



UNIVERSITAT
POLITÈCNICA
DE VALÈNCIA



UNIVERSIDAD POLITÉCNICA DE VALENCIA
INSTITUTO DE INGENIERÍA ENERGÉTICA

**ESTUDIO COMPARATIVO DE LA UTILIZACIÓN DE LAS
TECNOLOGÍAS DE GASIFICACIÓN DOWNDRAFT Y LECHO
FLUIDO BURBUJEANTE PARA LA GENERACIÓN DE ENERGÍA
ELÉCTRICA EN APLICACIONES DE BAJA POTENCIA**

TESIS DOCTORAL

PROGRAMA DE DOCTORADO EN “INGENIERÍA Y PRODUCCIÓN INDUSTRIAL”

Autor: D. Carlos A. Vargas Salgado

Director: Dr. Ángel Pérez-Navarro Gómez

Junio de 2012

*Muy especialmente a la mujer que amo, mi esposa **Amada**, por estar siempre a mi lado, por su apoyo y paciencia debido a las horas que dediqué en y fuera de casa a la realización de este trabajo. A mi Madre Arely y mi Padre Afranio por la educación que me han dado, por los consejos y el apoyo incondicional en los buenos y malos momentos, sin ellos no sería lo que soy hoy. A mis hermanas Lena, Ciara y Zenia, que me han dado una razón más para seguir luchando, brindándome siempre su confianza. A mi sobrinos Lucciano y Angelo, a quienes en sus pocos años de vida y a pesar de estar con ellos mucho menos tiempo del que deseo, son y siempre serán motivo de muchas alegrías para mí. A mis suegros por su apoyo y preocupación. A las personas, que como David y Rafa que además de amigos, han ayudado a que este proyecto se lleve a cabo. A Dios todopoderoso por darme fortaleza y sabiduría para sobrepasar las dificultades*

Carlos

AGRADECIMIENTOS

El autor expresa su agradecimiento a:

- *El Instituto de Ingeniería Energética y a la Universidad Politécnica de Valencia por concederme las instalaciones y las herramientas para realizar este proyecto.*
- *ANGEL PEREZ-NAVARRO GOMEZ, por el tiempo dedicado y por dirigir este proyecto.*
- *A mis familiares por su infinito apoyo y entendimiento debido a mi ausencia, en gran parte por estar trabajando en este proyecto.*
- *A los compañeros del IIE como Manolo, Miguel, Santos, Rogelio, Rossela, Natalia, Carolina, Guillermo y Carla, los cuales de una u otra manera me han ayudado en la elaboración de este trabajo.*
- *A todo aquel que no he mencionado pero que directa o indirectamente ha ayudado a que este trabajo se haya realizado.*

RESUMEN

*En este trabajo de tesis doctoral, se realiza un estudio comparativo teórico y experimental entre dos tipos de tecnologías de gasificación de biomasa, determinando su viabilidad técnica, económica y ambiental para la producción de energía eléctrica en aplicaciones de baja potencia (inferiores a 100 kW). Los tipos de tecnologías seleccionadas están entre los de mayor interés en el campo de la gasificación de biomasa: **lecho fijo downdraft** y **lecho fluido burbujeante**.*

La mayoría de los resultados presentados en este trabajo, comparando las dos tecnologías, fueron obtenidos de manera experimental. Aunque más costosos, los experimentos proporcionan datos de diseño más fiables que los que se pueden obtener a través de la modelización o simulación, esto sin tener en cuenta que las reacciones que se llevan a cabo en el reactor son complejas y difíciles de modelar, sobretudo en la fase de conversión de sólido a gas, además, la mayoría de los modelos se enfocan en la producción y composición del gas sin tener en cuenta tanto la generación de alquitranes y residuos sólidos como su separación del gas, tan esenciales como el propio proceso de generación del gas. Todos estos hechos han obligado a centrar el estudio comparativo en la verificación experimental del comportamiento de ambos tipos de gasificadores, para lo cual se diseñó, construyó y puso en operación un prototipo con una potencia eléctrica del orden de 10 kW para cada una de las dos configuraciones a estudiar.

También se aborda en el presente trabajo el problema de limpieza del gas y la separación de los residuos, especialmente alquitranes, generados en el proceso de gasificación. Para cada uno de los dos tipos de tecnologías estudiadas se ha definido y probado un tipo de sistema de limpieza de gases diferente, utilizando en ambos casos lavadores húmedos de gases y filtrado por medio de astillas, aunque con modos de operación diferentes. El estudio experimental permitió determinar la configuración óptima con la cual se obtiene un gas adecuado para ser quemado en un motor de combustión interna, éste es uno de los problemas más importantes a considerar en una planta de gasificación, debido al coste y el consumo de energía adicional que conllevan estos sistemas.

En el aspecto de viabilidad económica se determinó, a partir de los gastos de construcción de los prototipos, que las plantas de generación de energía mediante la gasificación de biomasa con potencias inferiores a 50 kW no son económicamente rentables en España, salvo en condiciones muy restrictivas de bajo coste de la biomasa (inferior a 0,03 €/kg) y/o elevada subvención que permitiese un precio de venta superior a 0,2 €/kWh. Descartando la conexión a red de una planta de gasificación de baja potencia, se consideró su utilización en zonas no interconectadas, comparando los costes de generación de energía en dicha planta con los de las plantas que operan con gas natural o gasoil, se ha determinado que es más rentable la planta de gasificación, por lo tanto sería una alternativa para la generación de energía eléctrica en zonas rurales donde es costoso llevarla utilizando los métodos convencionales.

RESUM

*En aquest treball de tesi doctoral, es realitza un estudi comparatiu teòric i experimental entre dos tipus de tecnologies de gasificació de biomassa, determinant la seua viabilitat tècnica, econòmica i ambiental per a la producció d'energia elèctrica en aplicacions de baixa potència (inferiors a 100 kW) . Els tipus de tecnologies seleccionades estan entre els de major interès en el camp de la gasificació de biomassa: **llit fix downdraft** i **llit fluid bombollejant**.*

La majoria dels resultats presentats en aquest treball, comparant les dues tecnologies, van ser obtinguts de manera experimental. Encara que més costosos, els experiments proporcionen dades del disseny més fiables que els que es poden obtenir a través de la modelització o simulació, tot això sense tenir en compte que les reaccions que es duen a terme en el reactor són complexes i difícils de modelar, sobretot en la fase de conversió de sòlid a gas. A més, la majoria dels models s'enfoquen en la producció i composició del gas sense tenir en compte tant la generació de quitrans i residus sòlids com la seua separació del gas, tan essencials com el propi procés de generació del gas. Tots aquests fets han obligat a centrar l'estudi comparatiu en la verificació experimental del comportament dels dos tipus de gasificadors, per això es va dissenyar, construir i posar en operació un prototip amb una potència elèctrica de l'ordre de 10 kW per a cada una de les dues configuracions a estudiar.

També s'aborda en aquest treball el problema de neteja del gas i la separació dels residus, especialment quitrans, generats en el procés de gasificació. Per a cada un dels dos tipus de tecnologies estudiades s'ha definit i provat un tipus de sistema de neteja de gasos diferent, utilitzant en els dos casos rentadors humits de gasos i filtrat per mitjà d'estelles, encara que amb maneres d'operar diferents. L'estudi experimental va permetre determinar la configuració òptima amb la qual s'obté un gas adequat per a ser cremat en un motor de combustió interna, aquest és un dels problemes més importants a considerar en una planta de gasificació, a causa del cost i el consum d'energia addicional que comporten aquests sistemes.

En l'aspecte de viabilitat econòmica es va determinar, a partir de les despeses de construcció dels prototips, que les plantes de generació d'energia mitjançant la gasificació de biomassa amb potències inferiors a 50 kW no són econòmicament rendibles a Espanya, excepte en condicions molt restrictives de baix cost de la biomassa (inferior a 0,03 €/kg) i/o elevada subvenció que permetés un preu de venda superior a 0,2 €/kWh. Descartant la connexió a xarxa d'una planta de gasificació de potència reduïda, es va considerar la seua utilització en zones no interconnectades, comparant els costos de generació d'energia en aquesta planta amb els de les plantes que operen amb gas natural o gasoil. S'ha determinat que és més rendible la planta de gasificació, per tant, seria una alternativa per a la generació d'energia elèctrica en zones rurals on és costós portar-la mitjançant els mètodes convencionals.

ABSTRACT

*In this doctoral thesis, a theoretical and experimental comparative study is carried out between two types of biomass gasification technologies, determining their technical, economic and environmental feasibility, for the production of electricity in low power applications (less than 100 kW). The kinds of technologies selected are among the most interesting ones in the field of biomass gasification: **downdraft fixed bed** and **bubbling fluidized bed**.*

Most of the results presented in this work, comparing the two technologies, were obtained experimentally. Although the design experiments provide more reliable data than those which can be obtained through modeling or simulation, they are more expensive, without taking into account that the reactions that take place in the reactor are complex and difficult to model, especially in the conversion phase from solid to gas. In addition, most models focus on the production and gas composition, regardless not only of tar generation but also its separation from the gas, as essential as the process of gas generation. All these developments have forced the comparative study to focus on the experimental verification of the behavior of both types of gasifiers. To achieve this goal, a prototype with an electrical output of around 10 kW for each of the two configurations studied was designed, built and put into operation.

In this research work, the problem of gas cleaning and solids separation is also studied, especially the tars generated in the gasification process. For each of the two types of technologies, a different type of gas cleaning system (using both wet scrubbers and filtered by means of chips) have been defined and tested, but with different operating modes. The pilot study allowed us to determine the optimum configuration with which a gas is obtained suitable for burning in an internal combustion engine. Gas cleaning is one of the most important considerations in a gasification plant, due to the cost and additional energy consumption associated with these systems.

From the perspective of economic viability, the prototype building cost was used to determinate that the plant generation power by means of biomass gasification with less than 50 kW power, are not economically profitable in Spain, except under restrictive conditions of low-cost biomass (less than 0.03 €/ kg) and / or an important grant that would allow a sale price of over 0.2 €/ kWh. Discarding the network connection, a low-power gasification plant was considered for its use in non-interconnected areas, comparing the costs of power generation in the gasification plant with a plant operating on natural gas or diesel. It has been determined that a gasification plant is more profitable and therefore, it would be an alternative method to generate electricity in rural areas, where using conventional methods is expensive and difficult.

TABLA DE CONTENIDO

0. INTRODUCCIÓN	1
0.1. REFERENCIAS.....	2
1. OBJETIVOS	3
2. ESTADO DEL ARTE DE LA TECNOLOGÍA DE GASIFICACIÓN	5
2.1. TERMOQUÍMICA DEL PROCESO DE GASIFICACIÓN.....	7
2.2. CÁLCULO DE LA RELACIÓN AIRE/BIOMASA	18
2.3. CARACTERÍSTICAS DE UN GASIFICADOR DE LECHO FIJO DOWNDRAFT.....	21
2.4. CARACTERÍSTICAS DE UN GASIFICADOR DE LECHO FLUIDO BURBUJEANTE	24
2.5. PRODUCCIÓN Y ELIMINACIÓN DE ALQUITRANES	26
2.6. ADAPTACIÓN DE UN MCI PARA OPERAR CON SYNGAS.....	42
2.7. REFERENCIAS DEL CAPÍTULO	50
3. METODOLOGÍA Y DISPOSITIVO EXPERIMENTAL	53
3.1. METODOLOGÍA EXPERIMENTAL	53
3.2. DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA DE GASIFICACIÓN DE LECHO FIJO DOWNDRAFT.....	53
3.3. DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA DE GASIFICACIÓN DE LECHO FLUIDO BURBUJEANTE.....	75
3.4. SELECCIÓN DEL MOTOR-GENERADOR.....	90
3.5. EQUIPOS PARA LA PREPARACIÓN DE LA BIOMASA	92
3.6. REFERENCIAS DEL CAPÍTULO	94
4. PUESTA EN OPERACIÓN DE LAS PLANTAS DE GASIFICACIÓN	95
4.1. METODOLOGÍA PARA LA PUESTA EN MARCHA DE LAS PLANTAS DE GASIFICACIÓN	95
4.2. METODOLOGÍA DE LAS PRUEBAS REALIZADAS EN LAS PLANTAS DE GASIFICACIÓN	95
4.3. MEJORAS REALIZADAS EN LA PLANTA DE GASIFICACIÓN DE LECHO FIJO.....	96
4.4. MEJORAS REALIZADAS EN LA PLANTA DE GASIFICACIÓN DE LECHO FLUIDO	100
5. RESULTADOS	103
5.1. RESULTADOS DE LA CARACTERIZACIÓN DE LOS RESIDUOS BIOMÁSICOS ANALIZADOS.....	103
5.2. RESULTADOS OBTENIDOS DE LAS PRUEBAS REALIZADAS EN LA PLANTA DE GASIFICACIÓN DE LECHO FIJO	105
5.3. RESULTADOS OBTENIDOS EN LA PLANTA DE GASIFICACIÓN DE LECHO FLUIDO BURBUJEANTE.	118
5.4. COMPARACIÓN DE LAS DOS TECNOLOGÍAS DE GASIFICACIÓN.....	125
5.5. CONCLUSIONES DEL CAPÍTULO.....	126
5.6. REFERENCIAS DEL CAPÍTULO	126
6. VIABILIDAD TÉCNICA, ECONÓMICA Y MEDIOAMBIENTAL	127
6.1. VIABILIDAD TÉCNICA	127
6.2. VIABILIDAD ECONÓMICA.....	127
6.3. VIABILIDAD AMBIENTAL.....	137
6.4. CONCLUSIONES DEL CAPÍTULO.....	138
6.5. REFERENCIAS DEL CAPÍTULO	138
7. CONCLUSIONES	139
8. REFERENCIAS	141

ANEXOS

A.	ANEXO A: ESPECIFICACIONES TÉCNICAS DE LOS EQUIPOS.....	A-1
A.1.	PLANTA DE GASIFICACIÓN DE LECHO FIJO	A-1
A.2.	PLANTA DE GASIFICACIÓN DE LECHO FLUIDO.....	A-23
B.	ANEXO B: METODOLOGÍA DEL MONTAJE DE LOS COMPONENTES PRINCIPALES.....	B-1
B.1.	GASIFICADOR DE LECHO FIJO DOWNDRAFT.....	B-1
B.2.	GASIFICADOR DE LECHO FLUIDO BURBUJEANTE	B-5
C.	ANEXO C: METODOLOGÍA PARA LA REALIZACIÓN DE LAS PRUEBAS.....	C-1
C.1.	METODOLOGÍA PARA REALIZAR LAS PRUEBAS EN EL GASIFICADOR DE LECHO FIJO.....	C-1
C.2.	METODOLOGÍA PARA REALIZAR LAS PRUEBAS EN EL GASIFICADOR DE LECHO FLUIDO	C-8
D.	ANEXO D: PLANOS DE LA PLANTA DE GASIFICACIÓN.....	D-1
D.1.	PLANTA DE GASIFICACIÓN DE LECHO FIJO	D-1
D.2.	PLANTA DE GASIFICACIÓN DE LECHO FLUIDO.....	D-10
E.	ANEXO E: PLAN DE MANTENIMIENTO DE LAS PLANTAS DE GASIFICACIÓN.....	E-1
E.1.	PLAN DE MANTENIMIENTO DE LA PLANTA DE GASIFICACIÓN DE LECHO FIJO DOWNDRAFT.	E-1
E.2.	PLAN DE MANTENIMIENTO DE LA PLANTA DE GASIFICACIÓN DE LECHO FLUIDO BURBUJEANTE.....	E-7
F.	ANEXO F: CARACTERIZACIÓN DE LOS RESIDUOS BIOMÁSICOS A GASIFICAR.....	F-1
F.1.	ESTRUCTURA DE LA BIOMASA	F-1
F.2.	CONSTITUYENTES DE LA BIOMASA CELULAR	F-4
F.3.	CLASIFICACIÓN GENERAL DE LA BIOMASA	F-6
F.4.	PROPIEDADES TERMODINÁMICAS DE LA BIOMASA.....	F-9
F.5.	ANÁLISIS ELEMENTAL.....	F-11
F.6.	ANÁLISIS INMEDIATO.....	F-11
F.7.	PODER CALORÍFICO DE LA BIOMASA (HV O PC).....	F-12
F.8.	CARACTERIZACIÓN DE ALGUNOS RESIDUOS BIOMÁSICOS UTILIZADOS PARA REALIZAR LAS PRUEBAS.....	F-13
F.9.	CONCLUSIONES DE LA CARACTERIZACIÓN.	F-15
G.	ANEXO G: DISEÑO DE UNA PLANTA DE GASIFICACIÓN DE BIOMASA	G-1
G.1.	TIPOS DE GASIFICADORES	G-1
G.2.	DISEÑO DEL REACTOR	G-2
H.	ANEXO H: COSTES DE UNA PLANTA DE GASIFICACIÓN	H-1
I.	REFERENCIAS DE LOS ANEXOS.....	I-1

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 2.1 Clasificación de las principales reacciones en el proceso de gasificación	8
Tabla 2.2 Estructura molecular de la biomasa y de los productos de la pirólisis	11
Tabla 2.3 Características de un gasificador de lecho fijo downdraft	23
Tabla 2.4 Características de un gasificador de lecho fluido burbujeante	25
Tabla 2.5 Cantidad de alquitranes contenida en el gas según el tipo de gasificador	28
Tabla 2.6 Límites de concentración de partículas y alquitranes - aplicaciones de generación de energía	28
Tabla 2.7 Composición típica de los alquitranes	30
Tabla 2.8 Parámetros característicos de los diferentes agentes gasificantes	34
Tabla 2.9 Producción de alquitranes y PCI usando diferentes agentes gasificantes	34
Tabla 2.10 Poder calorífico y otras propiedades de los componentes del gas pobre	43
Tabla 2.11 Comparación del PCI de la mezcla de syngas con los principales combustibles.	45
Tabla 2.12 Cantidad aceptable de polvo, alquitranes y ácidos en el syngas, para su uso en un MCI	48
Tabla 3.1 Características de la planta de gasificación de lecho fijo usada para realizar las pruebas	54
Tabla 3.2 Datos del motor-generador utilizado para realizar las pruebas	65
Tabla 3.3 Parámetros medidos en la planta de gasificación de lecho fijo	70
Tabla 3.4 Especificaciones técnicas del motor FG Wilson	91
Tabla 3.5 Especificaciones técnicas de la trituradora	92
Tabla 3.6 Especificaciones técnicas del molino de martillos	93
Tabla 3.7 Especificaciones técnicas de la pelletizadora	93
Tabla 5.1 Resumen de la caracterización de residuos de biomasa y de combustibles fósiles sólidos	104
Tabla 5.2 Indicadores importantes de los gasificadores de lecho fijo downdraft	106
Tabla 5.3 Cálculo del consumo de biomasa en un gasificador de lecho fijo downdraft	106
Tabla 5.4 Potencia eléctrica de la planta de gasificación downdraft	107
Tabla 5.5 Compuesto que aportan poder calorífico al gas – Lecho fijo	113
Tabla 5.6 Compuesto que aportan poder calorífico al gas – Lecho fijo	117
Tabla 5.7 Indicadores importantes de los gasificadores de lecho fluido burbujeante	118
Tabla 5.8 Potencia eléctrica de la planta de gasificación de lecho fluido burbujeante.	119
Tabla 5.9 Comparación de la tecnología de lecho fijo downdraft y fluido burbujeante	125
Tabla 6.1 Costes de instalación en las plantas de gasificación de lecho fijo de 9 y 52 kW	128
Tabla 6.2 Análisis económico de la generación de energía eléctrica en una planta de lecho fijo	129
Tabla 6.3 Rentabilidad de las plantas de gasificación de lecho fijo downdraft de 9 y 52 kW	130
Tabla 6.4 Costes de instalación y de potencia instalada en las plantas de lecho fluido de 10 y 58 kW	131
Tabla 6.5 Análisis económico de la generación de electricidad en una planta de lecho fluido	132
Tabla 6.6 Rentabilidad de las plantas de gasificación de lecho fluido de 10 y 58 kW	134
Tabla 6.7 Generación de EE mediante gasificación, GN y gasoil comparado con la red	135
Tabla 6.8 Generación de alquitranes y cenizas en las plantas de lecho fijo y fluido	137
Tabla 6.9 Ahorro de emisiones de CO ₂ por la generación de energía en las plantas estudiadas	138

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 2.1 Ubicación actual de las plantas de biomasa, biogás y pellets en España	5
Figura 2.2 Ubicación de las tecnologías en estudio entre las principales existentes en la actualidad	7
Figura 2.3 Entradas, salidas y reacciones de las etapas del proceso de gasificación	9
Figura 2.4 Diagrama ternario CHO	12
Figura 2.5 Reactividad del residuo carbonoso de la turba y de la biomasa	13
Figura 2.6 Variación de K con la temperatura para algunas reacciones de gasificación	17
Figura 2.7 Reacciones que se llevan cabo en un gasificador downdraft	22
Figura 2.8 Perfil de temperaturas en un gasificador de lecho fijo downdraft	22
Figura 2.9 Perfil de temperatura en un gasificador de lecho fluido burbujeante	26
Figura 2.10 Variación de la producción primaria, secundaria y terciaria de alquitranes	31
Figura 2.11 Reducción de alquitranes in situ	32
Figura 2.12 Reducción de alquitranes post-gasificación	32
Figura 2.13 Filtro de barrera	39
Figura 2.14 Formación de alquitranes en un gasificador de lecho fijo downdraft	40
Figura 2.15 Formación de alquitranes en un gasificador de lecho fluido burbujeante	41
Figura 2.16 Eficiencia térmica de un MCI en función de la relación de compresión	47
Figura 2.17 Componentes del sistema de regulación de la mezcla aire/syngas	49
Figura 3.1 Esquema de la planta de gasificación con todos sus componentes	55
Figura 3.2 Planta de gasificación de lecho fijo downdraft	55
Figura 3.3 Reactor del gasificador de lecho fijo downdraft	56
Figura 3.4 Depósito de Biomasa a) con pellets b) vacío c) dimensiones d) vista exterior	56
Figura 3.5 Residuo carbonoso de pellets pirolizados en el depósito de biomasa	57
Figura 3.6 Configuración de 4 agujeros de entrada de aire a la zona de combustión	58
Figura 3.7 Bóvedas formadas utilizando astillas como combustible	58
Figura 3.8 Zona de reducción	59
Figura 3.9 Rejilla ubicada debajo del cono reductor.	60
Figura 3.10 Platos perforados de 7,5 cm de diámetro con orificios de 5, 10 y 15 mm	60
Figura 3.11 Rejilla intercambiable sobre la fija (1. Sin rejilla; 2: $D_o = 1\text{cm}$; 3: $1,1 \times 1,1\text{ cm}$; 4: $0,6 \times 0,6\text{ cm}$)	61
Figura 3.12 Plato perforado en la garganta y rejilla debajo del cono reductor	61
Figura 3.13 Depósito de cenizas	62
Figura 3.14 Lavador húmedo (Scrubber)	62
Figura 3.15 Lavador húmedo y separador centrífugo	63
Figura 3.16 Filtro de gas.	64
Figura 3.17 Bomba de vacío	64
Figura 3.18 Antorcha	65
Figura 3.19 Motor-generador utilizado para realizar las pruebas	66
Figura 3.20 Simulador de carga mediante resistencias eléctricas	66
Figura 3.21 Sistema de depuración del agua	67
Figura 3.22 Separador agua-gas	67
Figura 3.23 Depósitos y bombas del sistema de depuración de agua	68
Figura 3.24 Filtro de astillas y arena	69
Figura 3.25 Aerotermo	69
Figura 3.26 Puntos de medida de la planta downdraft y de la depuradora	71
Figura 3.27 Cuadro eléctrico	72
Figura 3.28 Esquema de comunicaciones	74
Figura 3.29 Esquema de los componentes de la planta de gasificación de lecho fluido burbujeante	76
Figura 3.30 Fotografía de los componentes de la planta de gasificación de lecho fluido burbujeante	76
Figura 3.31 Tolva de alimentación de Biomasa	77
Figura 3.32 Tornillo sinfín	77

Figura 3.33 Reactor: a) Instalado b) Con carcasa C) Con aislamiento d) Sin aislar	78
Figura 3.34 Entrada de aire	78
Figura 3.35 Puerto de encendido	79
Figura 3.36 Rejilla inferior y plato perforado inferior	79
Figura 3.37 Plato perforado superior	79
Figura 3.38 Tapa superior del reactor	80
Figura 3.39 Ubicación de las medidas de temperatura en el reactor	80
Figura 3.40 Manómetro diferencial para controlar caída de presión del lecho	81
Figura 3.41 Separador de sólidos: a) esquema b) Vista frontal c) Tapa (vista superior)	81
Figura 3.42 Ciclón	82
Figura 3.43 Intercambiador de tubos y manómetro diferencial para determinar el nivel de suciedad	82
Figura 3.44 Depósito de alquitranes	83
Figura 3.45 Esquema del lavador húmedo, filtro de gruesos y filtro de finos	83
Figura 3.46 Lavador de gas, filtro de gruesos y filtro de finos	83
Figura 3.47 Bomba de vacío	84
Figura 3.48 Rotámetros	84
Figura 3.49 Antorcha	85
Figura 3.50 Depósito de agua	85
Figura 3.51 Bomba de agua del circuito de refrigeración	85
Figura 3.52 Aerotermo (Intercambiador Agua-aire)	86
Figura 3.53 Cuadro eléctrico	86
Figura 3.54 Instrumentación de la planta de gasificación de lecho fluido	87
Figura 3.55 Esquema de comunicaciones	89
Figura 3.56 Motor FG Wilson UG14P1	90
Figura 3.57 Sistema de admisión del MCI.	90
Figura 3.58 Trituradora Genergy modelo pirineo	92
Figura 3.59 Molino de martillos	93
Figura 3.60 Pelletizadora	93
Figura 4.1 Modificación de la altura de entrada de aire y del diámetro de los agujeros.	97
Figura 4.2 Bóvedas formadas en el reactor de lecho fijo	98
Figura 4.3 Mejora del filtro de gas para limpiar el gas de forma adecuada.	99
Figura 4.4 Aglomeración de cenizas y arena de sílice- $T_{\text{reactor}} > 900^{\circ}\text{C}$	100
Figura 4.5 Orificio de encendido cercano a la biomasa en la base del reactor	101
Figura 4.6. Bomba de vacío con alquitranes. El sistema de limpieza inicial no era efectivo	101
Figura 5.1 Caudal de aire vs T en las zonas de pirólisis, combustión, reducción y PCI	110
Figura 5.2 Composición del gas y PCI	112
Figura 5.3 Reacciones en las zonas de combustión y reducción, cuando se utiliza un plato perforado	112
Figura 5.4 Presiones en función del caudal de aire (todas la presiones son negativas)	114
Figura 5.5 Caudal de aire vs T en las zonas de pirólisis, combustión, reducción y PCI	115
Figura 5.6 Principales reacciones en las zonas de combustión y reducción sin plato perforado	116
Figura 5.7 Composición del gas y PCI	116
Figura 5.8 Presiones en función del caudal de aire	117
Figura 5.9 Caudal de aire, biomasa y temperaturas en las zonas de combustión y garganta	122
Figura 5.10 Temperaturas, composición del gas y PCI	123
Figura 5.11 Perfil de temperaturas en el gasificador de lecho fluido burbujeante	123
Figura 6.1 Ingresos, gastos y tiempo de recuperación de la inversión – L. fijo de 53 kWe	129
Figura 6.2 Retorno de la inversión y rentabilidad en función del precio de venta del kW –L. Fijo 52kW	130
Figura 6.3 Ingresos, gastos y tiempo de recuperación de la inversión - L. fluido 58 KW	132
Figura 6.4 Retorno de la inversión y rentabilidad en función del precio de venta -L. fluido 58 kW	133
Figura 6.5 Costes de instalación para plantas de lecho fijo downdraft y fluido burbujeante	134
Figura 6.6 Costes de generación de EE – tecnologías: gasificación y MCI con gasoil o GN	135

0. INTRODUCCIÓN

La gasificación de biomasa o carbón es una tecnología usada desde hace más de 200 años. Fue utilizada para producir gas de ciudad a finales del siglo XIX y durante el siglo XX y desde sus orígenes se ha ido mejorando desde el punto de vista de la eficiencia de las emisiones al medio ambiente. Los primeros gasificadores de carbón fueron construidos en Alemania por Bischof en 1839 y por Siemens en 1861. El gas era utilizado como combustible para los hornos de la industria siderúrgica, luego mediante la aplicación de mecanismos de limpieza del gas, desarrollados en Inglaterra por Dowson en 1881, el uso de gasificadores se extendió a hornos pequeños y motores de combustión interna. A principios del siglo XX se utilizaron en barcos, automóviles, camiones y tractores. Durante la II guerra mundial, debido a la escasez de petróleo, la gasificación fue ampliamente utilizada. En Francia y en Suiza miles de coches, autobuses, camiones y barcos, utilizaban gas pobre como combustible, el cual era obtenido por gasificación a partir de carbón vegetal. Después de la segunda guerra mundial, los bajos costes de los derivados del petróleo, en relación con la gasificación, hicieron que la tecnología se relegara a un segundo plano (Castells, y otros, 2005)

La gasificación es un proceso termoquímico en el que un sólido que contiene carbono es transformado en un gas combustible de bajo o medio poder calorífico (1.000 - 3.000 kCal/Nm³) comparado con el gas natural (9.000 kCal/m³), el butano (28.000 kCal/Nm³) o el hidrógeno (2.500 kCal/Nm³). El gas producido contiene CO, H₂, CH₄, CO₂, N₂, vapor de agua entre otros que se encuentran en menor cantidad. Estos compuestos se encuentran en el gas en proporciones distintas según: la presentación, la tecnología utilizada, la composición de la materia prima, el agente gasificante y la relación agente gasificante/biomasa. El agente gasificante puede ser vapor de agua, oxígeno, aire o una mezcla de los anteriores, obteniendo el gas con menor poder calorífico cuando se utiliza aire, en este caso la entrada se limita entre un 20 y un 40% del teóricamente necesario para una combustión completa, y la temperatura de operación oscila entre 700 y 1.400°C según el tipo de gasificador y las condiciones del proceso. El gas combustible generado puede ser aprovechado de diversas maneras: a través de procesos de combustión para producir electricidad y/o energía térmica o como gas de síntesis transformándose en productos de mayor valor añadido.

