/hr</b>	<b>88,54%</b>	<b>83,44%</b>	<b>38,70%</b>

Figure 10.1: Results summary for the IGCC plants with different feeds

The CO<sub>2</sub> capture efficiency is quite low for the Shell gasifier IGCC plant with pure coal feed compared with the other two cases. This is caused by the combustion of the CH<sub>4</sub> present in the syngas. This methane has a great heat of combustion but it produces CO<sub>2</sub> which reduces the

CO<sub>2</sub> capture efficiency of the plant. This problem could be solved with an auto thermal steam reforming process for the conversion of methane into other combustible products as shown in the equation 10.1. This process can be carried out with a temperature close to 900°C and a pressure around 35 bar. This units have a high capital cost for a small scale plant, so this would only be a viable option in case the large scale electric production power plant.



It is also important to notice, that the CO<sub>2</sub> capture efficiency is related to the carbon dioxide produced and captured, however biomass is considered as carbon neutral. This means in the case of pure biomass feed, the net emissions are negative and in the case of the co-feed IGCC plant part of this emissions should not be considered because they come from the biomass, so the net CO<sub>2</sub> capture efficiency should be even larger than the 88% obtained.

The total efficiency of the IGCC plant for the biomass feed is low compared with the coal feed one. The low energy density of the biomass or the high consumption of heat for the torrefaction process make the total efficiency decrease. Nonetheless, using biomass and coal co-gasification in the IGCC plant raises the total efficiency even over the efficiency obtained for the pure coal feed IGCC plant. This is produced because there are less energy losses like the cleaning of the syngas.



# Chapter 11

## Conclusion and Future Considerations

A coal based IGCC process scheme was simulated in ASPEN plus with a Shell gasifier and in another case with a GE gasifier. The results were discussed and compared and the Shell based IGCC plant showed better results. So it was chosen for a further study with different types of feed.

As it is shown in the chapter 10, the co-gasification of biomass and coal produces an improvement compared with the case of coal feed. The total efficiency of the plant is higher and also the greenhouse emissions are reduced, as can be seen with the increment of the CO<sub>2</sub> capture efficiency.

Power produced in the IGCC plants with biomass and coal co-feed cannot be considered as renewable energy, but the IGCC plants with sour gas removal and CO<sub>2</sub> capture can almost be named as clean energies. This almost zero emissions for the IGCC plants is what makes this technology so attractive to be studied and developed. Year after year and effort after effort the IGCC efficiency are becoming closer to the conventional combined cycle plants. This situation could lead to the optimal solution for the energy production in the future. These are partially fuel-based power plants, what give the stability that a renewable energy cannot grant and including the main advantage of the zero emissions.

Based on the results obtained in this work, even with the reduction of the electrical efficiency when including a gasifier in the conventional combined cycle plant, a further development of the IGCC plants is recommended.

After the elaboration of this study, it would be strongly recommended to invest in this kind of technology focusing in the co-gasification method. This plants can work at large scale and in required situations could also work with pure coal feed. A further study of the certain biomass ratio that should be use in the IGCC plant would be needed. Depending on the coal and the biomass available for the feed. The biomass is a expensive fuel to be transported so, the closer the plant can be placed to the source of biomass the better the economic results of the plant would be.

Finally, another suggestion to be made is to carry out a feasibility study for the existent coal based IGCC plants about the possibility of integration of biomass co-feed. As it has been shown along this thesis, the efficiency of the plant would raise, as well as a decrement of the net

emissions of CO<sub>2</sub> and in the price of the fuel. So if it technically possible a deeper economic analysis should be made.