Las aplicaciones más importantes basadas en la gasificación las podemos dividir en cuatro áreas:

- Calefacción (Producción de calor para usos industriales, residenciales o servicios).
- Electricidad (Por medio de motores alternativos, turbinas de gas, turbinas de vapor, cogeneración, gasificación integrada en ciclo combinado - GICC y pilas de combustible, en la que el combustible es el hidrogeno obtenido a partir del gas generado en la gasificación).
- Productos químicos (Gas de síntesis o producción de hidrógeno).
- Transporte (Mediante el uso del syngas directamente en un MCI o del hidrógeno obtenido a partir del syngas).

Como ventajas de la gasificación se puede señalar su versatilidad, posibilidad de obtener la energía en el momento que ésta se requiera, aceptable eficiencia en la producción eléctrica (12-30%) y/o térmica (60 – 85%), poco impacto ambiental (se genera menor impacto ambiental cuando se realiza la combustión de un gas que de biomasa sólida) y la disminución del impacto por la reducción de gases de efecto invernadero (cuando lo que se gasifica es biomasa y no carbón fósil).

La viabilidad económica de las instalaciones de gasificación depende de varios factores, entre ellos:

- El coste de la biomasa puesta en planta y del tratamiento que ésta requiera antes introducirla en el reactor.
- El precio de venta de la electricidad y/o el calor generado o las subvenciones estatales.
- Las características del lugar de ubicación de la central. Si no se dispone de red eléctrica y hay biomasa disponible, la gasificación es una opción a considerar.

La justificación de este trabajo está sustentada por la necesidad de escoger la mejor tecnología de generación utilizando la biomasa como una fuente de energía limpia para generar un gas de síntesis y así producir menos emisiones al quemar un combustible gaseoso comparado con uno sólido. La biomasa también es una fuente de energía flexible ya que un combustible gaseoso a diferencia de un sólido, puede ser quemado en una turbina o en un motor de combustión, además de una caldera. Finalmente, en el mercado español esta tecnología todavía no se comercializa en masa, por lo que se hace necesario optimizar el diseño de las plantas de gasificación para facilitar el ingreso al mercado de esta tecnología.

0.1. Referencias

Castells, Xavier, y otros. 2005. *Tratamiento y valorización energética de residuos.* Madrid : Díaz de Santos, 2005. 9788479786946.

1. OBJETIVOS

El objetivo de este trabajo de investigación es comparar de forma experimental los sistemas de gasificación de lecho fijo downdraft y de lecho fluido burbujeante para la generación de energía eléctrica en aplicaciones de baja potencia, determinando un sistema adecuado de limpieza del gas generado y analizando, mediante un estudio técnico y económico, la posibilidad de que estos sistemas puedan operar de una manera rentable y segura para dichas aplicaciones eléctricas de baja potencia (Inferiores a 100 kW).

Para alcanzar este objetivo se han escogido las tecnologías de gasificación de biomasa mencionadas porque son las que más auge han tenido en los últimos años y porque un previsible uso masivo de las mismas hace necesario un conocimiento exhaustivo, como fue el caso en su día el caso para las calderas de biomasa.

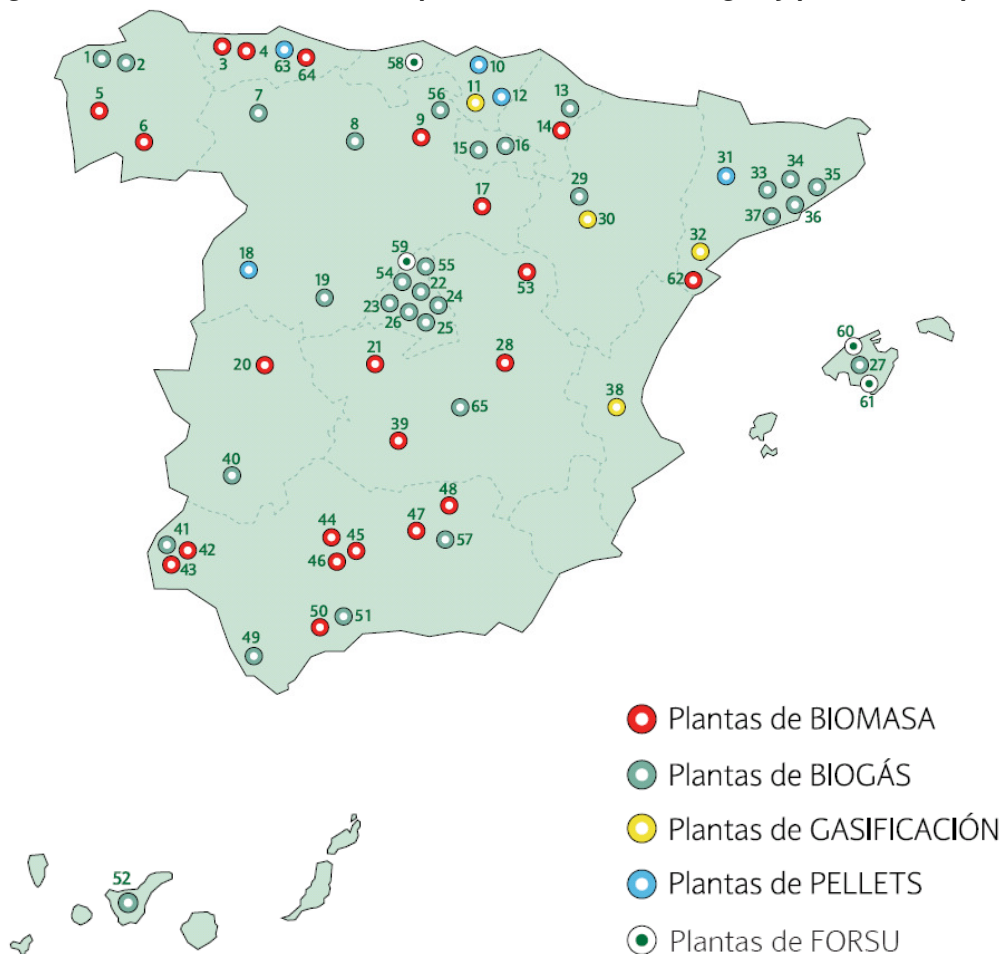
Para lograr estos objetivos se requiere la realización de las siguientes tareas:

1. Determinar una metodología de trabajo para realizar el estudio comparativo.
2. Diseñar, fabricar y poner en marcha, tanto para la planta de lecho fijo downdraft como para el de lecho fluido burbujeante, los siguientes componentes:
 - ✓ *los reactores.*
 - ✓ *el sistema de limpieza del gas.*
 - ✓ *un sistema de depuración para el agua que limpia el gas y que retire los sólidos y alquitranes que se generen.*
 - ✓ *un sistema de medida, automatización y control del proceso.*
3. Optimizar el proceso de gasificación en ambas configuraciones:
 - ✓ *Establecer los parámetros de entrada óptimos para el proceso de gasificación, entre éstos se encuentran: tamaño de la biomasa, características del combustible (análisis elemental, análisis inmediato, poder calorífico), relación agente gasificante/biomasa.*
 - ✓ *En función de los parámetros de entrada, determinar la variación de los parámetros de salida del gasificador, entre éstos: composición y poder calorífico del gas generado, grado de limpieza del gas, caudal de gas generado por kg de biomasa y eficiencias.*
4. Realizar un análisis de la viabilidad técnica, económica y ambiental de la generación de energía mediante las tecnologías de gasificación estudiadas en este trabajo.

2. ESTADO DEL ARTE DE LA TECNOLOGÍA DE GASIFICACIÓN

Se estudian en este capítulo los fundamentos de la gasificación de biomasa según la bibliografía actual, revisando los resultados obtenidos con distintos tipos de plantas con diferentes variantes y las soluciones encontradas para la optimización de los complejos fenómenos que tienen lugar en el proceso de gasificación. Especial énfasis se pone en la identificación de aquellos aspectos que aún están pendientes de explicación u optimización en las dos configuraciones de gasificación sobre las que existe consenso en ser las más adecuadas para aplicaciones con niveles de potencia inferiores a los 100 kW_e.

Figura 2.1 Ubicación actual de las plantas de biomasa, biogás y pellets en España



Fuente: (APPA, 2011)

Debido al aumento del precio del petróleo y a los estudios científicos realizados sobre el calentamiento global, producido por los gases de efecto invernadero, generados en proporción muy significativa por la utilización de combustibles fósiles, desde la década de los ochenta el desarrollo de sistemas de aprovechamiento de la biomasa con fines energéticos, por medio de la gasificación, ha experimentado un notable incremento, alcanzando su mayor interés en la actualidad. El interés por la gasificación se ha hecho patente en el incremento de proyectos de I+D que se están llevando a cabo, el aumento en número y calidad de publicaciones científicas sobre el tema, así como en la construcción de plantas piloto y de explotación con fines comerciales de dicho

proceso. Sin embargo falta mucho camino por recorrer para llevar esta tecnología a un uso industrial masivo. En España los primeros trabajos y desarrollos tecnológicos de gasificación se realizaron en los noventa y se centraron en grandes instalaciones del orden de varios MW utilizando como combustible carbón fósil.

En cuanto al estado actual de las diferentes tecnologías de generación de energía a partir de biomasa, según el inventario de plantas de biomasa, biogás y pellets, publicado en Junio de 2011 por la asociación de productores de energías renovables APPA, en España hasta esa fecha, habían 22 plantas que generan electricidad a partir de la combustión de Biomasa (358,5 MW), 4 de gasificación de biomasa (3,7 MW), 30 de biogás (98 MW) y otras 4 a partir la fracción orgánica de los residuos sólidos urbano - FORSU (49,6 MW). En total son 60 plantas con una capacidad instalada de 509,8 MW como se muestra en la **Figura 2.1** (APPA, 2011).

Las plantas de generación de energía a partir de la gasificación biomasa en España son: la planta de enamora en Móra d'Ebre, Tarragona (750 kW. puesta en marcha 1994), la de TAIM WESER en Zaragoza (650 kW, puesta en operación en 2.005), la de Jundiz en Vitoria (672 kW, puesta en marcha en 2.008 por Guascor Ingeniería) y la última que está en marcha desde 2.010 por Inversiones Setabenses Mollá (Cerámica Mollá) en Xativa (Valencia). Esta última, con una inversión de 3 millones de euros, es una planta de gasificación de lecho fluido con una potencia instalada de 1.650 kW que produce 13.000 MWh/año y que gasifica 10.000 Ton/año de residuos forestales (APPA, 2011). Además de las mencionadas, se puede citar la planta de cogeneración de electricidad de 5,9 MW a partir de orujillo de uva y de aceituna ubicada en la alcoholera de la empresa Movialsa en Campo de Criptana (Ciudad Real).

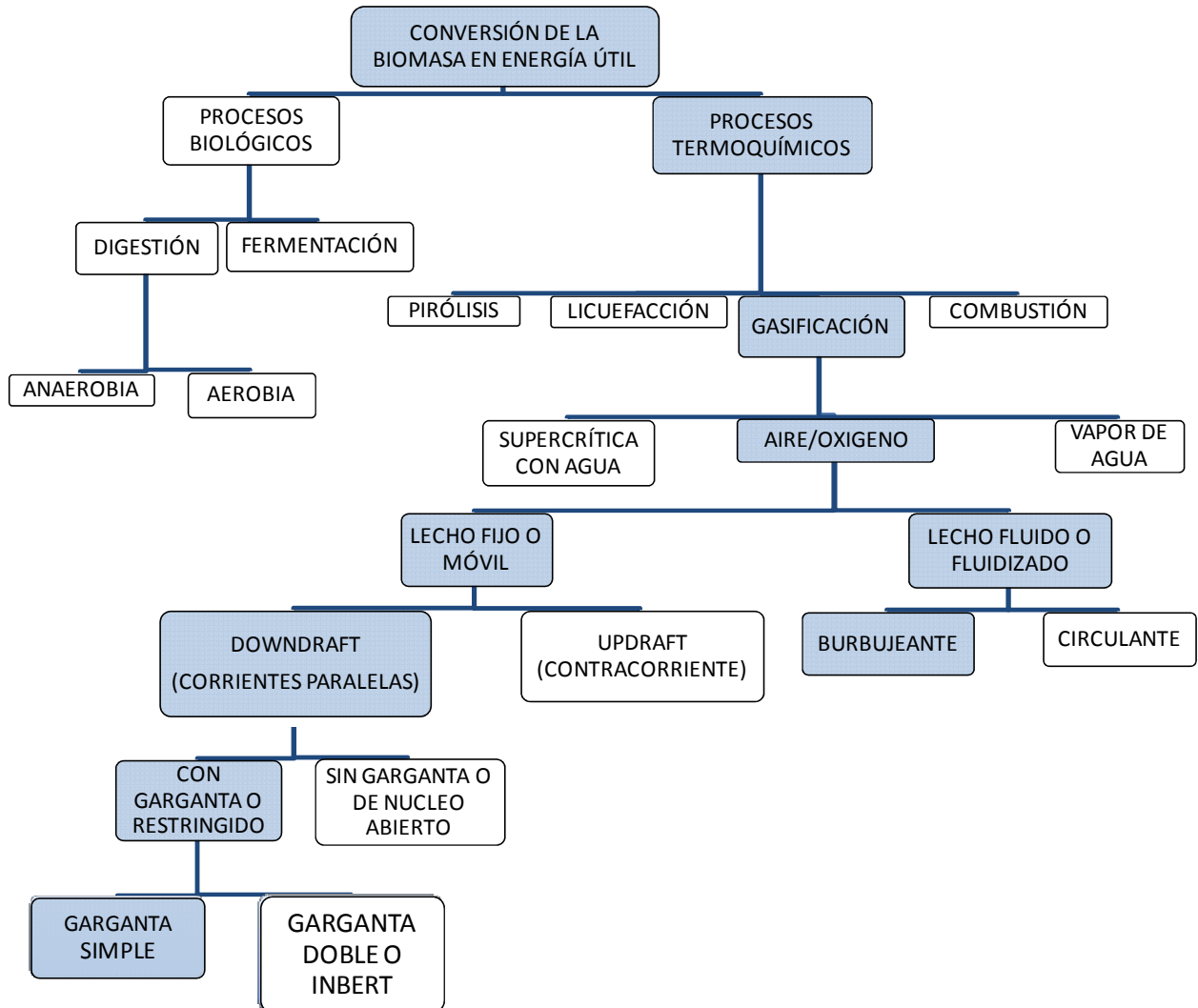
Cada una de estas plantas de gasificación de biomasa tiene potencias instaladas superiores a 650 kW eléctricos. No se tienen registros de plantas de gasificación de baja potencia operando en la actualidad, esto evidencia la necesidad de seguir investigando en este campo para masificar el uso de este tipo de plantas en aplicaciones de baja potencia que permita un mejor aprovechamiento de la Biomasa en sistemas distribuidos, como complemento a los centralizados de elevada potencia.

Como se ha mencionado, existen diferentes formas de convertir la biomasa en energía, las más utilizadas en España son las mostradas en la **Figura 2.1**, cada una de ellas tiene sus ventajas e inconvenientes y para seleccionar la más adecuada hay que tener en cuenta muchos parámetros, tales como el tipo y presentación de la biomasa, la disponibilidad de la misma, su composición y el contenido de humedad entre otros.

Este trabajo estudia la conversión de biomasa de origen lignocelulósico en energía eléctrica y/o térmica mediante gasificación, usando paralela e independientemente las tecnologías de lecho fijo downdraft y lecho fluido burbujeante y empleando como agente gasificante aire. La ubicación de estas tecnologías de conversión entre las más conocidas en la actualidad se muestra en la **Figura 2.2**. Como se observa en esta figura, los dos procesos de gasificación estudiados son procesos termoquímicos de generación de energía, donde se mezcla biomasa con un agente gasificante, que en nuestro caso es aire, para producir un gas que puede ser utilizado para generar

energía eléctrica en una turbina, en un motor de combustión interna o generar calor en una caldera.

Figura 2.2 Ubicación de las tecnologías en estudio entre las principales existentes en la actualidad



Fuente: Elaboración propia

En las siguientes secciones se explica el proceso termoquímico de la gasificación y como se producen y eliminan los alquitranes en dicho proceso.

2.1. Termoquímica del proceso de gasificación

2.1.1. Reacciones del proceso de gasificación

El número de reacciones que tienen lugar en el proceso de gasificación de biomasa es muy elevado. La composición final del gas depende de diversos factores, entre ellos: la composición de la biomasa (de la cual depende su poder calorífico), el contenido de humedad, la temperatura a la que se llevan a cabo las reacciones, la relación aire/biomasa, el tamaño y la densidad de la biomasa triturada y el tipo de gasificador utilizado. El gas obtenido contiene monóxido de carbono (CO), dióxido de carbono (CO₂), hidrógeno (H₂), metano (CH₄), pequeñas cantidades de otros hidrocarburos

más pesados, agua (H₂O), nitrógeno (N₂) (cuando se usa aire como agente gasificante) y diversos compuestos no deseados como pequeñas partículas carbonosas, cenizas y alquitranes. EL CO, el H₂ y el CH₄ son los componentes que principalmente confieren poder calorífico al gas.

Las ecuaciones que se llevan a cabo en el proceso de gasificación de la biomasa, clasificadas según las reacciones con C, O₂, H₂O, producción de CH₄ y reformado con vapor se muestran en la **Tabla 2.1**.

Tabla 2.1 Clasificación de las principales reacciones en el proceso de gasificación

Reacciones	R	Ecuación	Calor $\Delta H_{25^\circ C}$ kCal/mol	Reacción
Cambios de estado y pirólisis	Pirólisis	<i>Biomasa + calor → char + liq + gas</i>		
		<i>líquidos + calor → gases</i>		
		<i>Alquitrán(líquido) → Alquitrán(gas)</i>		
con carbono	R1	$C + CO_2 \leftrightarrow 2CO$	41,1	Boudouard
	R2	$C + H_2O \leftrightarrow CO + H_2$	31,3	Gasificación con vapor.
	R3	$C + 2H_2 \leftrightarrow CH_4$	-17,9	Metanización o Hidrogasificación
	R4	$C + 1/2O_2 \rightarrow CO$	-26,5	Combustión parcial del C
con oxígeno (reacciones de combustión)	R5	$C + O_2 \rightarrow CO_2$	-94,5	Combustión completa del C
	R6	$CO + 1/2O_2 \leftrightarrow CO_2$	-67,4	Oxidación del CO
	R7	$CH_4 + 2O_2 \rightarrow CO_2 + 2H_2O$	-191,8	Comb. del CH ₄
	R8	$H_2 + 1/2O_2 \rightarrow H_2O$	-57,8	Oxidación del H ₂
Shift	R9	$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$	-9,8	Shift (agua gas)
de metanización	R10	$2CO + 2H_2 \rightarrow CH_4 + CO_2$	-58,9	
	R11	$CO + 3H_2 \leftrightarrow CH_4 + 2H_2O$	-49,2	Metanización
	R14	$CO_2 + 4H_2 \leftrightarrow CH_4 + 2H_2O$	-39,4	
Reformado con vapor	R12	$CH_4 + H_2O \leftrightarrow CO + 3H_2$	48,5	Gasificación del metano
	R13	$CH_4 + 1/2H_2O \rightarrow CO + 2H_2$	-8,6	Gasificación del metano
	R14Rev	$CH_4 + 2H_2O \leftrightarrow CO_2 + 4H_2$	39,6	
con otros hidrocarburos	R15	$C_2H_4 + 3O_2 \rightarrow 2CO_2 + 2H_2O$	-317,2	
	R16	$C_nH_{2n} + H_2 \rightarrow C_nH_{2n+2}$		
	R17	$C_nH_m + nH_2O \rightarrow nCO + (n + m/2)H_2$		
Otras reacciones con carbono y agua	R18	$C + 2H_2O \rightarrow CO_2 + 2H_2$		
	R19	$2C + 2H_2O \rightarrow H_2O + CH_4$		

Fuentes: (Higman, y otros, 2008); (Klass, 1998); (Knoef, 2005)

(*Endotérmica*, *Exotérmica*, *En negro*: pueden ser endotérmicas o exotérmicas dependiendo de la temperatura y la dirección a la que se lleve a cabo la reacción)

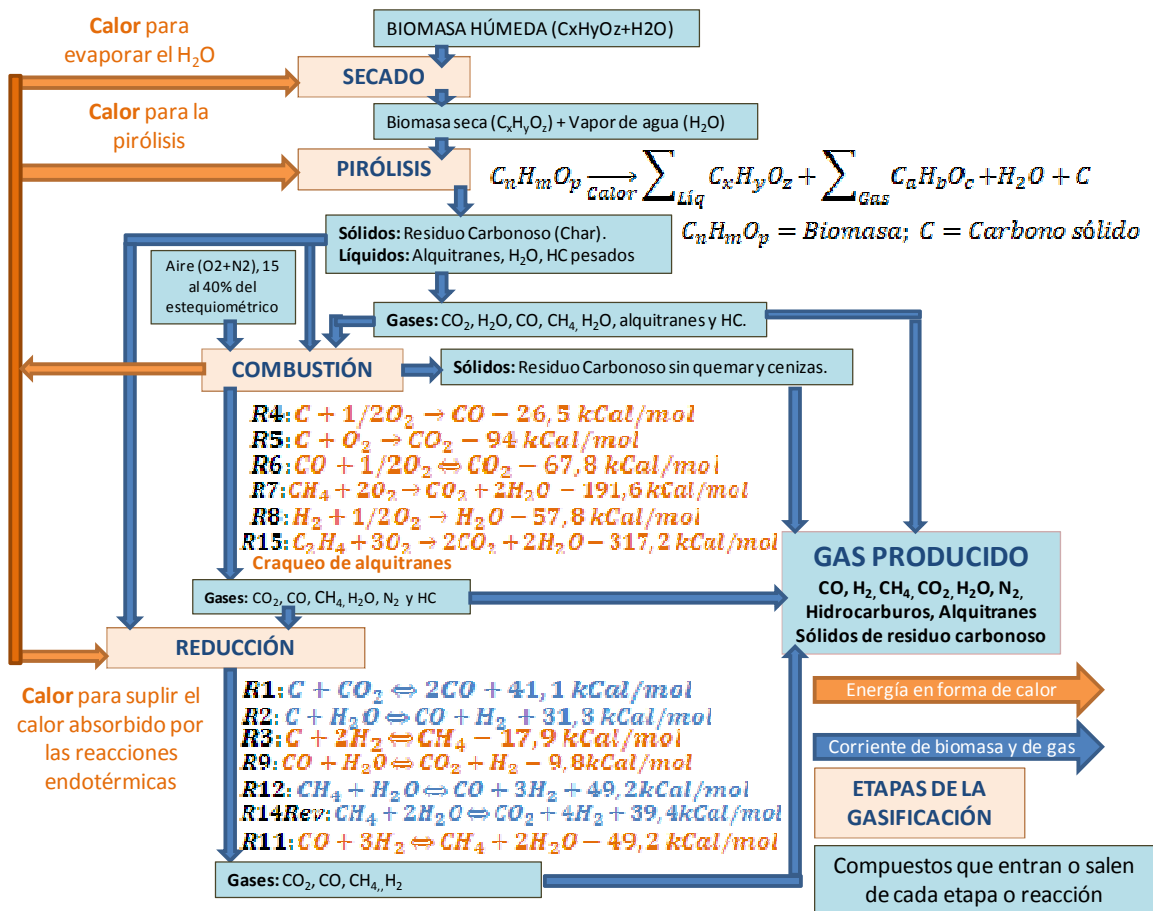
En el proceso de combustión según las reacciones R4 y R5, el residuo carbonoso (char) reacciona con el oxígeno, pero al haber defecto de éste se produce una combustión incompleta que produce CO y residuo carbonoso sin reaccionar, este residuo carbonoso posteriormente reacciona con los gases presentes, principalmente CO₂ y H₂O (reacciones heterogéneas gas-sólido) para producir CO y H₂ (Reacciones R1 y R2). Al ser las más lentas, las reacciones que limitan la velocidad son las reacciones sólido - gas donde no participa el oxígeno (R1 a R3).

La producción de hidrógeno se ve favorecida por la presencia de agua en la biomasa y vapor de agua en el agente gasificante. El hidrógeno se produce principalmente por las reacciones R2 y R9, y en menor medida a partir de R12, R13, R14Rev y R17. No obstante un exceso de humedad disminuye el rendimiento del proceso global. Son aceptables valores hasta un 30% de humedad en la biomasa, de lo contrario habría que hacer un tratamiento previo para secarla con el consiguiente consumo energético. La formación de metano se lleva a cabo mediante las reacciones R3, R10, R11 y R14.

2.1.2. Etapas del proceso de gasificación

El proceso de gasificación consta principalmente de cuatro etapas: **secado, pirólisis, combustión y reducción**, que se muestran en la **Figura 2.3**, con indicación de las reacciones químicas que tienen lugar en cada una de ellas.

Figura 2.3 Entradas, salidas y reacciones de las etapas del proceso de gasificación



Fuente: El autor, (Higman, y otros, 2008); (Klass, 1998); (Knoef, 2005).
(**Endotérmica, Exotérmica**).

Aunque estas etapas son frecuentemente modeladas en serie, no hay un límite claro entre ellas, y a menudo se superponen. En un proceso típico, la biomasa se calienta (seca) y luego se somete a degradación térmica o pirólisis, los productos de la pirólisis (gases, sólidos y líquidos) reaccionan entre sí, así como con el medio gasificante para formar el gas final. En la mayoría de los gasificadores comerciales, la energía térmica necesaria para el secado, la pirólisis, y las reacciones endotérmicas de reducción provienen de las reacciones exotérmicas llevadas a cabo en la etapa de combustión como se muestra en la **Figura 2.3**. A continuación se describe de manera general el proceso que se lleva a cabo en cada etapa:

2.1.2.1. Secado

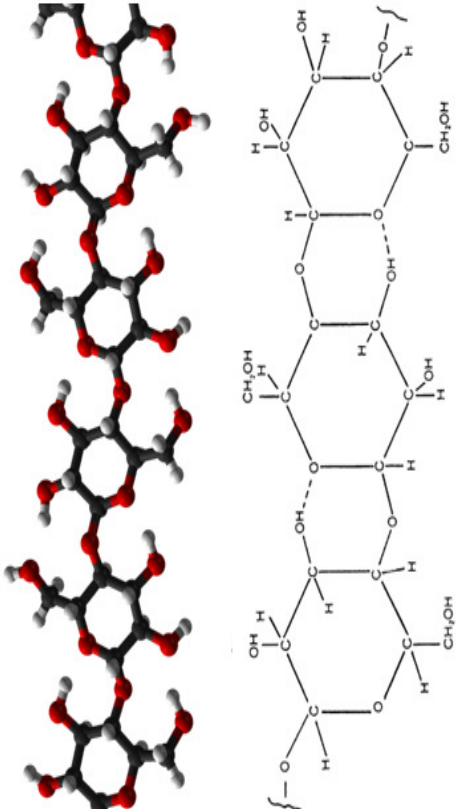
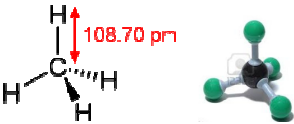
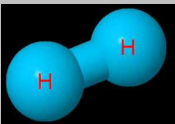
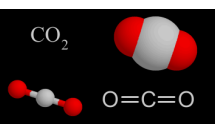
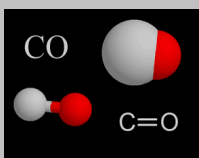

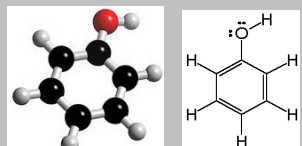
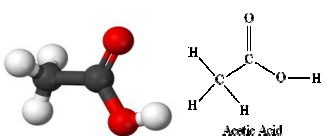
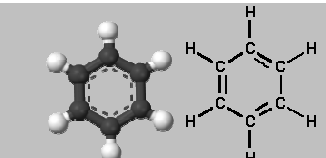
La biomasa que se encuentra en la parte superior del reactor (lecho fijo), o que acaba de ingresar al reactor (lecho fluido), se calienta y se seca, evaporando parte de la humedad contenida en ella con el calor producido por las reacciones de combustión. Para la producción de un gas combustible con un valor calorífico aceptable, la mayoría de los sistemas de la gasificación usan biomasa seca con un contenido de humedad entre el 7 y el 20%. El contenido de humedad típico de la madera recién cortada oscila entre un 30 y un 60%, en estas condiciones cada kilogramo de humedad en la biomasa consume 540 kCal de energía que la misma biomasa debe suministrar para evaporar el agua, la energía consumida en este proceso no es recuperable. Para un nivel de humedad alto, esta pérdida es preocupante, si bien no se puede hacer mucho acerca de la humedad interna de la biomasa ya que ésta se encuentra dentro de la estructura celular, si se puede disminuir la humedad externa o de la superficie. Por encima de 100 °C el agua que está en la superficie de la biomasa es retirada definitivamente. A medida que aumenta la temperatura, los compuestos extraíbles de bajo peso molecular inician el proceso de volatilización que continúa hasta que se alcanza una temperatura aproximada de 200 °C (Basu, 2010). Cuando la humedad es muy alta, un pre-secado es necesario para eliminar tanta humedad de la biomasa como sea posible antes de alimentar el gasificador con ella.

2.1.2.2. Pirolisis

Proceso de descomposición térmica sin casi presencia de oxígeno que ocurre entre 300 y 500 °C. En esta etapa se desprenden los gases combustibles más volátiles, algunos de los cuales no se queman por la ausencia de oxígeno y se convierten en alquitranes. Además de los gases, se produce un residuo sólido de aspecto carbonoso llamado residuo carbonoso, char o carbón vegetal. Entre los gases producidos, los más importantes son: vapor de agua, CO₂, H₂, CO e hidrocarburos (como el benceno).

La pirolisis habitualmente es dividida en pirolisis lenta (donde se crean los alquitranes por condensación de moléculas) y pirolisis rápida. La etapa de pirolisis es más rápida que la de gasificación. La producción de gases se ve favorecida por un tiempo de permanencia y/o temperatura adecuadas. La fracción de hidrocarburos está compuesta de CH₄ y alquitranes, la cantidad de alquitranes y aceites es mayor, conforme la temperatura y el tiempo de permanencia son menores. En la **Tabla 2.2** se muestra la estructura molecular de la biomasa y los productos de su pirólisis.

Tabla 2.2 Estructura molecular de la biomasa y de los productos de la pirólisis

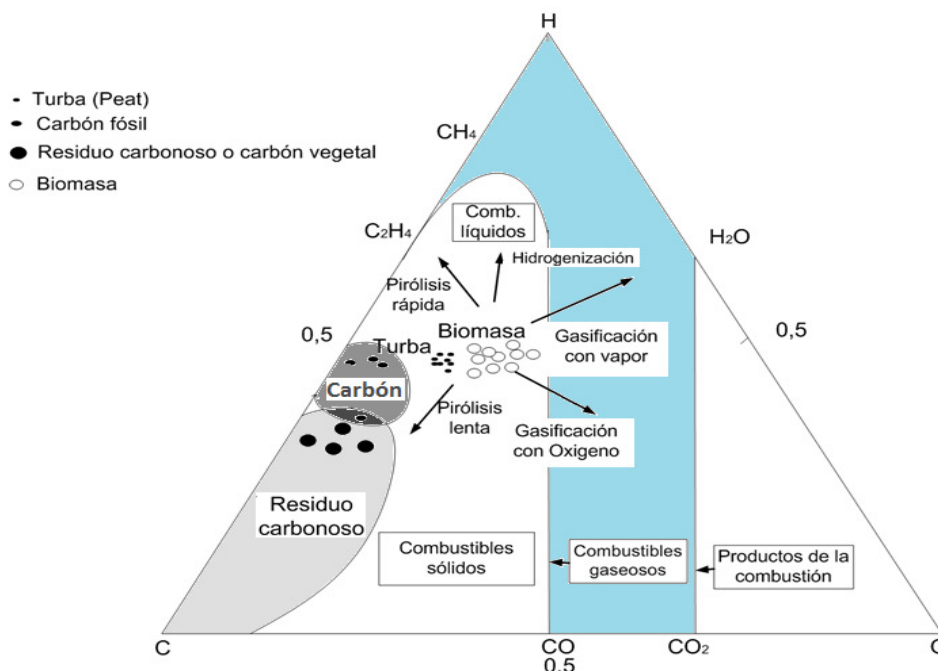
TRANSFORMACIÓN DE LA CELULOSA TRAS SER SOMETIDA AL PROCESO DE PIRÓLISIS			
BIOMASA - MOLECULAS DE HIDROCARBURO DE CADENA LARGA	PRODUCTOS DE LA PIRÓLISIS - MOLECULAS MÁS SIMPLE	NOMBRE	FORMULA
<p>CELULOSA (C₆H₁₀O₅)</p> 		Metano	CH ₄
		Hidrógeno	H ₂
		Dioxido de carbono	CO ₂
		Monoxido de carbono	CO
		Vapor de agua	H ₂ O
		Fenol	C ₆ H ₆ O
		Ácido acético	CH ₃ COOH
	Benceno	C ₆ H ₆	

Fuente: Elaboración propia.

La pirólisis que precede a la gasificación consiste en la descomposición térmica de las moléculas de hidrocarburos más pesados presentes en la biomasa para dar origen a moléculas de gas más pequeñas (condensables y no condensables) sin reacciones químicas importantes con aire, gas o cualquier otro agente gasificante.

Si analizamos el proceso de pirólisis en el diagrama ternario CHO (**Figura 2.4**), en la pirólisis lenta el producto sólido se mueve hacia la esquina del carbono, y se produce más carbono. En la pirólisis rápida el proceso se mueve hacia el eje CH opuesto a la esquina del oxígeno. El oxígeno de la biomasa es reducido para producir hidrocarburos líquidos.

Figura 2.4 Diagrama ternario CHO



Fuente: Adaptado de (Solar Energy Research Institute, 1988)

Un producto a destacar en la pirólisis son los alquitranes líquidos que se forman por condensación de los gases condensables producidos en el proceso. Al ser un líquido pegajoso, los alquitranes crean grandes dificultades en el uso industrial del syngas o para la generación de energía en un MCI. Los alquitranes no son deseables en el gas y por ello son sometidos a un tratamiento térmico para craquearlos o posteriormente se trata el gas para eliminarlos. En la **sección 2.5** se explica el proceso de eliminación de alquitranes en el gas.

2.1.2.3. Oxidación o combustión

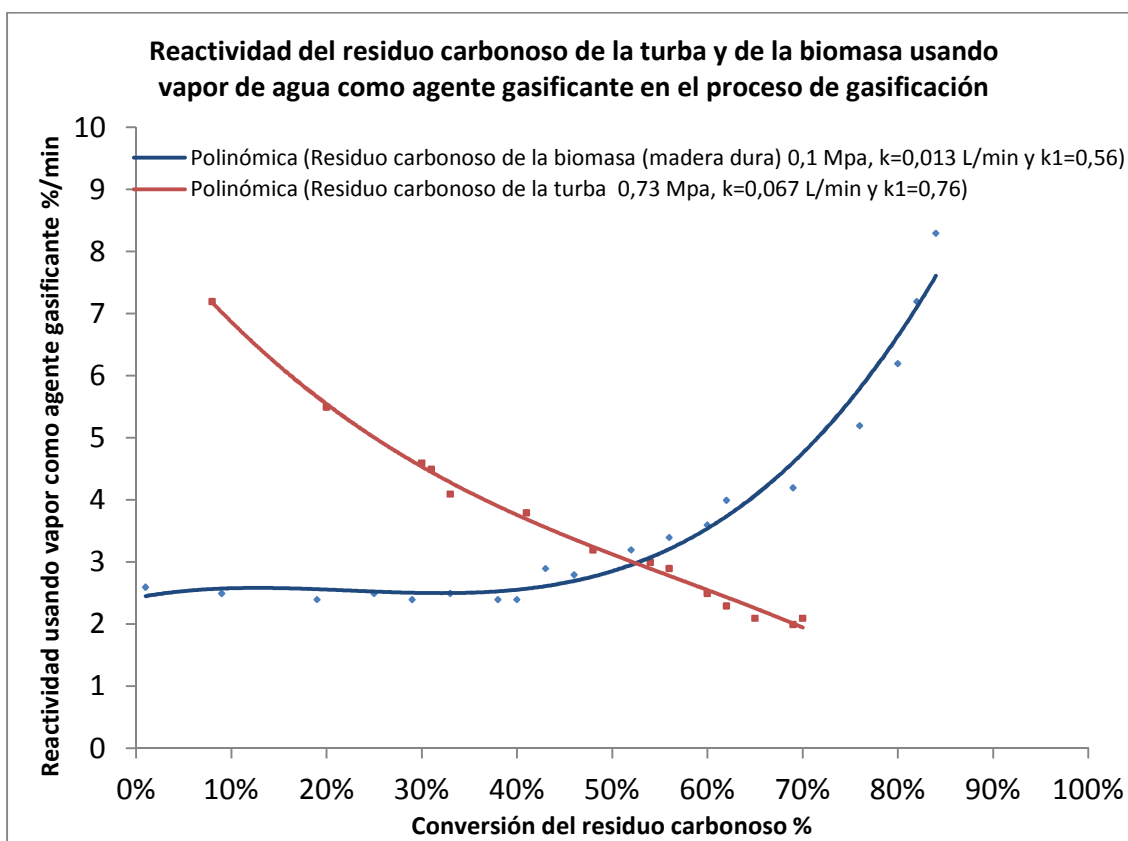
En esta zona, una parte del residuo carbonoso (char) se mezcla con el agente gasificante, que en nuestro caso es aire (R5, $C + O_2 \rightarrow CO_2$) produciendo CO_2 y manteniendo la temperatura entre 600 °C y 1.400 °C. Debido a que la cantidad de aire introducida es inferior a la estequiométricamente requerida para una combustión completa, (por lo tanto el oxígeno es el reactivo límite) se produce una combustión incompleta (R4, $C + O \rightarrow CO$) que genera CO, parte de éste se mezcla con el O_2 para producir otra reacción de combustión (R6, $CO + \frac{1}{2} O_2 \leftrightarrow CO_2$). Las reacciones de combustión completa e incompleta mencionadas son de carácter exotérmico y en ellas se produce principalmente CO y CO_2 , adicionalmente el oxígeno remanente, que ya es poco, se mezcla con CH_4 y H_2 producidos en reacciones anteriores de pirólisis y se forma CO_2 y H_2O (R7, $CH_4 + 2O_2 \rightarrow CO_2 + 2H_2O$ y R8, $H_2 + \frac{1}{2} O_2 \rightarrow H_2O$). Esta etapa produce el calor necesario para llevar a cabo las reacciones que lo requieren, como el secado y la pirólisis, además de suministrar calor a las reacciones de reducción que son endotérmicas, para mantener la temperatura. La reacción R5 ($C + O_2 \rightarrow CO_2$) es la que desprende la mayor cantidad de calor, 94 kCal/kmol de carbono consumido, seguida de la reacción R4 ($C + \frac{1}{2} O_2 \rightarrow CO$), que además produce CO, y libera 26,5 kCal/mol de calor. La velocidad de la reacción R4 es relativamente lenta.

Las cantidades relativas de combustible, oxidante y vapor de agua regulan la fracción de carbono u oxígeno que reaccionan según las reacciones R4 o R5 (**Tabla 2.1**). Cualquier cantidad de oxidante adicional al requerido para mantener las reacciones endotérmicas a la temperatura adecuada, aumentará innecesariamente la temperatura del gasificador y las pérdidas, lo que se traduciría en una reducción de la eficiencia y del poder calorífico del gas producido.

2.1.2.4. Reducción - Gasificación del residuo carbonoso

Esta etapa se lleva a cabo después de la pirólisis y las reacciones correspondientes se llevan a cabo en paralelo con la etapa de combustión, aunque el calor y los productos de la combustión (como el CO_2 y el H_2O) son requeridos en esta etapa. La reducción es la más compleja de todas las etapas, envuelve reacciones químicas entre HC, H_2O , CO_2 , O_2 y H_2 , así como entre los gases desprendidos. De todas estas reacciones, las de gasificación del residuo carbonoso producido son las más importantes.

Figura 2.5 Reactividad del residuo carbonoso de la turba y de la biomasa

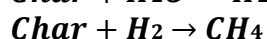
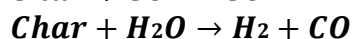
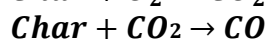
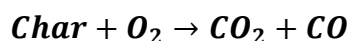


Fuente: (Basu, 2010)

Si comparamos el residuo carbonoso de la biomasa, con el del carbón fósil y coque, el primero es en general más poroso y reactivo, su porosidad está en el rango del 40 a 50% mientras que la del carbón fósil es del 2 a 18%, los poros del residuo carbonoso de la biomasa son mucho más grandes (20-30 micras) que los del carbón fósil (~ 5 angstrom) (Encinas, y otros, 2001). Por lo tanto, el comportamiento de las reacciones es diferente cuando se utiliza el residuo carbonoso de la biomasa que cuando se utiliza lignito o turba. La reactividad de la turba decrece con el tiempo conforme se va convirtiendo, mientras que la reactividad del residuo carbonoso de la biomasa

aumenta a lo largo del proceso de conversión (**Figura 2.5**). Esta tendencia inversa se puede atribuir a la creciente actividad catalítica de los componentes metálicos alcalinos del residuo carbonoso de la biomasa (Risne, y otros, 2001).

La gasificación del residuo carbonoso de la biomasa implica varias reacciones entre éste y el agente gasificante. A continuación se muestra una descripción de algunas de las reacciones del residuo carbonoso (Char) con diferentes agentes gasificantes como el oxígeno, el dióxido de carbono, el vapor de agua y el hidrógeno.



Las ecuaciones anteriores muestran cómo agentes gasificantes como el O_2 , CO_2 , H_2O y el H_2 reaccionan con el carbono sólido para convertirlo en gases de bajo peso molecular como el CO , CH_4 y CO_2 . En este trabajo de investigación se han realizado pruebas utilizando aire como agente gasificante, por lo tanto las reacciones que predominan son las que se llevan a cabo entre el carbono y el oxígeno, sin embargo debido a que hay reacciones de combustión incompleta (producción de CO) y la biomasa está húmeda, se produce hidrógeno en la reacción entre carbono y agua.

Las reacciones de gasificación principales en las que el C reacciona con CO_2 o vapor de agua (R1 y R2 de la **Tabla 2.1**) son endotérmicas aunque también se llevan a cabo reacciones exotérmicas, como lo es la reacción del C con O_2 o H_2 (R3, R4 y R5).

- **Velocidad de las reacciones del residuo carbonoso de la madera**

La velocidad de gasificación del residuo carbonoso depende principalmente de su reactividad y del potencial de reacción del medio gasificante. El O_2 , por ejemplo es el más activo, seguido del vapor de agua, a continuación el CO_2 y finalmente el H_2 . La velocidad de las reacciones residuo carbonoso-oxígeno (R4 y R5) son las más rápidas entre las cinco primeras de la Tabla 2.1 (R1 a R5). Son tan rápidas estas reacciones en relación con el resto, que se consume el oxígeno rápidamente dejando apenas oxígeno libre para cualquier otra reacción, por esta razón las reacciones con oxígeno son las que primero se llevan a cabo y, una vez éste se agota, se producen el resto de reacciones.

La velocidad de la reacción R2: residuo carbonoso - vapor de agua ($\text{C} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO} + \text{H}_2$) es de 3 a 5 veces más lenta que la reacción residuo carbonoso-oxígeno. La reacción de Boudouard o reacción residuo carbonoso - dióxido de carbono ($\text{C} + \text{CO}_2 \rightarrow 2\text{CO}$) es de 6 a 7 veces más lenta que la reacción residuo carbonoso-oxígeno (Smoot, y otros, 1959). La velocidad de la reacción de gasificación agua-gas o vapor-vapor (R2) es de 2 a 5 veces más rápida que la reacción de Boudouard (R1) (Di Blasi, 2009). La reacción R3 de residuo carbonoso-hidrógeno que produce metano ($\text{C} + 2\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_4$) es la más lenta de todas (Walker, y otros, 1959). Las velocidades relativas R pueden expresarse como:

$$VR_{\text{C}+\text{O}_2} > VR_{\text{C}+\text{H}_2\text{O}} \text{ (3 a 5 veces más lenta que C}+\text{O}_2\text{)}$$

$$VR_{C+H_2O} > VR_{C+CO_2} \text{ (6 a 7 veces más lenta que } C+O_2 \text{ y de 2 a 5 veces más lenta que } C+H_2O \text{)}$$

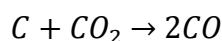
$$VR_{C+CO_2} > VR_{C+H_2}$$

Donde VR es la velocidad de la reacción

- **Reacciones más importantes en la etapa de reducción**

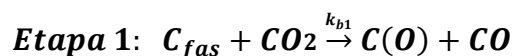
Las reacciones más importantes en la etapa de reducción son: la reacción de Boudouard (R1), la reacción agua-gas (R2), la reacción shift (R9) y la reacción de Hidrogasificación (R3). El artículo "Combustion and gasification rates of lignocellulosic chars" (Di Blasi, 2009) describe las 3 primeras reacciones. A continuación se explica cómo se llevan a cabo las cuatro reacciones mencionadas según Di Blasi:

Reacción de Boudouard (R1): La gasificación del residuo carbonoso con dióxido de carbono es popularmente conocida como reacción de Boudouard:

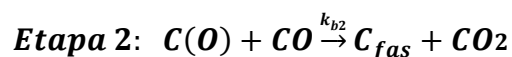


Y se resume en tres etapas:

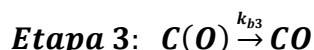
En la primera etapa se disocia CO_2 con carbono activo libre (C_{fas}), se libera CO y se forman moléculas complejas de carbono-oxígeno $C(O)$:



Esta reacción se puede mover también en dirección opuesta, de esta manera se forma carbón activo en sitio y CO_2 en la segunda etapa.



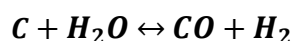
En la tercera etapa, el carbono-oxígeno $C(O)$ produce una molécula de CO



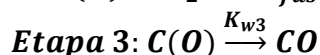
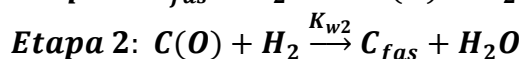
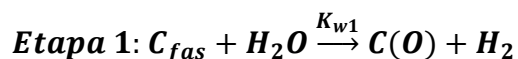
Donde k_{b1} , k_{b2} y k_{b3} son las constantes de velocidad de Arrhenius.

La velocidad de las reacciones de gasificación del residuo carbonoso en CO_2 de la etapa 2 es insignificante por debajo de los $700^\circ C$.

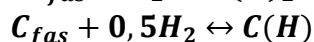
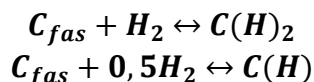
Reacción agua-gas (R2): La gasificación del residuo carbonoso con vapor de agua, conocida como reacción agua-gas es una de las reacciones de gasificación más importantes:



La primera etapa de esta reacción consiste en la disociación del H_2O en carbono activo libre (C_{fas}) liberando el hidrógeno y formando moléculas complejas de óxido de carbono $C(O)$. En la segunda y tercera etapa, la molécula compleja de óxido de carbono produce carbono activo libre y una molécula de CO .

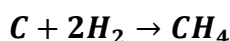


Algunos modelos (Di Blasi, 2009) también incluyen la posibilidad de inhibición del hidrógeno por moléculas complejas de C(H) o C(H)₂ como se muestra a continuación:



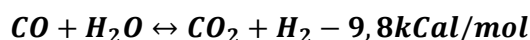
La presencia del H₂ tiene un fuerte efecto inhibitorio sobre la velocidad de gasificación del residuo carbonoso con H₂O. Por ejemplo un 30% del hidrógeno en la atmósfera de gasificación puede reducir la velocidad de gasificación en un factor de hasta 15 (Barrio, y otros, 2001). Así que una manera eficaz para acelerar la reacción agua-gas es la continua eliminación de hidrógeno en el lugar donde se lleva a cabo la reacción.

Reacción de Hidrogasificación (R3): Esta reacción consiste en la gasificación del residuo carbonoso de la biomasa en un ambiente de hidrógeno, lo que conduce a la producción de metano:



La velocidad de esta reacción es mucho más lenta que las de las otras reacciones, aunque gran parte del metano que contiene el gas se produce mediante esta reacción. Esta reacción es de vital importancia cuando se busca la producción de gas natural sintético (SNG).

Reacción shift (R9 reacción de conversión agua-gas): La reacción Shift es una importante reacción en fase gaseosa. En dicha reacción se aumenta el contenido en hidrógeno de los productos de la gasificación a costa de la disminución de CO. En algunos textos, esta reacción también se conoce como la "reacción de conversión agua-gas" (Klass, 1998) aunque es muy diferente de la reacción (R2).



La reacción Shift es ligeramente exotérmica y su equilibrio disminuye lentamente con la temperatura. Dependiendo de la temperatura, ésta reacción se puede llevar a cabo en cualquier dirección, es decir en la de los productos o en la de los reactivos.

Por encima de 1.000 °C, la reacción Shift alcanza rápidamente el equilibrio pero a una temperatura menor necesita de un catalizador heterogéneo (Porobstein, y otros, 2006).

La **Figura 2.6** muestra que esta reacción tiene una constante de equilibrio mayor a una temperatura más baja, lo que implica una mayor producción del H₂ a una temperatura más baja. La producción óptima se obtiene alrededor de una temperatura de 225 °C.

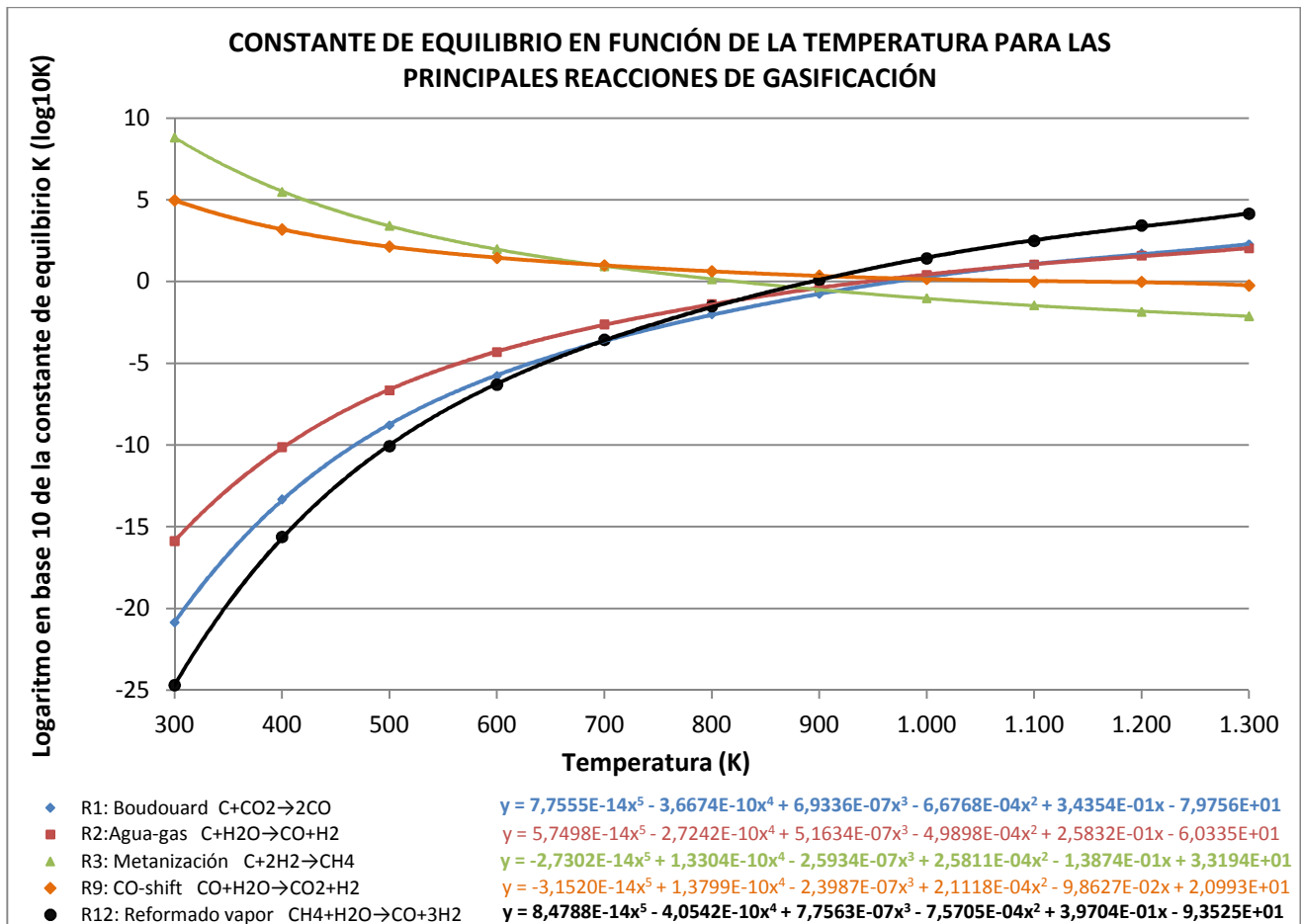
Debido a que la velocidad de la reacción a una temperatura baja es menor, son precisos catalizadores como el cromo-hierro, cobre-zinc o cobalto-molibdeno (Porobstein, y otros, 2006). A altas temperaturas (350 - 600 °C) pueden ser empleados

catalizadores basados en Hierro. La presión no ejerce ningún efecto apreciable en la relación H₂/CO. Plantas de conversión de CO comerciales basadas en la reacción Shift utilizan los siguientes catalizadores (Boerrigter, y otros, 2005): Catalizador de Cobre a unos 300-510 °C, Catalizador de óxido de cobre, zinc y aluminio, a unos 180-270 °C.

• **Constantes de equilibrio de las reacciones de gasificación**

Las constantes de equilibrio de las reacciones de gasificación dependen de la temperatura y son usadas en los modelos de equilibrio químico para predecir la composición y producción del syngas. Cuando la constante de equilibrio es mayor, la velocidad de la reacción es mayor. Es por tanto importante conocer las constantes de equilibrio de las principales reacciones de gasificación. En la **Figura 2.6** se muestran las constantes de equilibrio en función de la temperatura y las ecuaciones para calcular las principales reacciones de gasificación. Vemos que para la reacción de Boudouard (R1) la de gasificación con vapor (R2) y reformado con vapor (R12), la constante de equilibrio y la velocidad de la reacción aumentan con la temperatura, caso contrario de lo que ocurre con la reacción de Metanización (R3) y Shift (R9) las cuales son más rápidas a menor temperatura.