# Bibliography

- [ASPEN technology ] ASPEN TECHNOLOGY, Inc.: Getting Started Modeling Processes with Solids.
- [der Drift u.a. 2004] DRIFT, A. Van der ; BOERRIGTER, H. ; CODA, B. ; CIEPLIK, M.K. ; HEMMES, K.: Entrained Flow Gasification of Biomass. (2004)
- [of Energy und electricity company ] ENERGY, U.S D. of ; COMPANY, Tampa electricity: The Tampa Electric Integrated Gasification Combined-Cycle Project.
- [of Energy und Venture ] ENERGY, U.S D. of ; VENTURE, Wabash River Coal Gasification Project J.: The Wabash River Coal Gasification Repowering Project.
- [EPA ] EPA, US: *Glossary of climate change terms.* – URL <http://www.epa.gov/climatechange/glossary.html#F>
- [Fan 2010] FAN, L.: *Chemical looping systems for fossil energy conversion.* John Wiley and Sons, Inc., Hoboken, New Jersey, 2010
- [Government 2010] GOVERNMENT, Australian: *Greenhouse reduction targets in the ACT.* 2010. – URL [http://www.environment.act.gov.au/climate\\_change/greenhouse\\_gases\\_in\\_the\\_act](http://www.environment.act.gov.au/climate_change/greenhouse_gases_in_the_act)
- [Ministerio de Ciencia e Innovación 2011] INNOVACIÓN, Gobierno de E. Ministerio de Ciencia e: *TORREFIED BIOMASS PELLETS AS COAL SUBSTITUTE IN GASIFICATION PLANTS.* 2011. – URL [http://www.gasification-freiberg.org/PortalData/1/Resources/documents/paper/ifc\\_2012/02-3.pdf](http://www.gasification-freiberg.org/PortalData/1/Resources/documents/paper/ifc_2012/02-3.pdf)
- [J. 2003] J., Starflinger: *Chemical Quenching: Eine Option für zukünftige kohlebefeuerte Gas- und Dampfturbinenkraftwerke mit integrierter Kohlevergasung.* Nachrichten - Forschungszentrum Karlsruhe, Seite 149-54, 2003
- [Laboratory 2012] LABORATORY, National Energy T.: *Gasifipedia, Gasification in Detail – Types of Gasifiers.* 2012. – URL <http://www.netl.doe.gov/technologies/coalpower/gasification/gasifipedia/4-gasifiers/4-1-3-fluidizedbed.html>
- [Mark J. Prins 2006] MARK J. PRINS, Frans J.J.G. J.: More efficient biomass gasification via torrefaction. (2006)
- [Maustard ] MAUSTARD, O.: An overview of coal based combined cycle gasification technology.
- [McKendry ] MCKENDRY, Peter: Energy production from biomass (part 1): overview of biomass. In: *Bioresource Technology* 83 (2002) 37-46



- [N.Korens u. a. ] N.KORENS ; D.R.SIMBECK ; D.J.WILHELM: Process screening analysis of alternative gas treating and sulfur removal for gasification. Nr. No. 739656-00100, task 2. – URL [http://www.fischer-tropsch.org/DOE/DOE\\_reports/739656-00100/739656-00100\\_toc.htm](http://www.fischer-tropsch.org/DOE/DOE_reports/739656-00100/739656-00100_toc.htm)
- [O.Maurstad u. a. ] O.MAURSTAD ; H.HERZOG ; O.BOLLAND ; J.BEÉR: Impact of coal quality and gasifier technology on IGCC performance.
- [Orcajo 2011] ORCAJO, Mario Alejandro Z.: Chemical looping process simulations and comparison. (2011)
- [Pang 2012] PANG, Yin: Literature study on quench gasifiers and fuel pre-treatment. (2012)
- [Philips ] PHILIPS, J.: *Different types of gasifier and their integration with gas turbines*. – URL <http://www.netl.doe.gov/technologies/coalpower/turbines/refshelf/handbook/1.2.1.pdf>
- [global solutions 2008] SOLUTIONS, Shell global: Shell coal gasification technology. (2008)
- [Tech. ] TECH., Aspen: *ASPEN Plus*. – URL <http://www.aspentech.com/products/aspen-plus.aspx>
- [tech 2003] TECH, ASPEN: *ASPEN Plus 12.1 User Guide*. Aspen tech driving process profitability, 2003

# Appendix A

## Simulations

As far as not every single detail can be quoted in this document a copy of the files used for this simulation is attached in the CD-ROM. As well, the complete flowsheet can be seen because it cannot be represented and be understandable in one single sheet of paper.