Figura 2.6 Variación de K con la temperatura para algunas reacciones de gasificación



Fuente: (Porobstein, y otros, 2006)

2.2. Cálculo de la relación aire/Biomasa

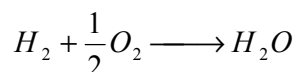
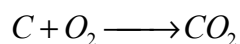
El cálculo del valor óptimo de la relación aire-biomasa, mediante métodos experimentales, se realiza de distinta forma para un gasificador de lecho fijo que para un gasificador de lecho fluido, debido a que en un gasificador de lecho fluido se puede dosificar tanto el aire como la biomasa que entra al reactor, mientras que en el caso de un gasificador de lecho fijo solo se puede controlar la cantidad de aire que entra al reactor, ya que la biomasa se introduce inicialmente, mediante una carga completa, que se va gasificando a medida que va entrando el aire. Realmente, en términos generales, las reacciones son las mismas en ambos tipos de gasificadores, aunque éstas se lleven a cabo en lugares distintos en cada tipo de reactor y debido a la diferencia de temperatura de operación entre un reactor y otro, las mismas reacciones se llevan a cabo con diferente velocidad ya que las constantes de equilibrio dependen de la temperatura, produciendo una composición diferente, aunque semejante. A continuación se explica cómo se calcula la relación aire/biomasa adecuada en un reactor de lecho fluido y posteriormente en uno lecho fijo.

2.2.1. Cálculo de la relación aire/Biomasa en un reactor de lecho fluido

Para calcular la relación aire/biomasa con la que debe operar un gasificador, primero se calcula la cantidad de aire estequiométricamente necesaria para una combustión completa y luego se determina la fracción de aire a introducir con respecto a ésta para obtener el gas con el mejor poder calorífico.

Para las pruebas realizadas en el presente trabajo se varió dicho porcentaje en el rango 25% al 35%, y el gas con mejor calidad y flujo se obtuvo introduciendo una cantidad de aire del 33% respecto al valor estequiométrico. A continuación se explica el procedimiento llevado a cabo para determinar la relación aire/biomasa.

Calculo la cantidad de aire estequiométrica requerida para la combustión completa de un kilogramo de biomasa: (el cálculo se hace con los componentes esenciales: C, H y O, despreciando el N y el S que se encuentran en cantidades muy bajas). Si suponemos que la suma de C + H + O = 1 kg y que sólo el C y el H aportan calor durante el proceso de combustión, para cada uno de estos elementos se puede escribir una reacción global de oxidación:



De acuerdo a las reacciones anteriores, se necesita 1 kmol de O_2 para oxidar completamente 1 kmol de C, asimismo para la combustión de 1 kmol de H_2 se requiere $\frac{1}{2}$ kmol de O_2 . Por consiguiente, las proporciones estequiométricas (molares) de O_2 a C y O_2 a H son:

Para el C 1 : 1

Para el H 1 : 4

Sean $[C]$, $[H]$, y $[O]$ las fracciones másicas de carbono, hidrógeno y oxígeno, contenidos en la biomasa según su análisis elemental, entonces 1 kg de biomasa tiene en total C kg de carbono, lo cual, expresado en kilomoles corresponde a una cantidad igual a:

$$\frac{[C]}{12,011} \text{ kmoles de carbono}$$

Donde 12,011 es el peso atómico del carbono en kg/kMol, y $[C]$ es la fracción másica del carbono obtenida mediante el análisis elemental de la muestra. Análogamente, 1 kg de biomasa tiene:

$$\frac{[H]}{1,008} \text{ kmoles de hidrógeno}$$

$$\frac{[O]}{32,00} \text{ kmol de oxígeno (molecular)}$$

Esto significa que la cantidad total de O_2 necesaria para la combustión de 1 kg de combustible ($O_2/Comb$) es igual a la suma de la cantidad requerida por el carbono más la cantidad requerida por el hidrógeno menos el oxígeno que se encuentra en la biomasa:

$$\frac{O_2}{Comb} = \left(\frac{[C]}{12,011} + \frac{1}{4} \frac{[H]}{1,008} - \frac{[O]}{32,00} \right) \frac{Kmol_{O_2}}{kg_{Biomasa}}$$

El último término en la ecuación anterior corresponde al oxígeno contenido en la biomasa, el cual durante la combustión, queda libre y puede participar en las reacciones de oxidación, por lo tanto se resta.

Una forma más conveniente para la ecuación anterior es expresarla en unidades de volumen de aire (ya que el flujo que se mide es de aire y no de oxígeno y generalmente los equipos de medida de gases miden volumen y no kMoles). Para ello seguimos el siguiente procedimiento:

- Calculamos el peso molecular del aire.
- Expresamos la ecuación en unidades de masa aire/masa biomasa.
- Con la densidad del aire a las condiciones normales o de presión y temperatura de operación, calculamos la ecuación en unidades de volumen de aire/masa de biomasa.
- Introducimos los datos de la composición elemental y hallamos la relación estequiométrica en volumen de aire por masa de biomasa A/C.

Calculo del peso molecular del aire: se calcula con el peso molecular del Oxígeno y del Nitrógeno y suponiendo que la composición en volumen y molar del aire es 21% de oxígeno y 79% de hidrógeno:

$$PM_{aire} = [O_2]xPM_{O_2} + [N_2]xPM_{N_2}$$

$$PM_{aire} = \left(0,21 \times (16 \times 2) \frac{g}{mol}\right) + \left(0,79 \times (14 \times 2) \frac{g}{mol}\right) = 28,84 \frac{g}{mol} = 28,84 \frac{kg_{aire}}{kMol_{aire}}$$

Expresamos la ecuación en unidades de masa de aire/masa de biomasa:
suponiendo que la concentración molar del oxígeno en el aire es del 21%

$$\begin{aligned} \frac{Aire}{Comb} &= PM_{aire} \frac{kg_{aire}}{kMol_{aire}} \times \frac{Oxigeno}{Combustible} \frac{Kmol_{O_2}}{kg_{Biomasa}} \times \frac{Kmol_{aire}}{0,21 Kmol_{O_2}} \\ &= \frac{28,84}{0,21} \left(\frac{[C]}{12,011} + \frac{1}{4} \frac{[H]}{1,008} - \frac{[O]}{32,00} \right) = 137,33 \left(\frac{[C]}{12,011} + \frac{1}{4} \frac{[H]}{1,008} - \frac{[O]}{32,00} \right) \\ \frac{Aire}{Comb} &= 11,434 ([C] + 34,06[H] - 4,2916[O]) \frac{kg_{aire}}{kg_{Biomasa}} \end{aligned}$$

Calculamos la ecuación en unidades de volumen de aire/masa de biomasa (A/C):

La densidad del aire a condiciones normales es 1,293 kg/m³, por lo tanto la Ecuación en unidades de volumen sería

$$\begin{aligned} \frac{Aire}{Comb} &= \frac{11,434}{1,293 \frac{kg_{aire}}{m^3_{aire}}} ([C] + 34,06[H] - 4,2916[O]) \frac{kg_{aire}}{kg_{Biomasa}} \\ \frac{Aire}{Comb} &= 8,843 ([C] + 34,06[H] - 4,2916[O]) \frac{m^3_{aire}}{kg_{Biomasa}} \end{aligned}$$

Donde:

[C]: Fracción en peso del Carbono de la Biomasa.

[H]: Fracción en peso del Hidrogeno de la Biomasa.

[O]: Fracción en peso del Oxigeno de la Biomasa.

Relación estequiométrica aire/combustible:

Si la composición elemental de la biomasa en promedio es:

$$[C]=50\% \quad [H_2]=6\% \quad [O_2]=42\% \quad [N_2]=1\%$$

Entonces la cantidad de aire requerida para una combustión completa de biomasa seca, según la ecuación anterior es:

$$\frac{Aire}{Comb} = 8,843([0,5] + 34,06[0,06] - 4,2916[0,42]) = 4,66 \frac{m^3_{aire}}{kg_{Biomasa}}$$

Si para gasificar utilizamos el 33% del aire teóricamente necesario para la combustión completa de biomasa entonces introduciríamos:

$$\frac{Aire}{Comb} = 4,66 \times 0,33 = 1,53 \frac{m^3_{aire}}{kg_{Biomasa}}$$

2.2.2. Cálculo de la relación aire/Biomasa en un reactor de lecho fijo downdraft.

Para el cálculo de la relación aire/biomasa en un gasificador de lecho fijo, en una aproximación inicial se puede calcular el consumo de biomasa mediante el indicador denominado capacidad de procesamiento de la garganta, definido como el flujo de biomasa consumido por unidad de área de la garganta:

$$\text{Capacidad de procesamiento} = \frac{\dot{F}_{\text{biomasa}}}{A_{\text{garganta}}} \quad \left(\frac{\text{kg}}{\text{h m}^2} \right)$$

En la **Figura 3.12** se observa que la garganta del gasificador es circular con 7 cm de diámetro. De la **Tabla 2.3** determinamos que la capacidad de procesamiento está entre 1.000 y 4.000 kg/h m² por lo tanto el consumo de biomasa está entre 3,85 y 15,4 kg/h. Para saber cuál es el consumo real para operar de forma adecuada, se deben realizar pruebas en el reactor, introduciendo en cada una de ellas una carga inicial de biomasa fija y un caudal constante de aire, que va desde el 25% de la cantidad estequiométrica necesaria para una combustión completa de la carga inicial mínima (4,5 m³/h) hasta el 35% de la máxima (25,1 m³/h), en cada prueba se mide la cantidad de gas producido y su poder calorífico determinando así la cantidad de aire óptima con respecto a la estequiométrica.

Aunque las reacciones que se llevan a cabo en los dos tipos de gasificadores en estudio son las mismas, éstas no ocurren en la misma zona de cada uno de los reactores, las velocidades de las reacciones y la temperatura de operación no son las mismas, las zonas características no están en el mismo sitio y la geometría de cada uno es distinta, por todo esto es preciso analizar cada tipo de gasificador independientemente. En las **secciones 2.3** y **2.4** se revisa el estado del arte en el conocimiento de cada una de estas dos configuraciones de gasificación de biomasa.

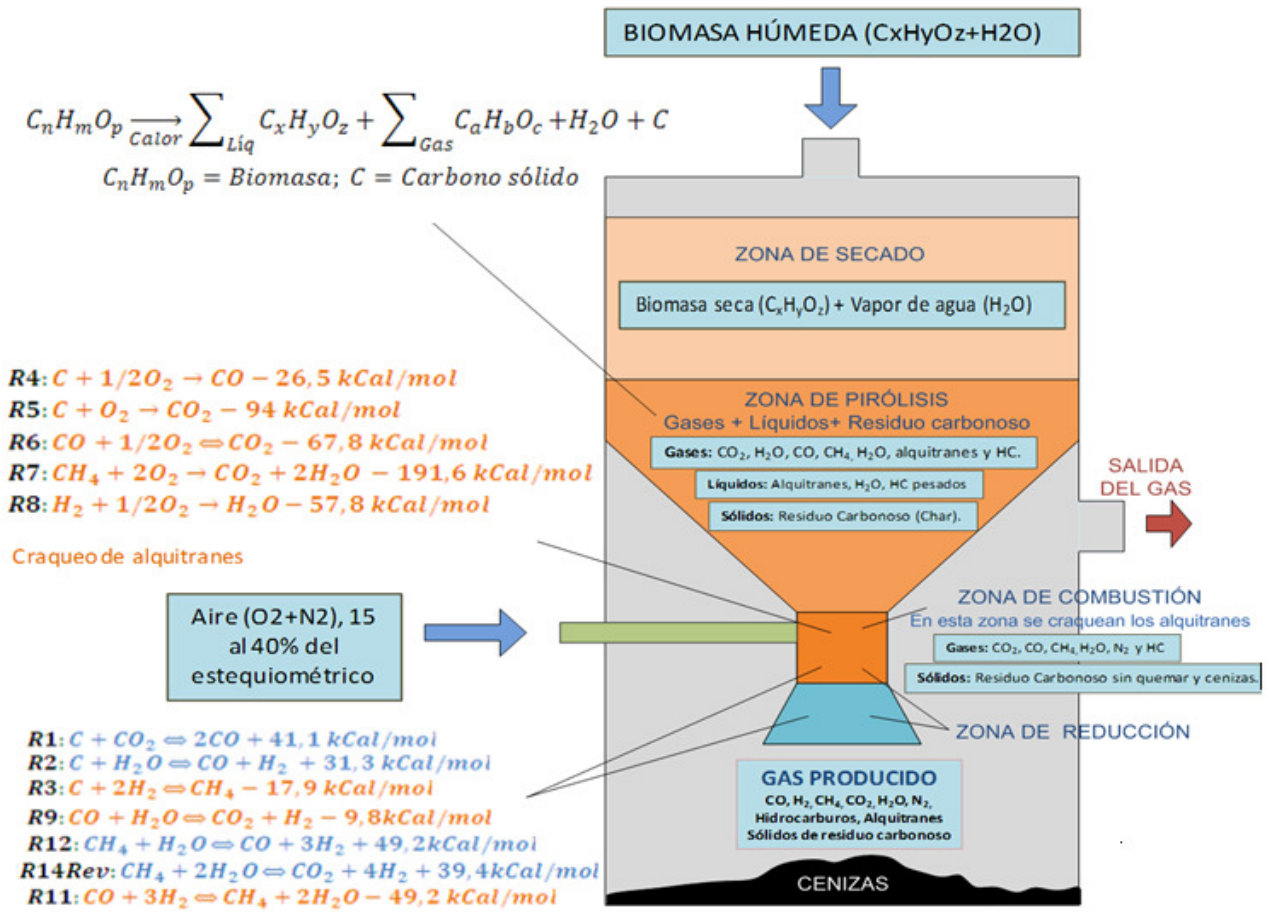
2.3. Características de un gasificador de lecho fijo downdraft

En un gasificador downdraft, o de corriente descendente, los flujos de biomasa y agente gasificante van en paralelo. El aire entra en el gasificador a una cierta altura por debajo de la parte superior del reactor y va directamente a la zona de combustión. La sección transversal se reduce mediante un troncocono en la garganta a partir de la cual el área del cono empieza a aumentar nuevamente. El gas producido fluye hacia abajo al igual que la biomasa (por eso se llama downdraft) y sale por la parte inferior del lecho de residuo carbonoso (**Figura 2.7** y **Figura 2.8**).

A su paso por la zona de alta temperatura donde el residuo carbonoso se está oxidando, el alquitrán contenido en el gas producido encuentra condiciones favorables para craquearse, por esta razón, un gasificador downdraft tiene una tasa de producción alquitranes baja (0,015 - 3 mg/Nm³). Esta configuración da lugar a un gas bajo en alquitranes, pero también de menor contenido energético. El propósito de que la zona de oxidación esté en la parte más estrecha de la garganta es forzar a todo el gas producido en la pirólisis a pasar a través de esta parte estrecha. Según (Reed, y otros, 1988), cuando la garganta es larga, la ubicación de los orificios de inyección esta aproximadamente a 1/3 de su altura desde su parte superior. Con este tipo de gargantas largas, el paso de los productos de la pirólisis a través de esta zona caliente

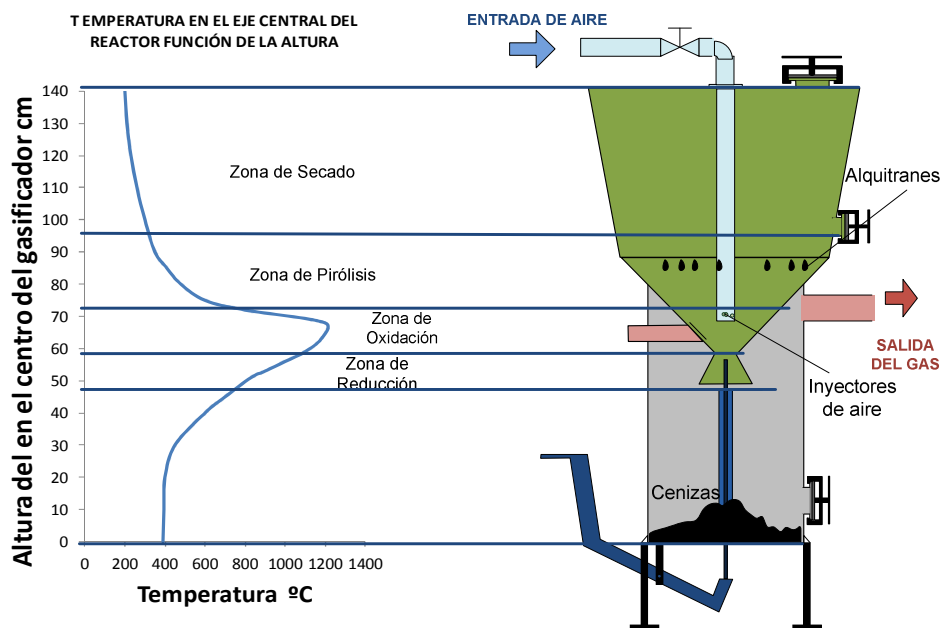
y estrecha da como resultado una distribución uniforme de la temperatura sobre la sección transversal y permite que la mayoría de los alquitranes sean craqueados.

Figura 2.7 Reacciones que se llevan cabo en un gasificador downdraft



Fuente: Elaboración propia a partir de (Higman, y otros, 2008); (Klass, 1998); (Knoef, 2005).

Figura 2.8 Perfil de temperaturas en un gasificador de lecho fijo downdraft



Fuente: Elaboración propia.

Tabla 2.3 Características de un gasificador de lecho fijo downdraft

CARACTERÍSTICAS DE LOS GASIFICADORES DE LECHO FIJO DOWNDRAFT		
INDICADORES IMPORTANTES	Min	Max
Capacidad para procesar Biomasa kg/h (Humedad=8%)	5	1.000
Potencia eléctrica alcanzada kW	5	1.000
Gas generado por kg de biomasa Nm ³ /kg	2	2,5
Potencia eléctrica generada por kg de Biomasa kW/kg	0,7	1,5
Aire introducido respecto al gas que sale m ³ /m ³	0,5	0,8
PCI del gas kCal/m ³	900	1.700
Capacidad procesamiento garganta o cilindro kg/hm ²	1.000	4.000
V gas garganta m/s	1	3
η media de conversión biomasa-gas %	65%	85%
η conversión gas-electricidad en MCI % (Referida al PCI)	18%	32%
η eléctrica total (carga nominal) %	12%	27%
CARACTERÍSTICAS DE LA BIOMASA		
Diámetro mm	5	60
Largo mm	10	60
Humedad %	5	30
Cenizas %	0	15
Densidad aparente kg/m ³	150	900
PARÁMETROS DE OPERACIÓN		
R aire/biomasa respecto a la estequiométrica	20%	40%
R aire/biomasa m ³ /kg	0,93	1,86
R aire/biomasa kg/kg	1,1	2,3
Presión de operación mbarg	-15	10
TEMPERATURAS		
Zona secado °C	100	300
Zona pirólisis °C	300	600
Zona combustión °C	600	1.400
Zona reducción °C	500	1.200
Salida del gas °C	300	700
T para evitar la fusión de cenizas		<1.250
COMPOSICIÓN DEL GAS		
O ₂ %	0	1
CO ₂ %	7	18
N ₂ %	30	60
CO %	15	30
H ₂ %	7	18
CH ₄ %	1	6
Contenido de alquitranes mg/Nm ³	0,015	3
Alquitranes (respecto a la biomasa alimentada %)	0,5	2

Fuente: Elaboración propia a partir de (Basu, 2010).

Los gasificadores downdraft, si son operados a la temperatura adecuada, producen un gas apropiado para motores de combustión interna. La succión del motor, a menudo con la ayuda de una bomba de vacío en serie con la aspiración del motor, aspira aire a través del lecho de biomasa para enviar el gas producido al motor. El bajo contenido de alquitrán (0,015 - 3 mg/Nm³) en el gas producido, debido a que el gas pasa por una zona de alta temperatura donde los alquitranes se craquean, es la principal motivación para su uso en MCI.

Un gasificador downdraft requieren menos tiempo (10 a 30 minutos) para encenderse y llevar el reactor hasta su temperatura de trabajo, en comparación con el tiempo

requerido por un gasificador de lecho fluido (30 a 60 min). En un gasificador downdraft si se introduce residuo carbonoso en la zona de combustión antes del encendido, este tiempo disminuiría notablemente (5 – 10 minutos) debido a que dicho residuo está seco, además se producen menos alquitranes en el arranque (que es la etapa más crítica debido a que la temperatura durante el arranque es baja) lo que se explica por el hecho de que el carbón vegetal ya ha sido pirolizado y por lo tanto se han retirado los alquitranes.

En el proceso de conversión de la biomasa en gas en el gasificador de lecho fijo downdraft se distinguen cuatro zonas ya explicadas en la sección anterior: secado, pirólisis, oxidación y reducción, cada una de estas zonas tiene unas reacciones (**Figura 2.7**) y unas temperaturas características (**Figura 2.8**).

La mayoría de las referencias bibliográficas coinciden en que los gasificadores downdraft con garganta no son adecuados para grandes potencias, debido a que no permiten una distribución uniforme de caudal y temperatura en la zona de generación del gas (Venselaar, Agosto de 1982).

2.4. Características de un gasificador de lecho fluido burbujeante

En un gasificador de lecho fluido burbujeante, el combustible es alimentado por la parte superior o lateral, el agente gasificante (aire, oxígeno, vapor de agua, dióxido de carbono o una mezcla de ellos) es además el gas de fluidificación y es introducido por la parte inferior del reactor.

En este tipo de gasificadores, las partículas de combustible sólido que acaban de ingresar al reactor se ponen en contacto con el lecho a alta temperatura el cual rápidamente las calienta hasta la temperatura del lecho y hace que éstas experimenten las distintas fases del proceso: secado rápido, pirólisis, combustión de residuo carbonoso y generación de gas.

A pesar de que los sólidos del lecho se mezclan adecuadamente, el gas de fluidización (en nuestro caso aire en la parte inferior del reactor y syngas a partir de donde éste se produce) se mantiene en modo flujo pistón, entrando por la parte inferior y saliendo por la parte superior. Al entrar en la parte inferior del lecho, el oxígeno entra contacto con el residuo carbonoso que a su vez está en contacto con el material del lecho (generalmente arena) llevándose a cabo en primer lugar reacciones de oxidación exotérmicas (R4, R5 y en menor medida R8 - **Tabla 2.1**). El material del lecho de inmediato dispersa el calor liberado por estas reacciones a todo el lecho fluido. La cantidad de calor liberado cerca de la rejilla inferior depende del contenido de oxígeno del agente gasificante y de la cantidad de carbón que entra en contacto con él. La temperatura local en esta zona depende de cómo el lecho de sólidos dispersa el calor generado en la zona de combustión.

Reacciones posteriores a la de oxidación se llevan a cabo en la parte superior a medida que el gas asciende por el lecho (R1 a R3 - **Tabla 2.1**). Las burbujas del lecho pueden servir como el principal conducto del aire o del gas hacia la parte superior del lecho, estas burbujas están relativamente libres de sólidos y a su vez ayudan a que haya un mejor mezclado, las burbujas también evitan que el gas entre en contacto con los sólidos y por lo tanto que no participe en las reacciones de gasificación (Basu,

2006). Los productos de la pirólisis entran en contacto con los sólidos calientes, que se descomponen en gases condensables y no condensables, si los gases condensables escapan del lecho a través de las burbujas y su concentración aumenta en la zona más fría pueden formarse alquitranes y residuo carbonoso en la parte superior del lecho y salir del reactor en este estado sin ser craqueados previamente. La concentración de alquitranes en el gas normalmente es superior a 10 mg/Nm³. Las características de un gasificador de lecho fluido se muestran en la **Tabla 2.4**.

Tabla 2.4 Características de un gasificador de lecho fluido burbujeante

CARACTERÍSTICAS DE LOS GASIFICADORES DE LECHO FLUIDO		
INDICADORES IMPORTANTES	Min	Max
Capacidad para procesar Biomasa kg/h	5	10.000
Potencia eléctrica alcanzada kW	5	10.000
Gas generado por kg de biomasa Nm ³ /kg	2,1	2,6
Potencia eléctrica generada por kg de Biomasa kW/kg	0,8	1,7
Aire introducido respecto al gas que sale m ³ /m ³	0,5	0,8
PCI del gas kCal/m ³	1.000	1.900
Capacidad procesamiento garganta kg/hm ²	1.000	1.400
Velocidad de fluidización m/s	0,4	1
η de conversión biomasa-gas %	70%	90%
η conversión gas-electricidad en un MCI % (referida al PCI)	18%	32%
η eléctrica total (carga nominal) %	13%	29%
CARACTERÍSTICAS DE LA BIOMASA		
Diámetro mm	0,5	6
Largo mm	0,5	10
Humedad %	5	30
Cenizas %	0	15
Densidad aparente pellet/astillas pino kg/m ³	150	900
PARÁMETROS DE OPERACIÓN		
R aire/biomasa respecto a la estequiométrica	20%	40%
R aire/biomasa m ³ /kg	0,93	1,86
R aire/biomasa kg/kg	1,1	2,3
Presión de operación para plantas <100kW mbarg	-100	100
TEMPERATURAS		
Zona de reacciones °C	600	900
Salida del gas °C	350	700
T para evitar la fusión de cenizas		<880
COMPOSICIÓN DEL GAS		
O ₂ %	0	1
CO ₂ %	10	20
N ₂ %	30	60
CO %	15	30
H ₂ %	7	18
CH ₄ %	1	6
Contenido de alquitranes mg/Nm ³	5	20
Alquitranes respecto a la biomasa alimentada %	1	5

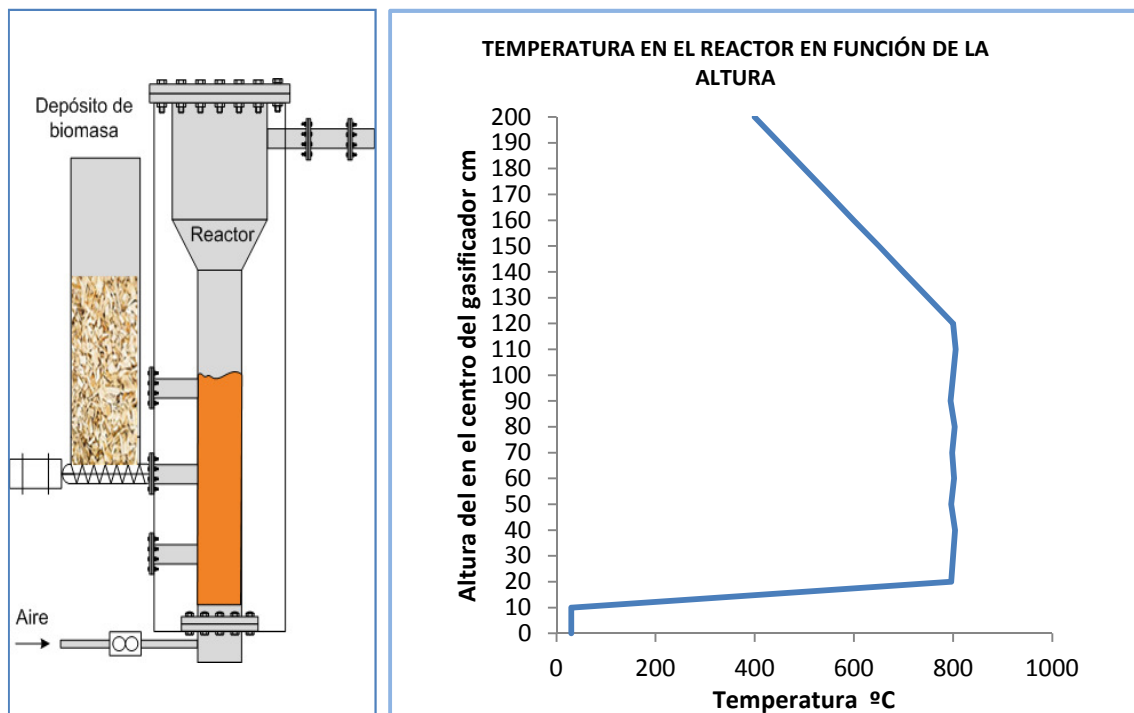
Fuente: Elaboración propia a partir de (Basu, 2010)

El alto grado de mezclado de los sólidos ayuda a un gasificador de lecho fluido burbujeante a lograr una temperatura uniforme, sin embargo algunas partículas de biomasa se gasifican totalmente y otras parcialmente, por lo tanto algunos sólidos abandonan el lecho cuando aun contienen residuo carbonoso parcialmente gasificado.

Las partículas de residuo carbonoso arrastradas fuera del lecho burbujeante contribuyen a disminuir la eficiencia de conversión de biomasa y aumentar la concentración de sólidos en el gas.

Los gasificadores de lecho fluido normalmente operan en un rango de temperatura de 800 a 1.000 °C, sin sobrepasar este valor para evitar la aglomeración por fusión de las cenizas y aglomeraciones de esta con arena. Debido a la gran inercia térmica y al mezclado óptimo que se lleva a cabo en este tipo de gasificadores, una amplia gama de combustibles o una mezcla de ellos pueden ser gasificados con esta tecnología. Esta característica es especialmente atractiva para los combustibles como los residuos agrícolas y la madera, que pueden estar disponibles para la gasificación en diferentes épocas del año. Por esta razón, muchas de las actividades de investigación y desarrollo en la gasificación de biomasa a gran escala se centran en las tecnologías de lecho fluido. En la **Figura 2.9** se muestra el perfil de temperatura típico en el reactor de un gasificador de lecho fluido burbujeante.

Figura 2.9 Perfil de temperatura en un gasificador de lecho fluido burbujeante



Fuente: Elaboración propia.

2.5. Producción y eliminación de alquitranes

Los alquitranes son definitivamente el problema más importante en la producción de syngas en el proceso de gasificación de la biomasa. Los alquitranes son una sustancia viscosa y negra que condensa en las zonas de baja temperatura del gasificador, son compuestos muy indeseables en el gas y pueden generar los siguientes problemas:

- Condensación y obstrucción de los conductos y equipos por donde pasa el gas (intercambiador, ciclón y tuberías)
- Formación de aerosoles que tienen un tamaño muy pequeño ($<1\mu\text{m}$) y se requiere un importante consumo de energía para separarlos del gas.

- Polimerización en estructuras más complejas.
- Aumento en el tamaño de los equipos de limpieza y mayor coste y dificultad en el mantenimiento de la planta.
- Disminución de la vida útil del motor de combustión o de la turbina (cuando se utiliza el gas en alguno de estos dispositivos para generar energía)

Los alquitranes son un producto inevitable en los procesos de conversión térmica. A continuación se explica, según la bibliografía, lo que se conoce sobre los alquitranes, como se producen y que se debe hacer para que una planta de gasificación pueda operar minimizando sus efectos dañinos.

2.5.1. Definición de alquitranes

(Devi, y otros, 2003) definen los alquitranes como una mezcla compleja de hidrocarburos condensables (que incluyen oxígeno) de 1 a 5 anillos aromáticos y complejos hidrocarburos poliaromáticos.

(Neeft, y otros, 1999) consideran como alquitranes a todos los contaminantes orgánicos con un peso molecular mayor que 78 (peso molecular del benceno).

Según (Knoef, 2005), en la literatura existen más de 30 definiciones para los alquitranes, de estas, según (Milne, y otros, 1998), la de la IEA parece la más apropiada cuando se consideran alquitranes en procesos de gasificación:

“Los orgánicos producidos bajo régimen térmico u oxidación parcial y procedentes de un material orgánico, son llamadas alquitranes y son generalmente aromáticos de cadena larga.”

2.5.2. Límites aceptables del contenido de alquitranes en el gas

Los alquitranes permanecen mezclados con el gas en forma de vapor hasta que el gas se enfría, entonces condensan sobre cualquier superficie o permanecen en el gas en forma de aerosol (gotas finas de tamaño menor a 1 μm). Esta presencia hace que el gas producido resulte inadecuado para su uso en MCI o turbinas, debido a que los alquitranes podrían condensarse en los cilindros o álabes y hacer que el motor o la turbina se rompa o disminuya su vida útil. Se puede lograr reducir la cantidad de alquitranes en el gas producido mediante la selección del sistema de gasificación adecuado, un diseño conveniente y unas condiciones de operación apropiadas, incluyendo la temperatura del reactor y la velocidad de calentamiento, pero aún así podría no ser suficiente para alcanzar el nivel requerido para una óptima operación, haciendo necesario un tratamiento posterior del gas para alcanzar los niveles requeridos.

Los niveles típicos de alquitranes en el gas producido en gasificadores downdraft y Updraft son 1 mg/Nm^3 y 100 mg/Nm^3 respectivamente, en el caso de gasificadores de lecho fluido burbujeante y circulante los valores están cerca de los 10 mg/Nm^3 en ambos casos. La **Tabla 2.5** muestra que la cantidad de alquitranes producidos varía desde un 1% hasta un 20% en masa de la biomasa alimentada.

Tabla 2.5 Cantidad de alquitranes contenida en el gas según el tipo de gasificador

Tipo de gasificador	Concentración media de alquitranes en el gas producido (mg/Nm ³)	Relación másica alquitranes / biomasa alimentada (%)
Downdraft	<1	<2
Lecho fluido	10	1-5
Updraft	50-100	10-20
Flujo por arrastre	Despreciable	

Fuente: (Basu, 2010); (Milne, y otros, 1998)

Una limpieza adecuada del gas involucra filtración y/o lavado, con lo cual no sólo se separan los alquitranes sino también las partículas de carbón vegetal y las cenizas además de enfriar el gas hasta temperatura ambiente, con ello se logra limpiar el gas adecuadamente para su uso en la mayoría de motores de combustión interna, sin embargo, el resultado es una reducción de la eficiencia energética de la planta, además de un aumento del coste de inversión ya que el sistema de depuración para limpieza de alquitranes tiene un coste económico importante.

Las plantas de gasificación de biomasa de pequeño y mediano tamaño son actualmente utilizadas para generación distribuida en poblaciones ubicadas en lugares remotos. Para estas plantas agregar un sistema de limpieza mediante filtración y/o lavado de gases, significa aumentar la complicación técnica y los costes de inversión y mantenimiento, lo que puede llevar a que el proyecto sea inviable y se sustituya por otro tipo de tecnología.

Los límites en el contenido de partículas y alquitranes en las principales aplicaciones de generación de energía a partir del syngas se muestran en la **Tabla 2.6**.

Tabla 2.6 Límites de concentración de partículas y alquitranes - aplicaciones de generación de energía

Aplicación	Máximo contenido de partículas (mg/Nm ³)	Máximo contenido de alquitranes (mg/Nm ³)
Combustión directa	Sin limite	
Producción de gas de síntesis	0,02	0,1
Turbina de gas	0,1-120	0,05-5
Motor de combustión interna	30	50-100
Transporte en tuberías	50-500 para el compresor	
Celdas de combustible	<1	

Fuente: (Milne, y otros, 1998)

La presencia de alquitranes en el gas producido puede potencialmente decidir la utilidad del gas. Las principales aplicaciones del gas producido se explican a continuación:

En un sistema de combustión directa, como una caldera o un horno, no es necesario enfriar el gas ni limpiar los alquitranes ya que los alquitranes se quemarían y no condensarían en las tuberías o dispositivos, sin embargo dependiendo de la legislación medioambiental a respetar donde se encuentre ubicada la planta, podría ser necesario limpiar dicho gas para no emitir contaminantes a la atmósfera.

Las aplicaciones más usuales del gas de síntesis, para generación de energía eléctrica o mecánica, es el uso de un **motor de combustión interna o una turbina**, especialmente para generación distribuida de energía eléctrica. Cuando el gas no es limpiado de manera adecuada, al enfriarse, los alquitranes podrían condensar en los inyectores o en los cilindros del motor, los cuales no están diseñados para operar con líquidos o sólidos y por lo tanto se restringe la concentración máxima de alquitranes y partículas sólidas en gas. Los límites tolerables para el uso de syngas en un MCI son 30 mg/Nm³ para partículas sólidas y de 100 mg/Nm³ para los alquitranes (Milne, y otros, 1998). Las turbinas de gas son más restrictivas que el MCI en cuanto a concentración de alquitranes, debido a que los álabes son más sensibles a la deposición de sólidos. En este caso la concentración de partículas debería estar entre 0,1 y 120 mg/Nm³ (Milne, y otros, 1998) y la de alquitrán inferior a 5 mg/Nm³.

2.5.3. Composición y formación de los alquitranes

Los alquitranes son producidos, en una primera fase a través de un proceso de despolimerización durante la etapa de pirólisis de la gasificación. La biomasa, cuando ingresa al gasificador se seca y posteriormente inicia el proceso de pirólisis que empieza a una temperatura de 200°C y se completa a una temperatura de 500 °C, aproximadamente. En este rango de temperaturas la celulosa, la hemicelulosa y la lignina, (componentes principales de la biomasa) se rompen generando alquitranes, conocidos como aceite de madera, que contienen oxigenantes y moléculas orgánicas primarias condensables llamadas alquitranes primarios (Milne, y otros, 1998). En esta etapa también se produce el residuo carbonoso.

Por encima de los 500 °C los alquitranes primarios se convierten en gases no condensables ligeros y en una serie de moléculas pesadas llamadas alquitranes secundarios. Los gases no condensables incluyen CO₂, CO y CH₄. Cuando la temperatura aumenta, los productos de los alquitranes secundarios son destruidos y se producen alquitranes terciarios. La producción y composición de los alquitranes depende de la temperatura de la reacción y del tipo de reactor, entre otras variables. Como se muestra en la **Tabla 2.7**, el benceno es el compuesto mayoritario de los alquitranes.

Los alquitranes pueden ser clasificados en cuatro grupos principales: primarios, secundarios, alkyl terciarios y terciarios condensables:

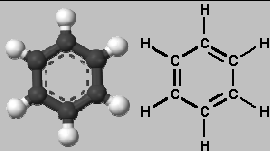
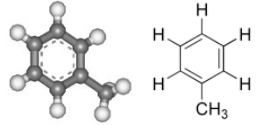
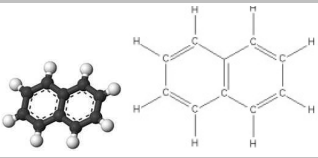
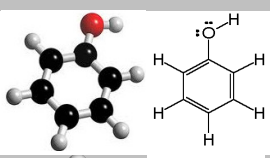
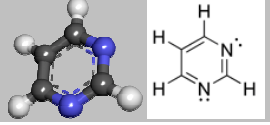
Alquitranes primarios: son producidos durante la pirólisis primaria, comprenden oxigenados, orgánicos primarios y moléculas condensables. Los productos primarios vienen directamente del rompimiento de celulosa, hemicelulosa y lignina (Milne, y otros, 1998) en este grupo se encuentra un gran número de compuestos ácidos, azúcares, alcoholes, aldehídos, fenoles y mezclas oxigenadas entre otros.

Alquitranes secundarios: En la zona del gasificador con temperatura por encima de los 500 °C los alquitranes primarios empiezan a reorganizarse, formando más gases no condensables y moléculas pesadas llamadas alquitranes secundarios, de los cuales los fenoles y las olefinas son importantes constituyentes (Basu, 2010).

Alquitranes terciarios: generados a partir de los secundarios cuando la temperatura sigue aumentando en el reactor, el alquilo terciario incluye metil derivado de los

aromáticos tales como metil-acenaftileno, tolueno e indeno. Los condensados aromáticos terciarios hacen una serie de hidrocarburos aromáticos polinucleares (PAH) sin sustitutos (átomo o grupo de átomos sustituidos por hidrógeno en la cadena madre de los hidrocarburos). Esta serie contienen benceno, naftaleno, acenaftaleno, antraceno/fenantraceno y pireno (Basu, 2010).

Tabla 2.7 Composición típica de los alquitranes

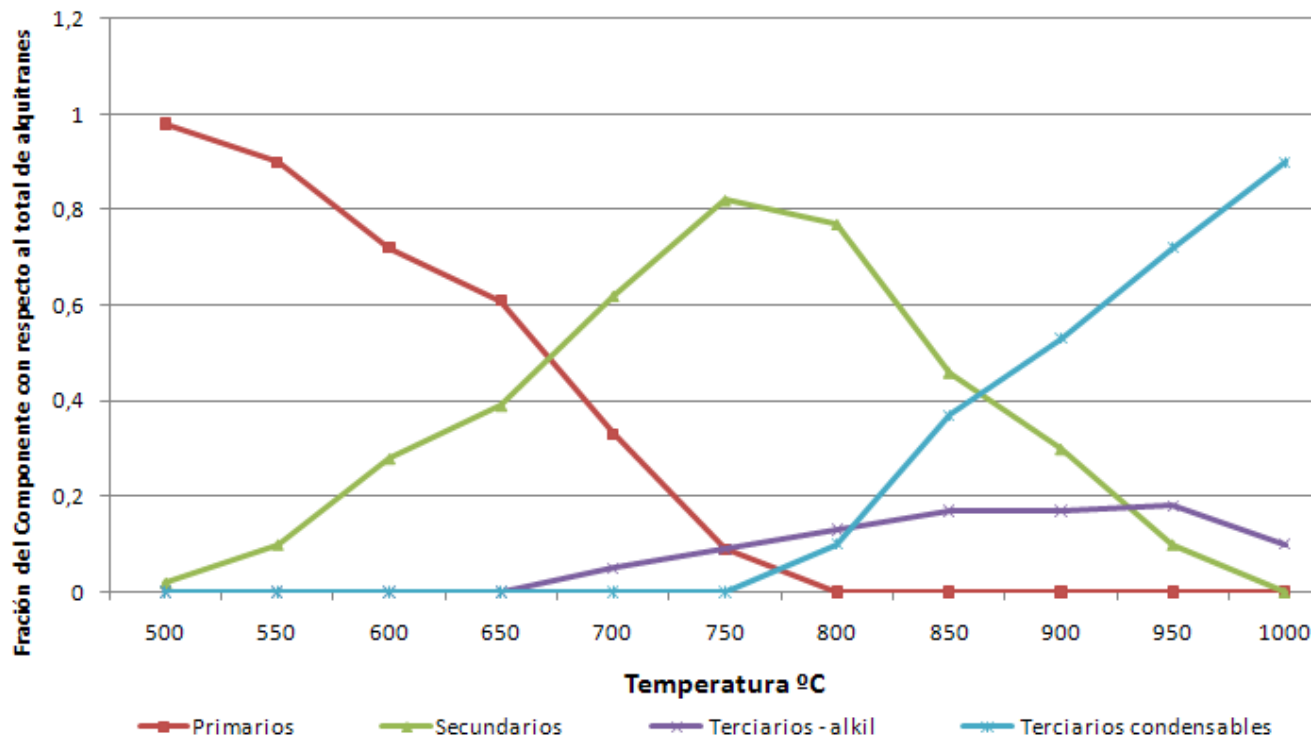
Componente	Formula	Estructura	(%) Peso	Peso molecular g/mol
Benceno	C_6H_6		37,9	78
Tolueno (HC aromático de 1 anillo)	$C_6H_5CH_3$		14,3	92
Otros HC aromáticos de 1 anillo			13,9	
Naftaleno (HC aromático policíclico de 2 anillos)	$C_{10}H_8$		9,6	128
Otros HC aromáticos de 2 anillos			7,8	
HC aromáticos de 3 anillos			3,6	
HC aromáticos de 4 anillos			0,8	
Compuestos fenólicos	C_6H_5OH (Fenol)		4,6	94
Compuestos heterocíclicos	$C_4H_4N_2$ (Pirimidina)		6,5	80
Otros			1	
Total			100	

Fuente: Elaboración propia a partir de (Basu, 2010)

Los alquitranes secundarios y terciarios producidos provienen de los primarios, los productos primarios son destruidos después de que los terciarios aparecen, por lo que existe un rango de temperatura en el que coexisten los tres tipos distintos de alquitranes. (Milne, y otros, 1998). La **Figura 2.10** muestra la dependencia con la temperatura de la fracción de cada tipo de alquitranes en el total de los mismos para un tiempo de residencia de 0,3 segundos. Por encima de los 500 °C los alquitranes secundarios aumentan a expensas de la disminución de los primarios, una vez los primarios están cerca de destruirse (entre 650 y 750 °C), los terciarios empiezan a aparecer con el aumento de la temperatura, en esta etapa los alquitranes secundarios

empiezan a disminuir, la alta temperatura destruye a los alquitranes primarios pero no los productos de los alquitranes terciarios.

Figura 2.10 Variación de la producción primaria, secundaria y terciaria de alquitranes



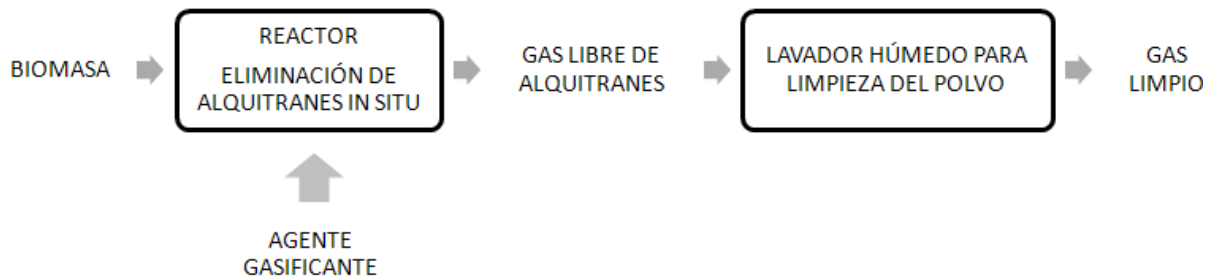
Fuente: Elaboración propia a partir de (Milne, y otros, 1998).

2.5.4. Disminución de la concentración de alquitranes en el gas.

En la gasificación de carbón fósil, los alquitranes contienen benceno, tolueno, sileno y alquitrán de carbón, todos ellos tienen un valor comercial y por lo tanto pueden ser comercializados o reutilizados. Por otra parte, en la gasificación de biomasa los alquitranes están mayoritariamente oxigenados y tienen poco uso comercial, constituyendo el mayor problema en los gasificadores y uno de los mayores obstáculos en el camino de la comercialización de la gasificación de la biomasa. Años de investigación en esta área han logrado mejorar la situación en gran medida, pero el problema no se ha solucionado completamente. La eliminación de alquitranes del gas es una parte importante en el diseño y los costes de los gasificadores. Hay varias posibilidades para reducir los alquitranes en el gas producido, éstas podrían ser divididas en dos grupos:

Reducción de alquitranes in situ o primaria: evita la formación de los alquitranes o los disminuye antes de que el gas salga del reactor, mediante un diseño del específicamente enfocado a evitar una alta concentración de alquitranes. El problema es que para dicho régimen de operación, la calidad energética del gas producido podría verse afectada (Figura 2.11).

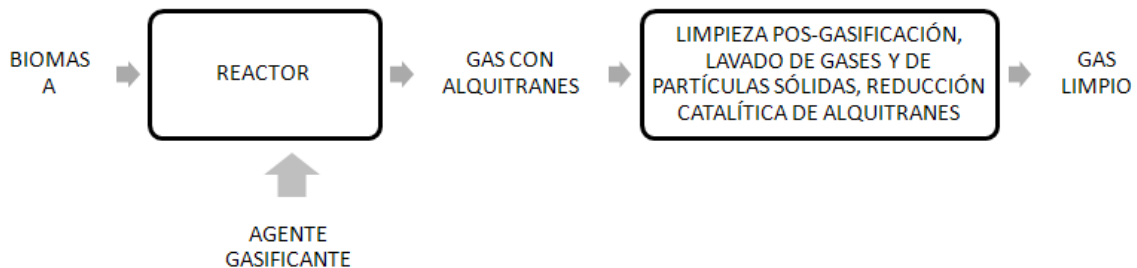
Figura 2.11 Reducción de alquitranes in situ



Fuente: (Basu, 2010)

Reducción de alquitranes post-gasificación o secundaria: los alquitranes se separan del gas posteriormente a la producción del mismo, habiendo fijado las condiciones de operación (temperatura y fracción estequiométrica de aire), a las condiciones óptimas desde el punto de vista del PCI del gas (Figura 2.12).

Figura 2.12 Reducción de alquitranes post-gasificación



Fuente: (Basu, 2010)

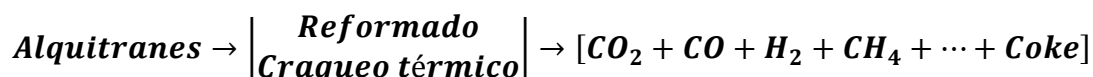
A continuación se explican los dos tipos de proceso de eliminación de alquitranes mencionados.

2.5.4.1. Reducción de alquitranes in situ

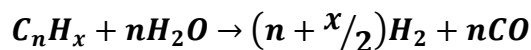
Como ya se ha mencionado, mediante este proceso las condiciones de operación del gasificador se ajustan para reducir la formación de alquitranes. Alternativamente, los alquitranes producidos son convertidos en otros productos antes de que el gas salga del gasificador. La reducción de alquitranes en el gas producido se logra mediante la:

- Modificación de las condiciones de operación del gasificador (Temperatura, relación aire/biomasa).
- Adición de catalizadores o materiales alternativos en el lecho en gasificadores de lecho fluido.
- Modificación del diseño del gasificador (modificación de la zona de ingreso de aire al reactor).

El tipo de biomasa también influye en la producción de alquitranes. Una adecuada selección de la biomasa podría reducir en gran medida la cantidad de alquitranes en el gas producido. **Reformado, craqueo térmico y craqueo con vapor** son las tres reacciones más importantes para destruir los alquitranes (Delgado, y otros, 1996), estas reacciones convierten los alquitranes en hidrocarburos más ligeros como se muestra a continuación:

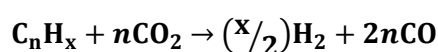


Reformado de alquitranes: la reacción de reformado se realiza mediante calor aportado por vapor de agua a suficiente temperatura, produciendo moléculas más simples y menos pesadas como CO y H₂.



Donde se ha representando los alquitranes como C_nH_x.

Reformado seco de alquitranes: Las reacciones de reformado seco tienen lugar cuando el CO₂ es el agente gasificante (y no vapor de agua). Los alquitranes se rompen en H₂ y CO:



El reformado seco es más efectivo que el reformado con vapor cuando se usa dolomita como catalizador (Basu, 2010).

Craqueo térmico: el craqueo térmico puede reducir los alquitranes, pero no es tan atractivo como el reformado porque requiere altas temperaturas (>1.100 °C) y produce hollín (Dayton, 2002). Debido a que la temperatura en la zona de reacción es más alta que la temperatura del gas a la salida, se requiere de un calentamiento externo o agregar más oxígeno para aumentar la temperatura mediante combustión de la biomasa. Ambas opciones penalizan la eficiencia de conversión de biomasa en gas.

- **Condiciones de operación para reducir los alquitranes in-situ**

Los parámetros de operación: la temperatura, la presión, el agente gasificante utilizado, la relación aire/biomasa y el tiempo de residencia, influyen la formación y conversión de alquitranes. A continuación se presenta cómo cada uno de estos factores influye en la concentración de alquitranes en el gas.

Temperatura: la cantidad total de alquitranes disminuye con el incremento de la temperatura de la reacción, al igual que la cantidad de residuo carbonoso que se produce, ambos casos deseables. Por otra parte, la cantidad de compuestos que contienen oxígeno como el fenol, el cresol y el benzofuran se incrementa con el aumento de la temperatura, especialmente por encima de los 800 °C (Basu, 2010). Una alta temperatura además reduce el contenido de amoníaco en el gas y mejora la conversión de residuo carbonoso, pero tiene el efecto negativo de reducir el poder calorífico del gas producido y, por lo tanto, la eficiencia del proceso de gasificación.

Presión: con el incremento de la presión, la cantidad de alquitranes disminuye, pero la fracción de PAH (Hidrocarburos aromáticos policíclicos) aumenta (Knight, 2000)

Agente gasificante: Para la gasificación se usan principalmente cuatro agentes gasificantes: aire (u oxígeno), dióxido de carbono, vapor de agua o una mezcla de oxígeno y vapor de agua. Cada uno de los cuales tiene diferentes efectos en la formación y conversión de alquitranes. La relación equivalente (aire introducido/aire

estequiométrico, cuando se gasifica con aire) es un parámetro importante que influye en los productos de la gasificación, entre éstos los alquitranes. Para cada agente gasificante se utiliza un parámetro característico (**Tabla 2.8**).

Tabla 2.8 Parámetros característicos de los diferentes agentes gasificantes

Ag. gasificante	Parámetro característico
Aire	ER: Relación equivalente, relación de aire respecto al estequiométrico. A/B: relación aire-biomasa.
H ₂ O (g)	S/B: Relación vapor (Steam) - Biomasa.
CO ₂	CO ₂ /B: Relación CO ₂ – Biomasa.
H ₂ O (g) y O ₂	GR: relación de gasificación (vapor + O ₂) /biomasa.

Fuente: (Basu, 2010)

La **Tabla 2.9** muestra el rango de producción de alquitranes típico de tres agentes gasificantes. En general, la producción de alquitranes es mayor cuando se utiliza H₂O como medio gasificante y menor cuando se utiliza aire.

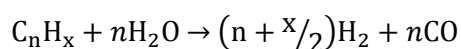
Tabla 2.9 Producción de alquitranes y PCI usando diferentes agentes gasificantes

Agente gasificante	Condiciones de operación	Producción de alquitrán (mg/Nm ³)	PCI (kCal/Nm ³)	Producción de alquitrán (g/kg BM _{dat})
H ₂ O (g)	S/B=0,9	30-80	3.000-3.200	70
H ₂ O (g) y O ₂	GR=0,9, H ₂ O/O ₂ = 3	4-30	3.000-3.100	8 – 40
Aire	ER=0,33; A/B=1,53	2-20	800-1.700	6 – 30

Fuente: (Basu, 2010)

A continuación se explica la producción de alquitranes cuando se utilizan los principales agentes gasificantes.

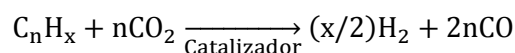
- **Gasificación con aire:** la producción y concentración de alquitranes en el gas producido disminuye con el incremento de la relación aire inyectado, al posibilitar cantidades mayores de oxígeno para reaccionar con los volátiles en la zona de pirolisis. Con una relación equivalente superior al 27% los fenoles son casi todos convertidos y se forman menos alquitranes (Kinoshita, y otros, 1994). Una relación equivalente mayor a 33%, aumenta la fracción de PAH, benceno, naftaleno y otros aromáticos de 3 y 4 anillos y disminuye la cantidad de alquitranes en el gas, al mismo tiempo que disminuye la calidad de gas, debido a que una parte de la biomasa se quema convirtiéndose en CO₂. El poder calorífico del gas se reduce por la dilución debida al nitrógeno proveniente del aire, que casi no participa en las reacciones pero que forma más del 40% en volumen del gas generado.
- **Gasificación con vapor:** cuando el vapor de agua reacciona con la biomasa para producir H₂, se reduce la formación alquitranes según la siguiente ecuación:



Una gran reducción de los alquitranes se produce con una relación S/B (relación vapor de agua/biomasa) entre 0,5 y 2,5 (Herguido, y otros, 1992). Si se usan catalizadores es posible reducir aún más los alquitranes, ya que

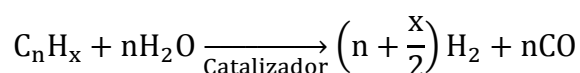
éstos ayudan a la reacción de reformado de los alquitranes (García, y otros, 1999). Los tres principales catalizadores son: dolomita, metales alcalinos y níquel.

- **Gasificación con oxígeno y vapor mezclados:** la adición de oxígeno al vapor de agua aumenta la reducción de los alquitranes. En vez de usar la relación S/B, se utiliza como parámetro la relación de vapor+oxígeno/biomasa, conocida como relación GR. La producción de alquitranes se reduce al incrementar la relación GR. Así por ejemplo, se obtiene una reducción del 85% de los alquitranes cuando el GR aumenta de 0,7 a 1,2 (Aznar, y otros, 1997). Sin embargo, cuando el valor de GR es bajo, se producen alquitranes menos pesados.
- **Gasificación con dióxido de carbono:** los alquitranes podrían ser reformados por medio de un catalizador, utilizando dióxido de carbono como medio, tal reacción es conocida como reformado seco, y se muestra a continuación (Sutton, y otros, 2001).

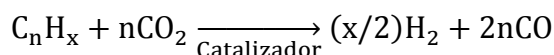


Tiempo de residencia: El tiempo de residencia tiene un efecto importante sobre la producción de alquitranes en un gasificador de lecho fluido. Con el aumento del tiempo de residencia (aumentando la relación altura del lecho/velocidad superficial del gas), la producción de compuestos oxigenados y de compuestos de 1 y 2 anillos disminuye (exceptuando el benceno y el naftaleno), pero la producción de compuestos de 3 y 4 anillos aumenta (Kinoshita, y otros, 1994).

Reducción de alquitranes agregando aditivos en gasificadores de lecho fluido: los catalizadores aceleran las dos principales reacciones químicas de reducción de alquitranes. En la reacción de reformado con vapor, tenemos:



En una reacción de reformado seco tenemos:

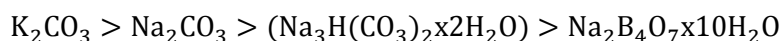


Los catalizadores pueden facilitar las reacciones de reducción en el reactor primario o en un reactor secundario, en ambos casos la dolomita, el olivino, el álcali, el níquel y el residuo carbonoso tienen un uso exitoso como catalizadores para la reducción de alquitranes, a continuación se explica cada uno de los procesos:

- **Dolomita (MgCO₃, CaCO₃):** la dolomita es relativamente barata y fácil de conseguir. Es más activa si se calcina y usada a una temperatura mayor de 800°C en un reactor secundario (en algunas plantas de gasificación se utilizan un reactor primario para la pirólisis y un reactor secundario para la gasificación, esto se hace con la finalidad de reducir la concentración de alquitranes en el gas producido), la reacción de

reformado de alquitranes usando dolomita como catalizador ocurre a una velocidad mayor con CO₂ que con vapor (Sutton, y otros, 2001). En unas condiciones apropiadas, el alquitrán puede ser eliminado casi completamente.

- **Olivino (Mg, Fe₂) SiO₄:** es un mineral de silicato con magnesio y hierro, que se comercializa en tamaños (100 – 400 μm) y rangos de densidad (2.500 – 2.900 kg/m³) similares a los de la arena típicamente utilizada en los gasificadores de lecho fluido. El olivino como catalizador activo es comparable con la dolomita calcinada. Según (Mastellone, y otros, 2008) cuando se usa olivino se destruyen completamente los alquitranes en un gasificador de lecho fluido que gasifica basura plástica y según (Rapagnà, y otros, 2000) se obtiene un 90% de reducción de alquitranes cuando se gasifica Biomasa.
- **Alcalinos:** los catalizadores alcalinos son premezclados con biomasa antes de que ésta alimente el gasificador. Algunos alcalinos son más efectivos que otros siendo el K₂CO₃ el más eficiente:



A diferencia de la dolomita, los catalizadores alcalinos, pueden reducir el metano en el gas que se produce. Los alcalinos son difíciles de recuperar después de su uso y no pueden ser reutilizados. Otro inconveniente es que su uso en gasificadores de lecho fluido puede producir aglomeraciones en el lecho (Mmettant, y otros).

- **Níquel:** muchos catalizadores a base de níquel están disponibles en el mercado. Dichos catalizadores contiene diferentes concentraciones de níquel, por ejemplo, el catalizador R-67-7H tiene entre un 12 y un 14% de Níquel (Sutton, y otros, 2001). Los catalizadores de níquel son altamente efectivos y trabajan mejor en un reactor secundario. El uso de dolomita o álcali como catalizador primario y níquel como catalizador secundario ha sido exitosamente demostrada para la reducción de alquitranes. La temperatura óptima de operación para un catalizador de níquel en un gasificador de lecho fluido es de 780 °C (Sutton, y otros, 2001).
- **Residuo carbonoso:** el residuo carbonoso es un producto de la pirólisis que puede catalizar los alquitranes cuando se usan en el reactor secundario. (Chembukulam, y otros, 1981) obtuvo una reducción casi total de los alquitranes usando residuo carbonoso.

Diseño del gasificador para evitar los alquitranes: El diseño del gasificador tiene la mayor influencia sobre la cantidad de alquitranes que contiene el gas producido; por ejemplo, un gasificador de lecho fijo Updraft, con recirculación y una zona de combustión separada puede reducir el contenido de alquitranes hasta el nivel de 0,1 mg/Nm³ (Susanto, y otros, 1996) mientras que en un gasificador Updraft convencional

los niveles de alquitrán en el gas pueden sobrepasar fácilmente los 100 mg/Nm³. Para entender como el diseño del gasificador puede influenciar la producción de alquitranes examinaremos a continuación el proceso de producción de alquitranes en un gasificador.

Como vimos en la **Figura 2.10**, los alquitranes primarios son producidos a bajas temperaturas (menos de 700 °C) y son una mezcla de hidrocarburos condensables que experimentan una reestructuración molecular (reforming) a altas temperaturas (700 – 900 °C), produciendo algunos gases no condensables además de alquitranes secundarios. Los alquitranes son producidos en una de las etapas iniciales del proceso de gasificación, cuando la biomasa después de secarse es pirolizada. El residuo carbonoso es producido después y es uno de los residuos sólidos finales de la gasificación. El diseño del gasificador determina donde se lleva a cabo la pirólisis, como los alquitranes reaccionan con los oxidantes, la temperatura de la reacción, y éstos, a su vez, determinan la producción neta de alquitranes en el gasificador. Es, por tanto, necesario tener en cuenta al diseñar el gasificador la influencia del mismo sobre la cantidad de alquitranes que se generarán y las alternativas para su separación del gas de síntesis generado.

Modificación del diseño de un gasificador para eliminar los alquitranes del gas

Entre las posibles modificaciones del diseño de un reactor para separar los alquitranes del gas se pueden incluir:

- Inyección de aire secundario.
- Separación de las zonas de pirólisis y gasificación utilizando dos etapas o dos reactores, uno primario y otro secundario, separando una parte de los alquitranes en el reactor primario.
- Forzar el paso de los productos de la pirólisis a través del residuo carbonoso.

El residuo carbonoso es efectivo para la descomposición de los alquitranes. Un gasificador de lecho fijo de dos etapas que usa la primera etapa para la pirólisis y la segunda etapa para la conversión de los alquitranes en el lecho de residuo carbonoso, reduce la concentración alquitranes en un factor 40 (Biu, y otros, 1994), esto ocurre debido a que se introduce aire en la segunda etapa provocando un aumento de la temperatura con la consiguiente reducción de los alquitranes (Knoef, 2005).

2.5.4.2. Reducción de alquitranes mediante una etapa post-gasificación

Como ya se ha mencionado, el nivel de limpieza del gas depende del uso final que se le vaya a dar. Así, se requiere un gas mucho más limpio para una MCI y para una turbina, que para una caldera. La mayoría de las plantas comerciales usan filtros y lavadores húmedos para obtener el nivel de limpieza requerido. Una gran cantidad de alquitranes puede ser retirada del gas en un área de limpieza post-gasificación, lo que se podría llevar a cabo mediante el paso del gas por un lavador húmedo.

La limpieza física es similar a la separación de partículas de polvo del gas, que se puede realizar por medio de ciclones, filtros, precipitadores electrostático o lavadores húmedos. La selección del equipo de limpieza adecuado depende de:

- La concentración de partículas y alquitranes en el gas.
- El tamaño de las partículas y los alquitranes.
- La tolerancia a las partículas y alquitranes de los lugares por donde pasa el gas y de los equipos de uso final.

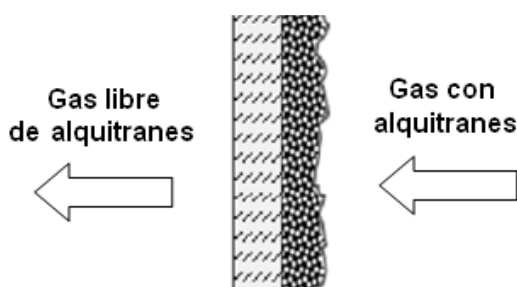
A continuación se explican brevemente los principales equipos de limpieza del gas.

Ciclones: los ciclones no son muy prácticos para retirar los alquitranes porque estos son muy pegajosos y además no pueden retirar pequeñas gotitas de alquitranes ($<1\mu\text{m}$) (Knoef, 2005) sin embargo retiran partículas de residuo carbonoso y cenizas, normalmente se ubican a la salida del reactor, siendo el primer equipo de limpieza con el que se encuentra el gas.

Filtros: Los filtros presentan una barrera física en el camino de los alquitranes y partículas mientras permiten que el gas limpio lo atraviese. Tienen como desventaja la elevada caída de presión cuando se saturan. Existen varios tipos de filtro: de astillas, de arena, de vela y de tela.

- **Filtro de astillas:** El material filtrante son astillas de madera, normalmente se utilizan al menos dos lechos, uno grueso para las partículas más grandes y uno fino para las partículas más pequeñas. Presenta la ventaja de que no tienen una caída de presión excesiva y, además, una vez las astillas estén saturadas, pueden ser secadas e introducidas en el reactor para ser gasificadas.
- **Filtro de arena:** El principio de funcionamiento es el mismo que en el filtro de astillas, pero el lecho filtrante es arena y la arena no puede ser gasificada una vez se sature y por lo tanto tiene que ser tratada adecuadamente como un residuo más, lo que conlleva un gasto adicional.
- **Filtro de barrera:** el material filtrante es poroso, cerámico o metálico. La porosidad del material es seleccionada de tal manera que las partículas más finas no pasen a través de él. Las partículas y los alquitranes no pueden atravesar el filtro y se depositan en la pared (**Figura 2.13**) formando una capa de sólidos llamada "Tarta del filtro" (Filter Cake), los gases pasan tanto a través de la capa porosa como a través del filtro. Un problema de este tipo de filtros es que cuando la capa aumenta su espesor, la caída de presión del filtro crece, por lo que esta capa requiere ser retirada. Una de las formas de retirarla es introduciendo pulsos de presión en el sentido opuesto. Además de la alta caída de presión, estos filtros tienen el problema de que si se rompe o agrietan, el gas lo atravesaría junto con los alquitranes, provocando problemas a los equipos posteriores, la condensación de los alquitranes en el filtro podría bloquearlo, siendo éste el mayor problema que se podría presentar. Los filtros cerámicos de este tipo podrían ser diseñados para operar a altas temperaturas (800-900 °C).

Figura 2.13 Filtro de barrera



Fuente: Elaboración propia.

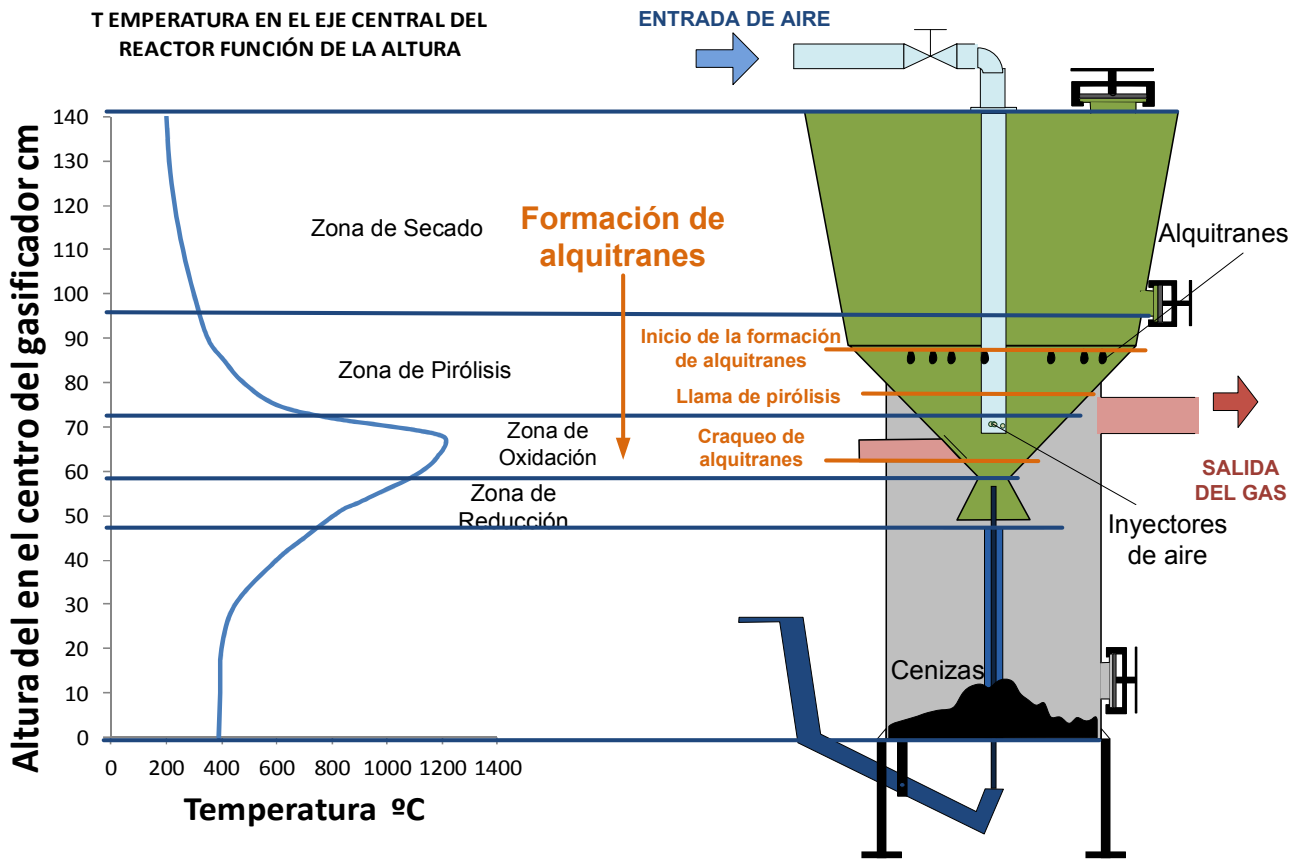
- **Filtro de tela:** Los filtros de tela están hechos de tela tejida y no usan los materiales porosos utilizados en filtros de barrera. A diferencia de los filtros de barrera, estos pueden operar sólo a baja temperatura (<250 °C), aquí la tarta del filtro es removida con flujo inverso, al igual que en el filtro de barrera, o agitando el filtro. Si el gas es enfriado excesivamente, los alquitranes podrían ser un problema porque saturarían el filtro, pegándose a él.

Lavadores húmedos: en los lavadores húmedos agua, o un líquido apropiado, es mezclada con el gas, ya sea rociándola, mezclándola o haciendo pasar el gas por una piscina de agua. Las partículas sólidas y gotas de alquitrán chocan con el agua (o líquido), mezclándose entre sí. El líquido puede ser regenerado para su reutilización separando de él los alquitranes, estos alquitranes podrían introducirse nuevamente en la zona de combustión. Un lavador húmedo tiene una alta eficiencia retirando alquitranes y partículas sólidas (>90%), aunque la eficiencia cae bruscamente cuando las partículas son de un tamaño inferior a 1 micra; además, tienen un consumo de energía elevado debido al uso de bombas o ventiladores y el coste de operación es alto, aunque la inversión inicial es menor que la de otros equipos, como pueden ser los precipitadores electrostático. Un sistema de gasificación con un lavador húmedo para separar los alquitranes del gas produce un gas casi limpio y con una baja temperatura.

2.5.5. Formación y eliminación de alquitranes en un gasificador de lecho fijo downdraft

La **Figura 2.14** muestra como se producen los alquitranes en un gasificador de lecho fijo downdraft. En este caso la biomasa y el aire fluyen en la misma dirección (hacia abajo). La temperatura es más alta en la zona de combustión y los alquitranes empiezan a producirse en la zona de pirólisis (200 – 500 °C). El oxígeno que contiene el aire, junto con los alquitranes fluyen hacia la zona más caliente. Debido a la disponibilidad de oxígeno y a la alta temperatura, los alquitranes se dejan quemar y forman una llama, aumentando la temperatura del gas entre 800 y 1.400 °C, la llama fluye por los intersticios entre las partículas, que están a una temperatura entre 500 y 700 °C (Milne, y otros, 1998). Esta llama es conocida como llama de pirólisis. Cuando los alquitranes entran en contacto con el oxígeno al pasar por la zona de alta temperatura, existe una gran posibilidad de que se convierten en gases no condensables mediante el craqueo térmico, por esta razón los gasificadores downdraft tienen la producción más baja del alquitranes (<1 mg/Nm³).

Figura 2.14 Formación de alquitranes en un gasificador de lecho fijo downdraft



Fuente: Elaboración propia

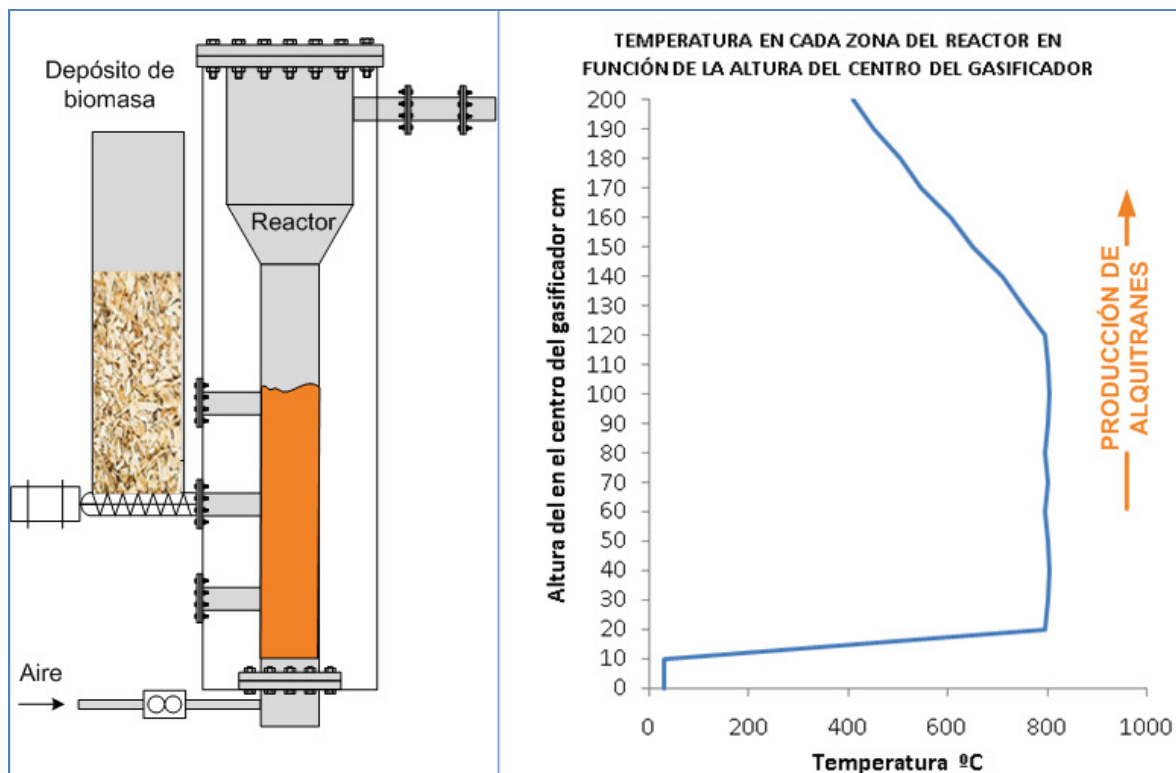
En la planta de gasificación de lecho fijo en la que se realizaron las experiencias del presente trabajo, los alquitranes condensan en la parte superior del depósito de almacenamiento de biomasa y bajan por gravedad hasta la zona de combustión, la mayoría de los alquitranes se craquean en esta zona, donde la temperatura supera los 1.000 °C y de esta manera se convierten en gases ligeros no condensables. Los alquitranes que logran pasar con el gas por la garganta sin ser craqueados se separan en el scrubber cuando se mezcla con agua y el resto que queda aún en el gas se filtra mediante el filtro de astillas.

En las pruebas realizadas se introdujo el aire en la zona de combustión a diferentes alturas, y se determinó que para craquear los alquitranes, la zona de combustión (que es la de mayor temperatura) debe estar lo más cerca posible de la garganta para evitar que los alquitranes contenidos en el gas que pasen cerca de la pared del reactor no sean craqueados, debido a la más baja temperatura de esta franja por la cercanía con la pared del reactor, no obstante bajar demasiado la entrada de aire podría provocar que una parte del aire alcance la zona de reducción, donde al mezclarse con el gas producido y al estar la temperatura por encima del punto de ignición del gas podrían producirse pequeñas explosiones. La altura adecuada entre la garganta y la entrada del gas es de 11 cm. Para disminuir la cantidad de alquitranes se debe llevar la temperatura en la zona de la garganta por encima de los 1.000 °C.

2.5.6. Formación y reducción de alquitranes en un gasificador de lecho fluido burbujeante

La biomasa entra por un lado del gasificador y el agente gasificante (aire) entra por debajo, el combustible se mezcla con el aire inmediatamente debido al alto grado de mezcla que se da en este tipo de gasificadores (**Figura 2.15**).

Figura 2.15 Formación de alquitranes en un gasificador de lecho fluido burbujeante



Fuente: Elaboración propia.

El aire entra por la parte inferior y atraviesa el sistema de distribución de aire (plato perforado mas malla) que marca el límite inferior de la arena y evita que ésta y la biomasa caigan a la parte inferior del reactor, entrando inmediatamente en contacto con: las partículas de biomasa fresca (que experimentan un secado rápido), los productos de la pirólisis y el residuo carbonoso proveniente de la biomasa que permanecía en el lecho. El contacto de oxígeno con la biomasa y el residuo carbonoso produce el calor necesario para craquear los alquitranes liberados, mientras el contacto con las partículas de biomasa fresca produce nuevo residuo carbonoso que posteriormente será quemado repitiendo continuamente el ciclo.

Aunque los sólidos se están mezclando todo el tiempo, el flujo de gas es hacia arriba en modo flujo pistón, lo que significa que en la parte superior del lecho las partículas de residuo carbonoso con más tiempo en el reactor no entran en contacto con el oxígeno del aire, debido a que éste ya se ha consumido, por lo que se puede deducir que la temperatura en la parte superior del lecho es inferior. Algunas partículas de alquitrán llegan hasta la parte superior del lecho por medio de las burbujas típicas de los lechos fluido burbujeantes y lo abandonan junto con el gas; por esta razón la

producción de alquitranes en gasificadores de lecho fluido es cercana a los 10 mg/Nm³, valor que se encuentra entre los dos extremos representados por los gasificadores downdraft (1 mg/Nm³) y Updraft (100 mg/Nm³).

En la planta de gasificación donde fueron realizadas las pruebas del presente trabajo, gran parte de los alquitranes no son craqueados debido a que la temperatura en el reactor es inferior a 800 °C. No fue posible aumentar la temperatura del reactor debido a la aglomeración de cenizas y arena, por fusión de la ceniza. En estas circunstancias, para separar los alquitranes del gas, estos son condensados, junto con el vapor de agua, en un intercambiador de calor y ambos se almacenan en un depósito. Posteriormente el gas va a una piscina de agua donde es lavado y pasa por un filtro de astillas para retirar el alquitrán que aun pueda quedar. El gas que sale de la planta está libre de alquitranes y partículas, y es adecuado para su uso un motor de combustión interna.

2.6. Adaptación de un MCI para operar con syngas

Es difícil encontrar un motor que se adapte perfectamente al syngas con una alta eficiencia debido a que la mayoría de los existentes en el mercado funcionan con gasolina y como tales han sido diseñados para operar con dicho combustible, con una relación de compresión que no es la más adecuada cuando se utiliza syngas. No obstante si se hacen las modificaciones requeridas es posible seleccionar un motor que podría operar con syngas sin problemas.

El uso de syngas en un MCI conlleva a una reducción de la potencia respecto a la operación con gasolina, para minimizar esta reducción de potencia se debe seleccionar un motor que se debe modificar para que funcione con gas pobre, para lograr esto se deben tener en cuenta los siguientes factores (FAO, 1993):

- Potencia requerida.
- Cantidad de la mezcla syngas-aire que ingresa al cilindro.
- Eficiencia del motor.
- Velocidad del motor.
- Número de cilindros del motor.
- Calidad del syngas.
- Adaptación del sistema de admisión y regulación aire-syngas.

A continuación se explica en detalle cada uno de los puntos listados anteriormente.

2.6.1. Potencia requerida.

Para seleccionar un motor que entregue la potencia requerida, se debe tener en cuenta que cuando este opera con syngas, la potencia que producirá será inferior a la que se genera cuando el motor usa como combustible gasolina o gas natural. Un método rápido para determinar la potencia que puede entregar un motor de combustión alimentado con syngas, es comparando el PCI de la mezcla aire-syngas (con una proporción de aire equivalente a la teóricamente necesaria para la combustión completa, más un 5-10% de exceso de aire) con el PCI de la mezcla aire - combustible para el que fue diseñado el motor, esto nos da una aproximación de la

cantidad de energía que entra al motor (girando a las mismas rpm's, en cada vuelta ingresará al motor un volumen constante cuya energía depende del PCI del combustible), por lo tanto, asumiendo que el aprovechamiento de la energía en el motor es igual para ambos combustibles, la disminución de PCI de la mezcla, equivale aproximadamente a la pérdida de potencia del motor, para una misma velocidad del motor, esto en realidad no ocurre de esta manera ya que la velocidad de las reacciones con gas natural o gasolina son diferentes a las del syngas y por lo tanto cada combustible tiene un "retraso de chispa optimo" distinto, sin embargo la estimación es bastante aproximada.

Determinación del poder calorífico de la mezcla

Para llevar a cabo el proceso de combustión en el MCI, el gas pobre tiene que mezclarse con una cantidad apropiada de aire. Como en cualquier proceso de combustión, la mezcla combustible-aire tendrá un menor poder calorífico volumétrico, que el combustible, debido a que el aire no aporta poder calorífico a la mezcla, pero el oxígeno que contiene es necesario para que se lleve a cabo la combustión.

Para determinar el PCI de la mezcla se requiere conocer tanto el valor del PCI de los componentes que confieren energía al gas como la composición del gas. El PCI de los compuesto que confieren energía al gas se muestran en la **Tabla 2.10**, para la composición del gas se asumen valores típicos de la gasificación con aire, obtenidos en las pruebas realizadas en este trabajo de investigación: CO: 27%, H₂:15% y CH₄:3%.

Tabla 2.10 Poder calorífico y otras propiedades de los componentes del gas pobre

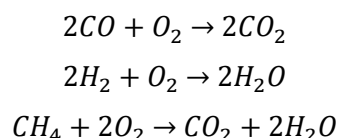
Gas	PCS (KCal/Nm ³)	PCI (KCal/Nm ³)	% del compuesto en el gas
H ₂	3.041	2.573	15 %
CO	3.014	3.014	27 %
CH ₄	9.504	8.563	3%

Fuente: elaboración propia

Con los datos anteriores se puede determinar el PCI de la mezcla, mediante el siguiente procedimiento:

1. Cantidad de aire total requerida para la combustión completa del syngas.

Las ecuaciones de la combustión completa de los componentes que aportan PCI al syngas (CO, H₂ y CH₄) son:



De las reacciones anteriores se determina la relación molar O₂/ gas combustible:

Para el CO: 1/2 = 0,5 (Dos moles de CO reaccionan con una mol de O₂)

Para el H₂: 1/2 = 0,5 (Dos moles de H₂ reaccionan con una mol de O₂)

Para el CH₄: $2/1 = 2$ (Una mol de CH₄ reacciona con 2 moles de O₂)

En un gas ideal a condiciones normales, el volumen normal molar que ocupa una mol de gas es constante (22,4 l). Debido a que el error entre un gas ideal y un gas real para los gases analizados es bajo a las condiciones de presión y temperaturas de operación, las relaciones molares se pueden considerar iguales a las relaciones volumétricas por lo tanto las anteriores relaciones también son relaciones en volumen. Por otra parte, la concentración en volumen de O₂ en el aire es del 21% y debido a que los compuestos reaccionan con aire, se calcula la cantidad de aire requerida de la siguiente manera:

- **Para el CO:** $0,5/0,21 = 2,38$ m³ de aire/m³ de CO
- **Para el H₂:** $0,5/0,21 = 2,38$ m³ de aire/m³ de H₂
- **Para el CH₄:** $2/0,21 = 9,52$ m³ de aire/m³ de CH₄

Multiplicamos estos valores por la concentración del compuesto en el gas y calculamos la cantidad de aire requerida por el CO el H₂ y el CH₄:

- **Para el CO:** $0,27 \times 2,38 = 0,64$ m₃ de aire
- **Para el H₂:** $0,15 \times 2,38 = 0,36$ m₃ de aire
- **Para el CH₄:** $0,03 \times 9,52 = 0,29$ m₃ de aire

Si sumamos la cantidad de aire requerida por cada uno de los compuestos podríamos decir que para la combustión completa de un 1 m³ de syngas se requieren 1,29 m³ de aire.

2. Cálculo del volumen total de la mezcla

Para calcular el volumen de la mezcla sumamos la cantidad de syngas más la cantidad de aire requerida para una combustión completa más un 5-10% de exceso de aire, en este caso para el exceso de aire utilizaremos el 5%:

$$1 + 0,05 + 1,29 = 2,34 \text{ m}^3 \text{ de mezcla}$$

3. Cálculo del PCI del syngas

Se determina el PCI del syngas en función de su composición mediante la siguiente ecuación:

$$\begin{aligned} PCI_{gas} &= (PCI_{CO}x[CO]) + (PCI_{H_2}x[H_2]) + (PCI_{CH_4}x[CH_4]) \\ &= (3.023x0,27) + (2.572x0,15) + (8.557x0,03) = 817 + 388 + 267 \\ &= 1.473 \text{ kCal/m}^3 \end{aligned}$$

4. Cálculo el PCI de la mezcla

Dividimos el PCI del syngas entre el volumen total de la mezcla. Como el aire no aporta PCI a la mezcla, el PCI de la mezcla es el contenido energético del syngas dividido por el volumen total de la mezcla.

$$PCI_{Mezcla} \left(\frac{\text{kCal}}{\text{m}^3_{mezcla}} \right) = PCI_{syngas} \left(\frac{\text{kCal}}{\text{m}^3_{syngas}} \right) \times \frac{\text{Vol}_{syngas}(\text{m}^3)}{\text{Vol}_{mezcla}(\text{m}^3)} = \frac{1.473 \text{ kCal}}{2,34 \text{ m}^3_{mezcla}} = 629 \text{ kCal} / \text{m}^3_{mezcla}$$

El PCI de la mezcla aire-gas natural o de aire-gasolina se obtiene de manera similar, los resultados se muestran en la **Tabla 2.11**.

Tabla 2.11 Comparación del PCI de la mezcla de syngas con los principales combustibles.

Combustible	PCI combustibles y mezclas	Calculado
Gas pobre	PCI mezcla gas pobre-aire kCal/kg	513
	Densidad de la mezcla GP-aire kg/m ³	1,230
	PCI mezcla gas pobre aire kCal/m³	630
	PCI gas pobre kCal/m ³	1.473
Metano	PCI mezcla CH ₄ -aire kCal/kg	707
	Densidad de la mezcla CH ₄ kg/m ³	1,137
	PCI mezcla CH₄ aire kCal/m₃	804
	PCI CH ₄ kCal/m ₃	8.500
Gasolina	PCI mezcla gasolina-aire kCal/kg	690
	Densidad de la mezcla gasolina aire kg/m ³	1,268
	PCI mezcla gasolina aire kCal/m ³	874
	PCI gasolina kCal/kg	10.526
Propano	PCI mezcla C ₃ H ₈ -aire kCal/kg	703
	PCI C ₃ H ₈ kCal/m ³	22.100
	Densidad de la mezcla C ₃ H ₈ kg/m ³	1,215
	PCI mezcla C ₃ H ₈ aire kCal/m ³	855
Disminución de potencia , por disminución del PCI de la mezcla	Gas pobre/gasolina	27,9%
	Gas pobre/metano	21,6%
	Gas pobre/propano	26,2%

Fuente: Elaboración propia

De la **Tabla 2.11** se deduce que para escoger un motor que vaya a operar con syngas, debe tenerse en cuenta que si este fue diseñado para operar con gasolina, la potencia disminuirá aproximadamente un 28%; en el caso de gas natural (o metano), la reducción de potencia sería del 22%.

A pesar de que el PCI del syngas es más de 6 veces el del gas natural, la potencia se reduce solo en un 22%, esto se debe a que la cantidad de O₂ y de aire requerida por el H₂ y el CO para una combustión completa es cerca de 4 veces menor que para el metano, de igual manera ocurre con la gasolina.

2.6.2. Cantidad de mezcla suministrada al cilindro.

Esta depende de la eficiencia volumétrica del MCI y de las pérdidas en el sistema de admisión; cuanto menor es la eficiencia volumétrica y mayor la caída de presión en el sistema de admisión, menos mezcla ingresará en el motor y por lo tanto, menor potencia generará. Se debe tener un sistema de admisión con la mínima caída de presión posible y que introduzca la cantidad de aire requerida para una combustión adecuada.

La cantidad de mezcla combustible que entra en el cilindro de un motor viene determinada por el volumen del cilindro y la presión que tiene el gas en el momento del cierre de la válvula de admisión. El volumen del cilindro es constante en un motor. La presión de la mezcla antes iniciar la compresión es variable y depende de:

- **La caída de presión del circuito de gas de la planta de gasificación:** cuando no se utiliza una bomba de vacío en serie con la admisión del motor, la caída de presión del sistema podría provocar que la cantidad de mezcla que entra al motor no sea la adecuada para obtener la máxima potencia o que la relación aire-combustible no sea la apropiada. Cuando se utiliza una bomba de vacío en serie con el sistema de admisión, está sería la encargada de vencer la caída de presión del circuito de gas, quitándole trabajo al motor, sin embargo, esto conllevaría a un consumo adicional de energía en el motor de la bomba de vacío.
- **el sistema de admisión del motor y el área de paso de la tubería admisión de aire:** se debe evitar al máximo la caída de presión en el sistema, lo que se logra poniendo un diámetro de tubería adecuado y disminuyendo en lo posible las restricciones.
- **la velocidad del motor,** mayores velocidades implican menores depresiones de entrada. Para motores que operan con syngas es adecuada una velocidad inferior a 2.500 rpm, tanto para que entre la cantidad de mezcla adecuada como para que las reacciones de combustión tengan tiempo suficiente para llevarse a cabo.

Los factores anteriores están asociados con la denominada "eficiencia volumétrica" del motor, que se define como la relación entre la presión real del gas a la entrada del cilindro y la presión normal (1 Bar). Habitualmente, cuando los motores funcionan a las velocidades de diseño, muestran eficiencias volumétricas que varían entre 0,7 y 0,9 (para motores sin turbo). Cuando la planta de gasificación tiene una bomba de vacío que impulsa el aire en serie con admisión del motor, la eficiencia volumétrica del motor es elevada, ya que la bomba de vacío es la encargada de vencer la caída de presión en la planta de gasificación.

2.6.3. Eficiencia del motor

La eficiencia con que un motor convierte la energía química del gas en energía mecánica en el eje depende en gran medida de la relación de compresión. La influencia de la relación de compresión de un motor sobre la eficiencia térmica se puede calcular mediante la siguiente ecuación.

$$\eta = 1 - \frac{1}{r^{k-1}}$$

Donde

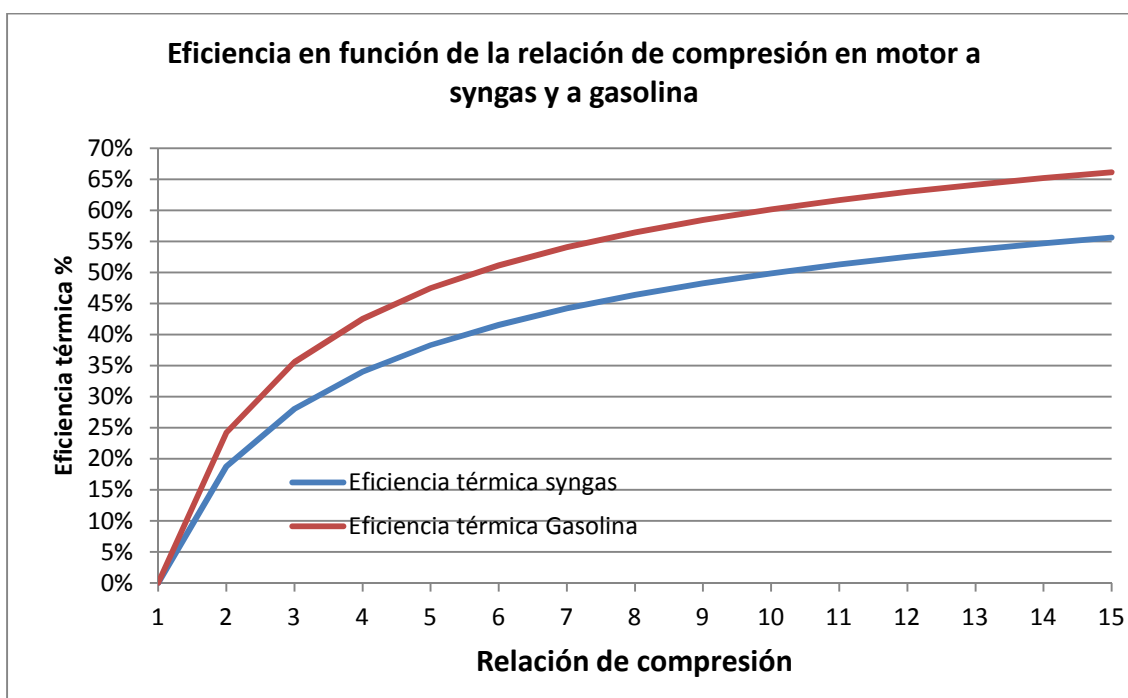
η : eficiencia térmica del motor.

r : Relación de compresión del motor.

k Constante de capacidades térmicas específicas, igual a 1,3 en el caso del gas pobre (FAO, 1993) y 1,4 para la gasolina (cuanto mayor, mayor será la eficiencia).

El efecto de la relación de compresión sobre la eficiencia de un motor que opera con syngas y gasolina, según la ecuación anterior se muestra en la **Figura 2.16**.

Figura 2.16 Eficiencia térmica de un MCI en función de la relación de compresión



Fuente: (FAO, 1993)

La mezcla syngas-aire presentan un octanaje superior al de la mezcla gasolina-aire, por tal motivo, pueden emplearse índices de compresión superiores a los de la gasolina (según (FAO, 1993) hasta 1:11 con syngas), sin que se provoque el problema de detonación antes de producirse la chispa en la bujía, como ocurre en los motores a gasolina cuya relación de compresión máxima es cercana a 9,5:1, valor máximo para evitar este inconveniente. Según la **Figura 2.16** con una relación de compresión de 9,5:1 se puede obtener una eficiencia térmica máxima del 58% si se usa gasolina como combustible y del 50% si se el combustible es syngas. **La relación de compresión óptima para motores que usan syngas está entre 10 y 11**, pero debido a que normalmente se adapta un motor a gasolina para operar con syngas, la relación de compresión del motor que se seleccione será inferior a estos valores. El motor FG Wilson seleccionado para adaptarlo y operar con syngas tiene una relación de compresión de 8,5:1 y el motor Honda en el que se realizaron las pruebas tiene una relación de compresión de 8:1.

2.6.4. Velocidad del motor

Cuanto mayor sea la velocidad de giro del motor, mayor será la velocidad de entrada de la mezcla y por lo tanto la caída de presión en el sistema de admisión. Adicionalmente se debe tener en cuenta que las reacciones syngas-aire son más lentas que las de gasolina-aire, por lo tanto es conveniente que el motor gire a menos revoluciones o adelantar la chispa de la bujía para una combustión más eficiente. Los motores de operación continua trabajan a menor velocidad que los motores de emergencia, por lo tanto un motor de operación continua es más adecuado. Sin embargo, este tipo de motores son más robustos y tienen un mejor sistema de refrigeración que un motor de emergencia, lo que hace que sean más costosos, no obstante son los adecuados para una operación continua.

La velocidad máxima de los motores alimentados con gas pobre viene limitada por la velocidad de combustión de la mezcla gas pobre-aire, y por ello, la eficiencia disminuye cuando aumenta la velocidad. Para motores que operan con syngas, la velocidad óptima suele estar por debajo de las 2.500 rpm, aunque se podrían utilizar motores con mayores velocidades a expensas de una disminución de la eficiencia.

Si se desea aumentar la potencia y la eficiencia, se podría adelantar el punto de encendido de la chispa en motores de gasolina que sean alimentados con gas pobre. Los experimentos realizados por (Middleton, y otros, 1946) indican que el punto de encendido debe adelantarse de 10 a 15°, lo que lleva a avances del encendido de 35 a 40°, antes del punto muerto superior (PMS).

La velocidad del motor FG Wilson UG14P1 seleccionado, es de 1.500 rpm a máxima carga, esta velocidad es adecuada para el uso de syngas como combustible. La velocidad del motor Honda GX390 utilizado para realizar las pruebas es de 3.000 rpm, aunque es mayor que la óptima, la presión generada por la bomba de vacío, ayuda a que la cantidad de syngas que entra al motor sea mayor disminuyendo en gran medida la disminución de potencia provocada por la pérdida de presión en los conductos.

2.6.5. Requisitos de calidad del syngas para operación en un MCI

Cuando se usa syngas en un MCI, un requisito importante es que el motor se alimente con gas suficientemente limpio, sin polvo, alquitranes y ácidos. (FAO, 1993) determina las cantidades tolerables, para los motores actualmente disponibles, (Tabla 2.12.)

Tabla 2.12 Cantidad aceptable de polvo, alquitranes y ácidos en el syngas, para su uso en un MCI

Polvo:	< 50 mg/m³ de gas, preferentemente 5 mg/m³ de gas.
Alquitranes:	< 500 mg/m³ de gas.
Ácidos:	< 50 mg/m³ de gas (medido como ácido acético).

2.6.6. Número de cilindros del MCI

Otro de los factores importantes en la selección de un MCI para operar con syngas es el número de cilindros. La mejor operación se logra utilizando motores de cuatro tiempos con 4 cilindros, de esta manera se garantiza que siempre exista succión para vencer la caída de presión en la planta de gasificación y para garantizar una relación aire combustible adecuada, esto no se logra en motores de cuatro tiempos de un cilindro debido a que solo uno de los cuatro tiempos es de admisión, lo que hace que fluctúe tanto la cantidad de gas como de aire que ingresa al motor, provocando variaciones en la relación aire/gas. El uso de un ventilador en serie y una válvula de regulación de la presión del gas ayudarían a mejorar la operación, aunque no llegando a asemejarse a la de un motor de 4 cilindros cuando se utilizas el mismo sistema de regulación.

2.6.7. Sistema de regulación de la relación aire gas.

Una vez seleccionado el motor, se deber adaptar el sistema de admisión para que este opere con un gas y no con un liquido, este tipo de adaptación se realiza de manera

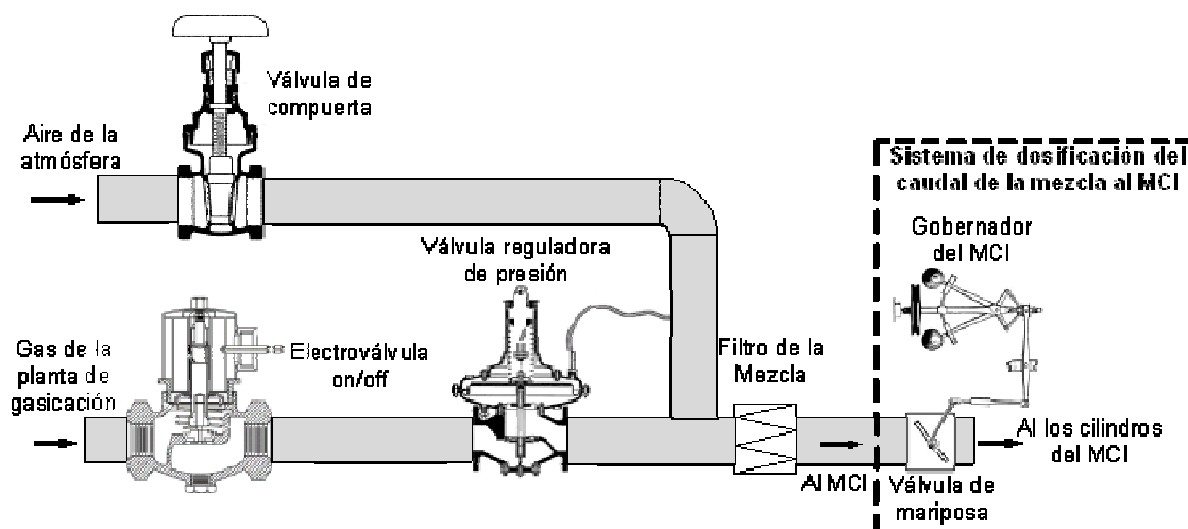
similar a las modificaciones llevadas a cabo para convertir un motor que opera con gasolina a trabajar con gas natural o a butano. Cuando el motor de gasolina utiliza un carburador, la modificación consiste en mezclar previamente el gas antes de entrar al motor. La tubería de entrada consta principalmente de una válvula de seguridad, una válvula reguladora de presión del gas y una válvula reguladora de caudal de aire.

Aunque el sistema de regulación del gas, para su uso en MCI, es parecido cuando se usa syngas o gas natural y casi cualquier combustible gaseoso, la diferencia entre la relación volumétrica aire/combustible entre los diferentes gases (de 6 a 9:1 para el gas natural y de 1 a 1,5:1 para el syngas) hace que el sistema de regulación requiera ajustes distintos, y que el Venturi normalmente usado para un sistema a gas natural no sea el más adecuado para regular la mezcla cuando se utiliza syngas. Adicionalmente el syngas se consume tan pronto se produce y por lo tanto no requiere un depósito de almacenamiento a alta presión, por lo que un sistema de reducción de alta presión no es requerido. Según (Sridhar, y otros) un sistema de regulación syngas para un MCI debe tener las siguientes características:

- Mantener la relación aire/syngas.
- Baja caída de presión.
- Cortar el flujo de gas en caso de que el motor se apague.

En la **Figura 2.17** se muestran los componentes del sistema de regulación de mezcla aire/syngas utilizado en la planta de gasificación en estudio.

Figura 2.17 Componentes del sistema de regulación de la mezcla aire/syngas



Fuente: Elaboración propia, (División de Ingeniería de Crane, 2000)

El sistema de regulación cuenta con los siguientes componentes:

- **Electroválvula:** abre el paso del gas cuando el motor va a ser encendido y lo cierra automáticamente cuando el motor se apaga o se activa alguna alarma en la planta de gasificación.
- **Válvula reguladora de presión o regulador de presión cero:** tiene la función de disminuir la presión del gas producido hasta una presión

cercana a la atmosférica en sistemas de presión negativa (como es el caso de un MCI). La presión de entrada al regulador es negativa cuando solo se utiliza el motor y podría ser positiva o negativa cuando se utiliza un ventilador en serie. A la salida de la válvula, cuando se crea un vacío relativo (proveniente del motor) la membrana de esta cámara tiende a plegarse permitiendo el paso de gas hacia el múltiple de admisión. A menor vacío, mayor flujo.

- **Válvula de compuerta:** mediante esta, se ajusta manualmente la caída de presión de la línea de aire igualándola a la de la línea de gas, y de esta manera se evita una mezcla pobre por un exceso de aire elevado por una menor caída de presión en la línea de aire.
- **Sistema de dosificación del caudal de la mezcla:** hace parte del sistema de control del motor y consta de un gobernador mecánico que abre o cierra la válvula de mariposa para mantener las rpm del MCI constantes cuando la carga aumenta o disminuye.

2.7. Referencias del capítulo

APPA. 2011. *Inventario de plantas de biomasa, biogás y pellets.* Asociación de Productores de Energías Renovables. 2011.

Aznar, M.P., y otros. 1997. *Steam gasification in fluidfluidized bed of a synthetic refuse containing chlorine with a catalytic gas cleaning at high temperature.* s.l. : A.V., Boocock, D.G.B., 1997. págs. 1194-1208.

Barrio, M. y Hustad, J.E. 2001. *CO₂ gasification of birch char and the effect of CO inhibition on the calculation of chemical kinetics.* s.l. : Progress in Thermochemical Biomass Conversion, 2001.

Basu, Prabir. 2010. *Biomass Gasification and Pyrolysis, practical design and theory editorial.* s.l. : Elsevier, 2010. pág. 376. ISBN 13: 978-0-12-374988-8.

Basu, 2006. *Combustion and Gasification in Fluidized Beds.* Estados Unidos : Taylor & Francis, 2006. pág. 143. ISBN: 9780849333965.

Biu, T., Loof, R. y Bhattacharya, S.C. 1994. *Multi-stage reactor for thermal gasification of wood.* 1994. págs. 977-404.

Boerrigter, H. y Rauch, R. 2005. *Syngas production and utilization.* s.l. : Biomass Gasification Handbook. Biomass Technology Group (BTG), Enschede, 2005.

Chembukulam, S.K., y otros. 1981. *Smokeless fuel from carbonized sawdust.* 1981. págs. 714-179.

Dayton, D. 2002. *A Review of the Literature on Catalytic Biomass Tar Destruction, National Renewable Energy Laboratory.* [ed.] NREL Report. 2002. TP-510–32815.

Delgado, J., Aznar, M.P. y Corella, J. 1996. *Calcined dolomite, magnesite, and calcite for cleaning hot gas from a fluidized bed biomass gasifier with steam: life and usefulness.* 1996. págs. 3637-3643.

- Devi, L., Ptansinski, K.J. y Jamssen, F.J.J.G. 2003.** *A review of the primary measures for tar elimination in biomass gasification processes.* s.l. : Biomass and Bioenergy, 2003. págs. 125-140.
- Di Blasi, Colomba. 2009.** *Combustion and gasification rates of lignocellulosic chars.* 2009. págs. 131-140.
- División de Ingeniería de Crane. 2000.** *Flujo de fluidos en válvulas, accesorios y tuberías.* s.l. : Mc Graw-Hill, 2000.
- Encinas, Jose y Gonzalez, Juan. 2001.** *Catalyzed and uncatalyzed steam gasification of eucalyptus char. Influence of variables and kinetic study.* s.l. : Elsevier, 2001. págs. 2025-2036.
- FAO. 1993.** *El gas de madera como combustible para motores.* Estudio FAO Montes 72, Subdirección de productos no madereros y energía, Subdirección de Industrias madereras, Departamento de Montes, Organización de las Naciones Unidas para la Agricultura y la Alimentación. Roma : s.n., 1993. ISBN 92-5-302436-4.
- García, X.A., Alarcón, N.A. y Gordón, A.L. 1999.** *Steam gasification of tars using a CaO catalyst source.* 1999. págs. 83-102.
- Herguido, J., Corella, J. y Gonzalez-Zaiz, J. 1992.** *Steam gasification of lignocellulosic residues in a fluidized bed at a small pilot scale: effect of the type of feedstock.* Industrial and Engineering Chemistry Research : s.n., 1992. págs. 1274–1282.
- Higman, C. y van der Burgt, M. 2008.** *Gasification.* [ed.] Gulf Professional Publishing. 2. s.l. : Elsevier, 2008.
- Kinoshita, C.M., Wang, Y. y Zhou, J. 1994.** *Tar formation under different biomass gasification conditions.* Journal of Analytical and Applied Pyrolysis : s.n., 1994. págs. 169-181.
- Klass, D.L. 1998.** *Biomass for Renewable Energy, Fuels, and Chemicals.* s.l. : Academic Press, 1998.
- Knight, R.A. 2000.** *Experience with raw gas analysis from pressurized gasification of biomass.* 2000. págs. 66-67.
- Knoef, H.A.M. 2005.** *Handbook Biomass Gasification.* The Netherlands : BTG Publisher, Enschede, 2005.
- Mastellone, M.L. y Arena, U. 2008.** *Olivine as a tar removal catalyst during fluidized bed gasification plastic waste.* 2008. págs. 1656–1667.
- Middleton, F.A y Bruce, C.S. 1946.** *Engine tests with producer gas.* USA : s.n., 1946.
- Milne, T.A., Evans, R.J. y Abatzoglou, N. 1998.** *Biomass Gasifier Tars: Their Nature, Formation, and Conversion.* 1998.
- Mmettant, V., Basu, P. y Butler, J. Agglomeration of biomass fed fluidized bed gasifier and combustor.** págs. 656–684.

Neef, J.P.A., y otros. 1999. *Guideline for Sampling an Analysis of Tar and Particles in Biomass Producer Gas Version 3.1.* s.l. : Energy project, 1999. (tar protocol). EEN5-1999-00507.

Porobstein, R.F. y Hicks, R.E. 2006. *Synthetic Fuels.* s.l. : Synthetic Fuels, 2006.

Rapagnà, S., y otros. 2000. *Steam-gasification of biomass in a fluidized-bed of olivine particles.* 2000. págs. 187–197.

Reed, T.B. y Das, A. 1988. *Handbook of biomass downdraft gasifier for engine–system.* [ed.] Solar Energy Research Institute. 1988.

Risne, S.H, Soresen, L.H. y Hustad, J.E. 2001. *CO₂ reactivity of chars from wheat, spruce and coal, Progress in Thermochemical Biomass Conversion.* s.l. : A. V. Bridgwater, 2001. págs. 61-71.

Smoot, Leon y Smith, Philip. 1959. *Coal combustion and gasification.* 1959.

Solar Energy Research Institute. 1988. *Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine systems.* 1988.

Sridhar, G, y otros. *Development of Producer Gas Engines.* Combustion, Gasification an Propulsion Laboratory, Department of Aerospace Engineering, Indian Institute Of Science. Bangolare, India : s.n.

Susanto, H. y Beenackers, A.A.C.M. 1996. *Moving bed gasifier with internal recycle of pyrolysis gas.* 1996. págs. 1339–1347.

Sutton, D., Kelleher, B. y Ross, J.H.R. 2001. *Review of literature on catalysts for biomass gasification.* 2001. págs. 155-173.

Venselaar, Jan. Agosto de 1982. *Design rules for downdraft wood gasifiers, a short review.* Research development, Institute Teknogi. Bandung, Indonesia : s.n., Agosto de 1982. pág. Indonesia.

Walker, P.L., Rusinco, F. y Agustín, L.G. 1959. *Gas reaction of carbon.* New York : s.n., 1959. págs. 133-221.

3. METODOLOGÍA Y DISPOSITIVO EXPERIMENTAL

Como se ha descrito en el capítulo anterior, las plantas de gasificación tienen la función de convertir la energía química contenida en la biomasa (u otro combustible sólido) en energía química contenida en el gas generado. Este gas, llamado gas pobre, syngas o gas de síntesis puede ser utilizado en una caldera para generar calor y/o en un motor de combustión interna (MCI) o una turbina para generar energía mecánica o eléctrica. Para gasificar la biomasa solo se necesita el sistema de alimentación de biomasa y el reactor, en un proceso relativamente fácil, introduciendo una relación adecuada entre la cantidad del agente gasificante y la de biomasa, sin embargo el gas debe ser tratado debido a la elevada temperatura a la que sale del reactor y la cantidad de sólidos y alquitranes contenidos en él. En el presente capítulo se explica la metodología llevada a cabo para la realización de este trabajo de investigación, y cada uno de los componentes utilizados en los dos sistemas en estudio. Se incluye: el reactor, los sistemas de enfriamiento y limpieza del gas, los sistemas auxiliares de medida y control de dichos dispositivos experimentales y el MCI para la generación de electricidad.

3.1. Metodología experimental

La metodología experimental llevada a cabo para la realización de este proyecto de investigación se resume en cuatro puntos: el primero es la selección y caracterización de la biomasa a gasificar (**Anexo F**), el segundo es el diseño, construcción y puesta en operación de las dos plantas de gasificación (**Capítulos 3, 4 y Anexo G**) el tercero es la comparación de ambos sistemas y los resultados obtenidos (**Capítulo 5**) y el cuarto es el análisis técnico, económico y ambiental de los sistemas estudiados y su comparación (**Capítulo 6**).

3.2. Descripción de la planta de gasificación de lecho fijo Downdraft

Para realizar las pruebas en la planta de gasificación de lecho fijo downdraft, se rediseñó una planta existente en el laboratorio del IIE-UPV, que fue adquirida en la India, modificándola de manera significativa. Inicialmente ésta no incluía la instrumentación para el estudio a realizar, no garantizaba fiabilidad y continuidad durante la operación, no cumplía las normativas de emisión de residuos al medio ambiente, además, el gas no era apto para ser utilizado en un MCI para la generación de energía debido a la concentración de alquitranes y el bajo poder calorífico.

Dentro del plan de rediseño de la planta, se determinaron las variables a medir y los puntos donde se debían realizar las mediciones para su control. Una vez instrumentada, se realizaron pruebas para determinar las posibles mejoras para operar de una manera segura, fiable y minimizar las emisiones al medio ambiente, entre las mejoras realizadas están: la modificación de sistema de admisión de aire para aumentar la temperatura en la zona de la garganta y así disminuir los alquitranes producidos en el gas, mejora del sistema de limpieza de gases y diseño de un nuevo sistema de depuración del agua e implementación de un sistema de automatización y control de la planta, entre otras. En esta sección se explican los principales componentes de la planta con las mejoras realizadas incluidas.

En la **sección 2.1** se explicaron las reacciones que tienen lugar en un gasificador de lecho fijo downdraft, la **sección 2.5** se describe la formación y destrucción de los alquitranes en este tipo de gasificadores. Las características del gasificador Downdraft usado para realizar las pruebas se muestran en la **Tabla 3.1**.

Tabla 3.1 Características de la planta de gasificación de lecho fijo usada para realizar las pruebas

Tipo	Downdraft
Combustible	Tacos de madera, madera triturada, pellets.
Diámetro de la biomasa (cm)	0,5 a 5
Largo de la biomasa (cm)	2 a 5
Consumo de combustible (kg/h)	5 a 10 (depende del tamaño, humedad, propiedades de la biomasa y de la relación A/C)
Volumen depósito biomasa (l)	230
Capacidad almacenamiento (kg)	40-90 (depende de la densidad aparente de la biomasa)
Autonomía	5 – 10 h
Motor-generador	Honda GX-390 7,5 KW (13 CV) 389 cc
Medio de enfriamiento del gas	Agua, mediante lavador húmedo.
Limpieza del gas	Scrubber, bomba separadora de alquitranes, filtro de astillas, filtro de nylon y algodón.
Flujo agua (limp. enfr. gas) (m ³ /h)	1

Fuente: el autor

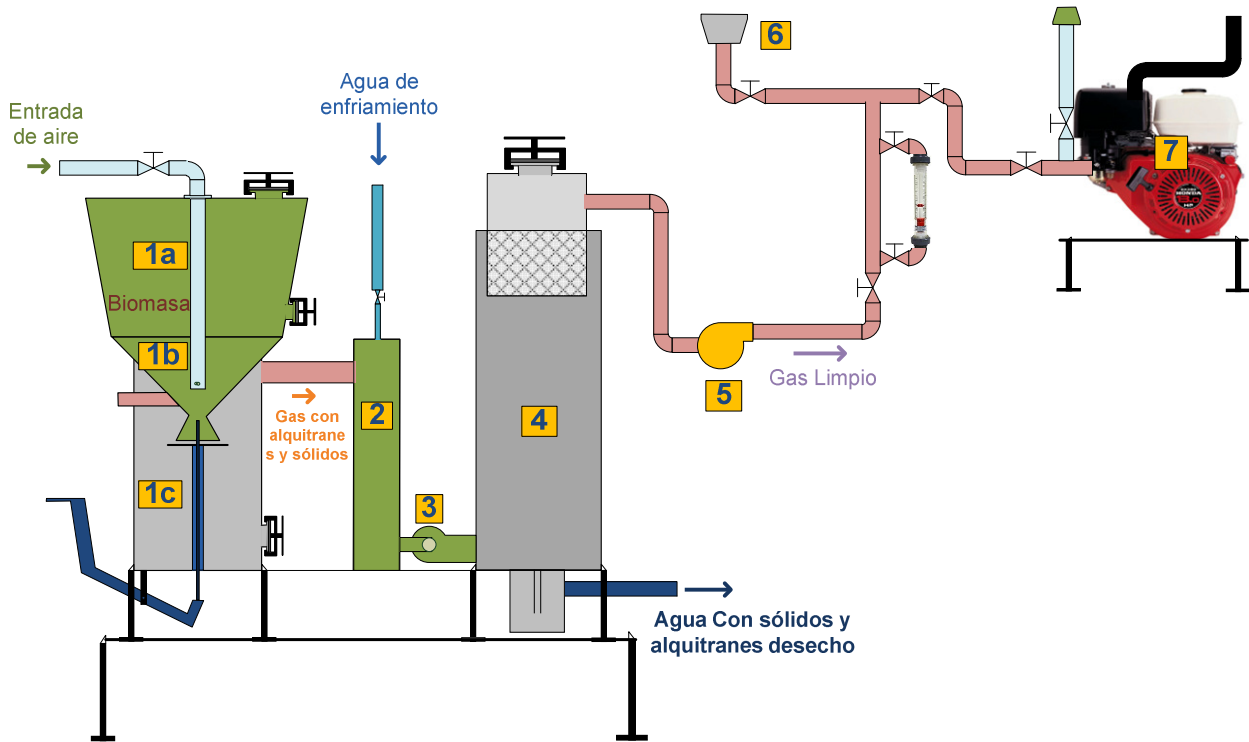
La planta de gasificación Downdraft cuenta con dos circuitos: el circuito principal o circuito de gas y el circuito secundario o circuito de agua:

3.2.1. Circuito de gas

Los principales equipos del circuito de gas de la planta de gasificación son los siguientes (Los números indicados están referidos a los componentes que aparecen en la **Figura 3.1** y **Figura 3.2**):

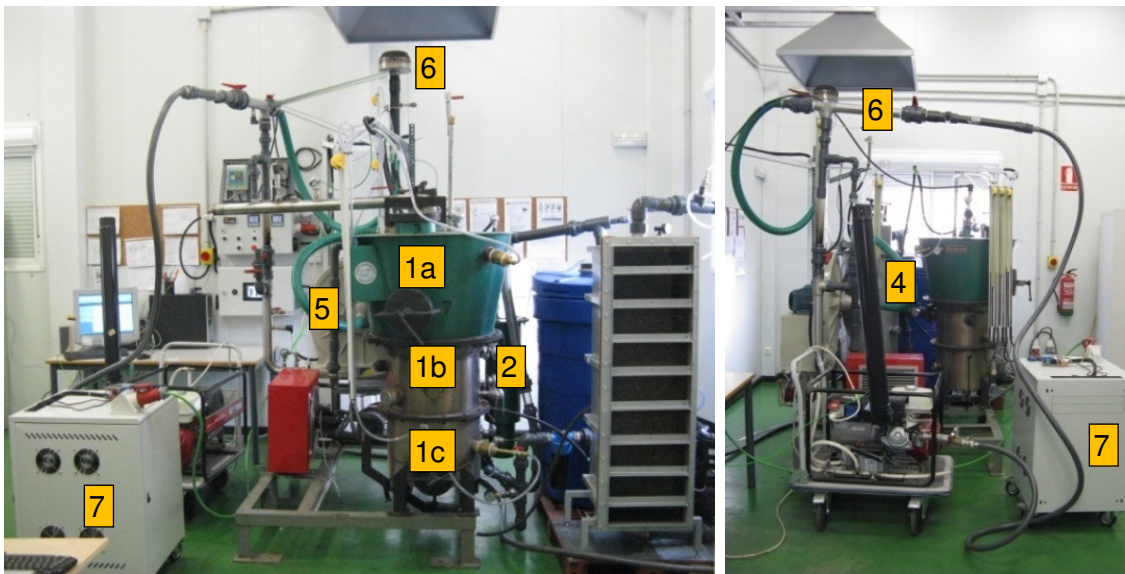
1. Reactor (Compuesto por **1a**, depósito de biomasa; **1b**, zona de reacciones y **1c**, depósito de cenizas)
2. Enfriador y lavador de gas (Scrubber).
3. Separador centrífugo.
4. Filtro de gases.
5. Bomba de vacío.
6. Antorcha.
7. Motor-generador.
8. Simulador de carga eléctrica (Resistencias eléctricas que no hacen parte del circuito de gas como tal, pero que sirven para simular el consumo de electricidad).

Figura 3.1 Esquema de la planta de gasificación con todos sus componentes



Fuente: Elaboración propia.

Figura 3.2 Planta de gasificación de lecho fijo downdraft



Los principales equipos del circuito de gas de la planta de gasificación mostrados en la **Figura 3.1** y **Figura 3.2** se describen a continuación:

3.2.1.1. Reactor

Está formado por la tolva de alimentación, el reactor y el depósito de cenizas, todos montados en un monobloque (**Figura 3.3**).

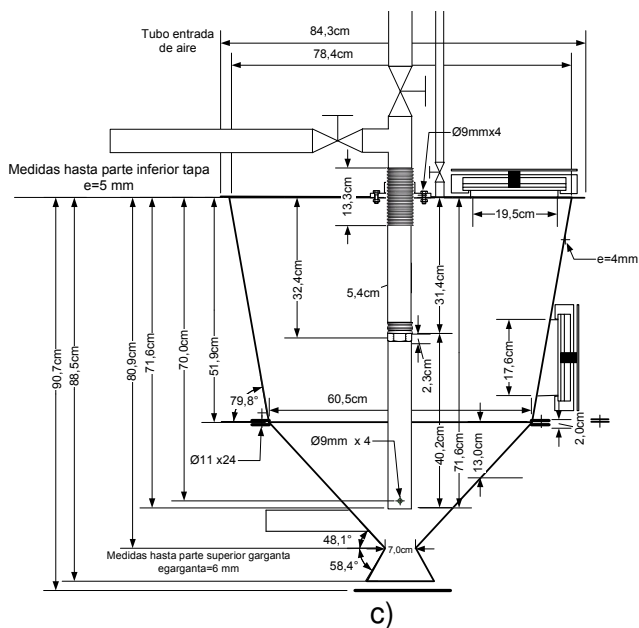
Figura 3.3 Reactor del gasificador de lecho fijo downdraft



A continuación se explican los componentes del reactor:

3.2.1.1.1. Tolva de Biomasa.

Figura 3.4 Depósito de Biomasa a) con pellets b) vacío c) dimensiones d) vista exterior



Tiene la función de almacenar la biomasa. La capacidad volumétrica de almacenamiento es de 226 l, lo que equivale a 45 kg para astillas con una densidad aparente 200 kg/m³. Si el consumo de astillas es de 10 kg/h la autonomía de operación es de 4,5 h aproximadamente. Se podría hacer un sistema de alimentación continua insertando la biomasa por la parte superior del reactor, usando dos válvulas y entre ellas un depósito intermedio, de tal manera que cuando sea necesario alimentar biomasa, se cierra la válvula inferior y se abra la superior, introduciendo la biomasa en el depósito intermedio, una vez relleno dicho depósito, se cierra la válvula superior y se abre la inferior para que ingrese la biomasa al reactor. Con este sistema se evita que entre aire de manera incontrolada en el reactor al alimentar la biomasa, preservando que el sistema trabaje a vacío. Debido a que la planta utilizada sólo deberá realizar pruebas y no trabajará en continuo, no posee sistema de alimentación continua.

3.2.1.1.2. Zona de reacciones

En el reactor se llevan a cabo una serie de reacciones endotérmicas y exotérmicas, mediante las cuales se convierte la biomasa en un gas de bajo poder calorífico (**sección 2.1**). La composición final del gas depende de varios factores, entre ellos: la composición de la biomasa (que determina su PCI), la humedad, la temperatura de las reacciones, el grado de oxidación de los productos en la pirólisis, y el tamaño y la densidad de la biomasa triturada, entre otros. El gas obtenido contiene monóxido de carbono (CO), dióxido de carbono (CO₂), hidrógeno (H₂), metano (CH₄), pequeñas cantidades de otros hidrocarburos más pesados, agua (H₂O), nitrógeno (N₂) (cuando se usa aire como agente gasificante) y diversas sustancias no deseadas como pequeñas partículas carbonosas, cenizas y alquitranes. El CO, el H₂ y el CH₄ son los componentes que confieren poder calorífico al gas y por lo tanto los que preferiblemente deben aparecer en mayor concentración.

En el proceso de conversión de la biomasa en gas en el reactor se distinguen cuatro zonas con objetivos y características bien distintas: Secado, pirólisis, oxidación y reducción, en cada una de las cuales se producen diversas reacciones (**Tabla 2.1** y **Figura 2.3**): En la **sección 2.1** se explicó la termodinámica del proceso de gasificación.

- **Zona de pirolisis**

Situada justo encima de la entrada de aire del gasificador, en esta zona la temperatura alcanza valores en el rango de 300 a 700 °C (**Figura 3.5**), en esta zona hay poco oxígeno y el calor llega de la zona de oxidación por radiación principalmente: La temperatura se mide mediante una caña pirométrica que tiene tres termopares tipo K.

Figura 3.5 Residuo carbonoso de pellets pirolizados en el depósito de biomasa



Caña pirométrica
con 3 termopares

- **Zona de combustión**

Es la de mayor temperatura, entre 800 y 1.200 °C, y va desde el nivel de los orificios por donde entra el gas hasta la garganta (**Figura 3.6**), en esta zona se llevan a cabo principalmente reacciones de combustión, aunque también tienen lugar reacciones de gasificación. Incorpora dos termopares: uno en la zona cercana a la entrada del aire y el otro justo en la garganta.

Figura 3.6 Configuración de 4 agujeros de entrada de aire a la zona de combustión



En las pruebas realizadas se utilizaron dos configuraciones distintas: la primera de ellas tenía 10 agujeros y la segunda solamente 4.

Configuración de 10 agujeros de entrada de aire a la zona de combustión: el aire entra a través de 10 orificios configurado de la siguiente manera:

- 4 orificios de 1 cm de diámetro y un área de 0,785 cm² cada uno, que suman un área total de 3,14 cm².
- 6 orificios de 0,6 cm de diámetro y un área de 0,282 cm² cada uno, que suman un área de 1,69 cm²

8 de los 10 orificios (4 de 1 cm y 4 de 0,6 cm de diámetro) están ubicados en el perímetro de la tubería y 2 (de 0,65 cm de diámetro) están ubicados en parte inferior. El área total de entrada de aire es de 4,83 cm², el área de la garganta (diámetro = 7 cm) es de 38,48 cm², por lo que el área de los agujeros de entrada corresponde al 12,6% del área de la garganta.

Figura 3.7 Bóvedas formadas utilizando astillas como combustible



Esta configuración permite una mejor distribución del aire en la zona de combustión cercana a la salida de aire, sin embargo debido a que la velocidad del aire a la salida de los agujeros es baja, llega poco aire a las cercanías de la pared del reactor, con lo cual la biomasa que se encuentra más lejos de la entrada de aire, no se convierte completamente en carbón vegetal, provocando bóvedas y mala fluidización de la biomasa triturada, como se observa en la **Figura 3.7**, otro inconveniente de esta configuración es la inyección de aire hacia la garganta, lo que podría provocar que el aire llegue a la zona de reducción cuando los orificios estén cerca de la garganta, aumentando el riesgo de pequeñas explosiones en el reactor.

Configuración de 4 agujeros de entrada de aire a la zona de combustión: el aire entra a través de 4 orificios configurado de la siguiente manera:

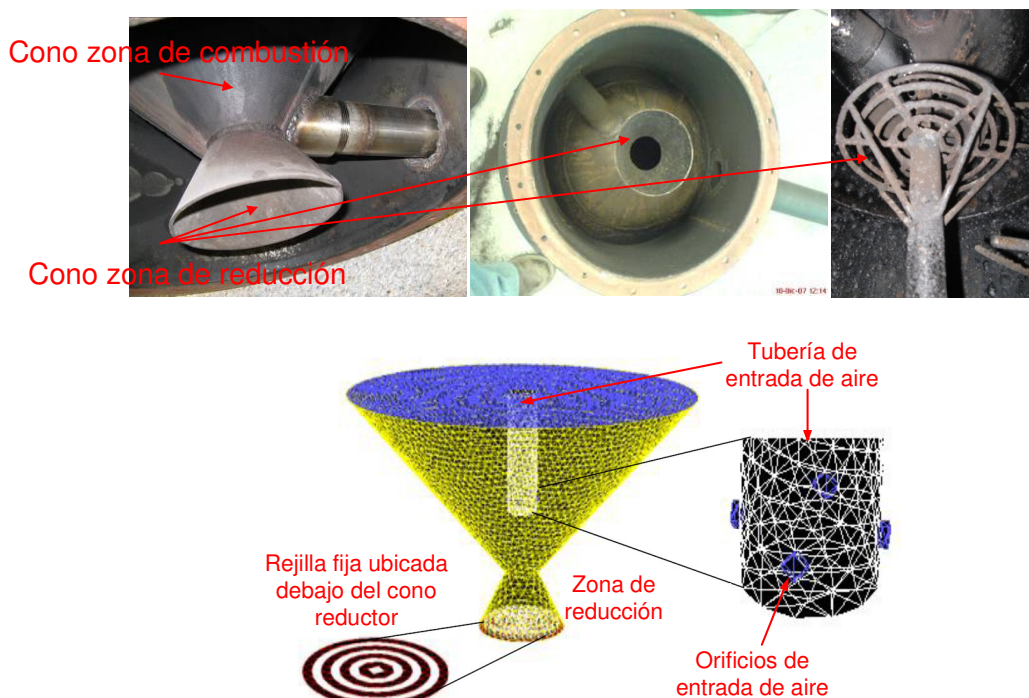
- 4 orificios de 0,9 cm de diámetro y un área de 0,64 cm² cada uno, que suman un área de 2,54 cm², por lo tanto el área de los agujeros de entrada corresponde al 6,6% del área de la garganta.

Mediante esta configuración, la velocidad del aire permite alcanzar a la biomasa que está en la parte más lejana de las boquillas de aire para que esta reaccione, permitiendo además más fluidez de la biomasa en el reactor y evitando la formación de bóvedas.

- **Zona de reducción**

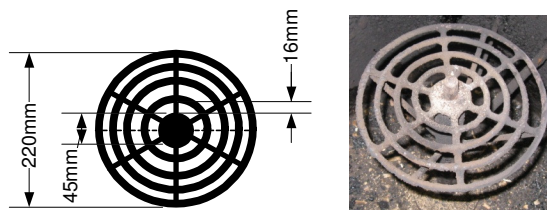
Es la zona donde se llevan a cabo principalmente las reacciones de gasificación. Es un cono truncado que tiene como parte superior el estrechamiento y que termina a 9 cm debajo del nivel de dicho estrechamiento (**Figura 3.8**), en esta zona se llevan a cabo reacciones principalmente endotérmicas del C con CO₂ y H₂O para formar CO y H₂, además se lleva a cabo la reacción shift ($\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \Rightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$) y la reacción de C con H₂ para producir CH₄.

Figura 3.8 Zona de reducción



Al final de la zona de reducción se encuentra ubicada una rejilla que evita la caída de la del residuo carbonoso cuando este no ha gasificado y siempre que este sea de un tamaño superior a 1,6 x 1,6 cm (**Figura 3.6, 3.8, 3.9 y 3.11**).

Figura 3.9 Rejilla ubicada debajo del cono reductor.



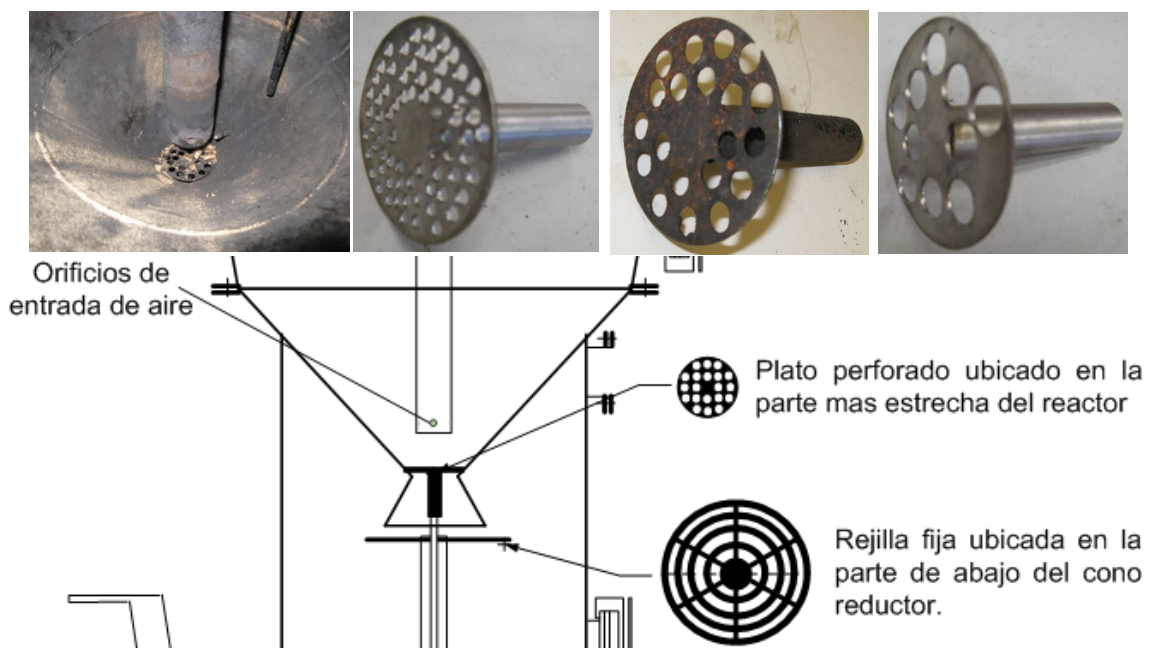
Para poder realizar las pruebas con diferentes tamaños de residuos sin que estos caigan al depósito de cenizas antes de ser gasificados (**Figura 3.10 a Figura 3.12**) se realizaron pruebas:

- poniendo platos perforados justo por encima de la garganta en función del tamaño de biomasa a gasificar.
- o colocando rejillas intercambiables de diferente y menor paso que la rejilla fija, y poniendo la primera encima de la segunda.

Para llevar a cabo estas pruebas se fabricaron las siguientes piezas:

- 3 platos de acero inoxidable con huecos de diferentes diámetros para ubicar en la garganta del reactor. Los platos fabricados son todos de 7,8 cm de diámetro y con orificios de 5, 10 y 15 mm (**Figura 3.10**). Con estos platos se pueden realizar pruebas para gasificar biomasa desde 0,5 cm, hasta trozos de madera de hasta 30 mm. Cuando se utilizan platos perforados se debe tener en cuenta que la entrada de aire no debe estar muy cerca de la garganta para evitar que llegue aire a la zona de reducción cuando el plato es levantado.

Figura 3.10 Platos perforados de 7,5 cm de diámetro con orificios de 5, 10 y 15 mm



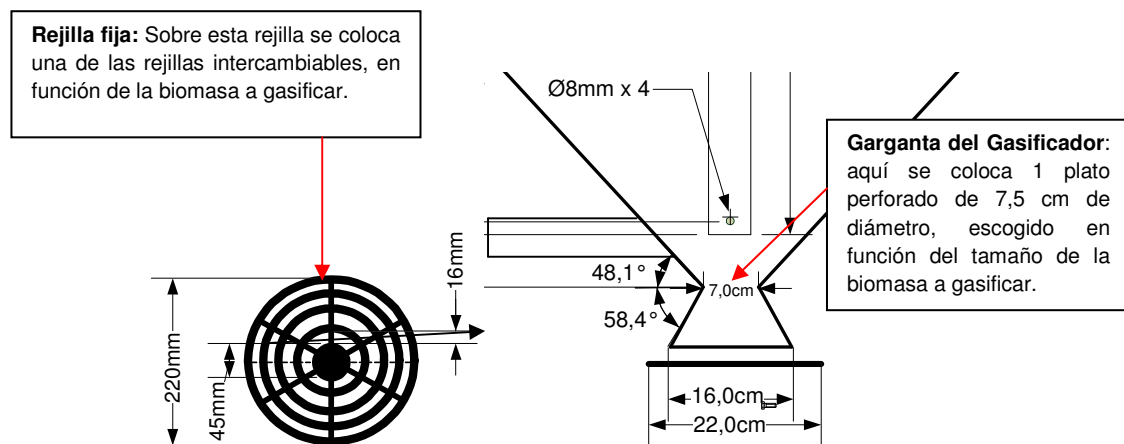
- 3 rejillas intercambiables de diferente paso que se ubican sobre la rejilla fija (zona de reducción). La primera rejilla tiene agujeros de 1 cm de diámetro, la segunda tiene orificios cuadrados de 1,1 x 1,1 cm y la tercera tiene orificios cuadrados de 0,6 x 0,6 (Figura 3.10, Figura 3.11 y Figura 3.12).

Figura 3.11 Rejilla intercambiable sobre la fija (1. Sin rejilla; 2. $D_o = 1\text{cm}$; 3. 1,1x1,1 cm; 4. 0,6x0,6 cm



La Figura 3.12 muestra la ubicación de los platos perforados y las rejillas en el reactor.

Figura 3.12 Plato perforado en la garganta y rejilla debajo del cono reductor



• Depósito de cenizas

Aquí es donde se almacenan las cenizas y el carbón vegetal que no ha sido gasificado, tiene una capacidad de 49 l, si la densidad aparente de la mezcla cenizas-carbón vegetal es de 0,40 kg/l, la capacidad del depósito es de 19,6 kg lo que proporciona una autonomía de funcionamiento de 49 h. Antes de que se llene debe ser evacuado para evitar que se obstruya el paso del gas, impedir que se interfiera en las reacciones en la zona de reducción y evitar el arrastre de carbón vegetal y cenizas con el gas.

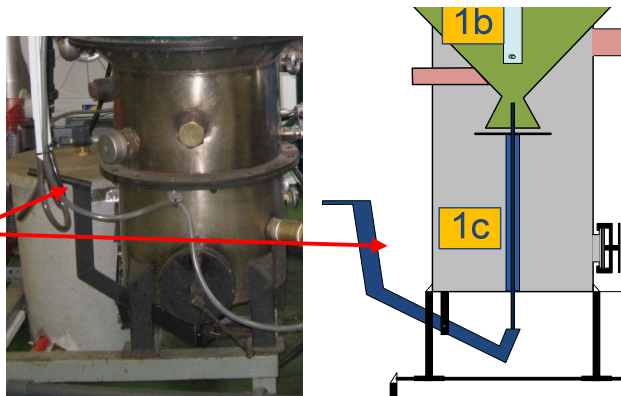
En el reactor hay una palanca rompelechos y rompebóvedas (Figura 3.13.1) para evacuar las cenizas y el residuo carbonoso de la garganta y de la rejilla fija y cuando aumenta la caída de presión en la garganta. El trabajo de esta palanca es complementario al realizado por el rompebóvedas eléctrico, y solo debe ser usada cuando el rompebóvedas no pueda cumplir su función de disminuir la caída de presión en el lecho o cuando la caída de presión en el lecho sea demasiado baja y el rompebóvedas no se encienda.

Figura 3.13 Depósito de cenizas



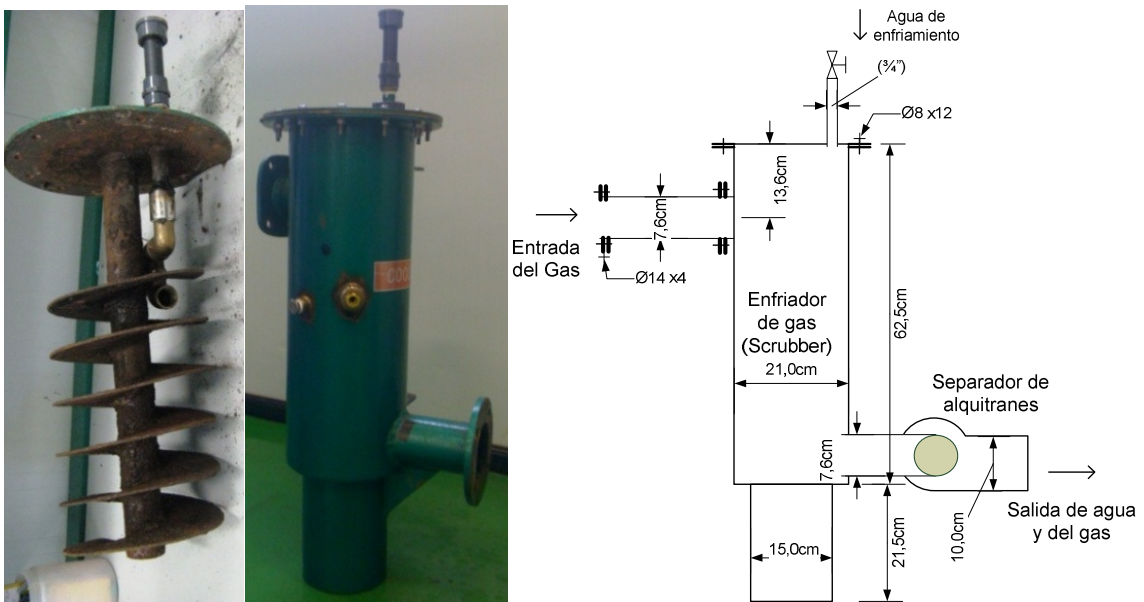
Figura 3.13.1 Palanca rompelechos y rompebóvedas para evacuar las cenizas y el residuo carbonoso cuando ΔP_{Lecho} aumenta.

Palanca para evacuar el residuo carbonoso y cenizas cuando la caída de presión aumenta y romper las bóvedas en el depósito de biomasa



3.2.1.2. Enfriador y lavador de gas (Scrubber)

Figura 3.14 Lavador húmedo (Scrubber)

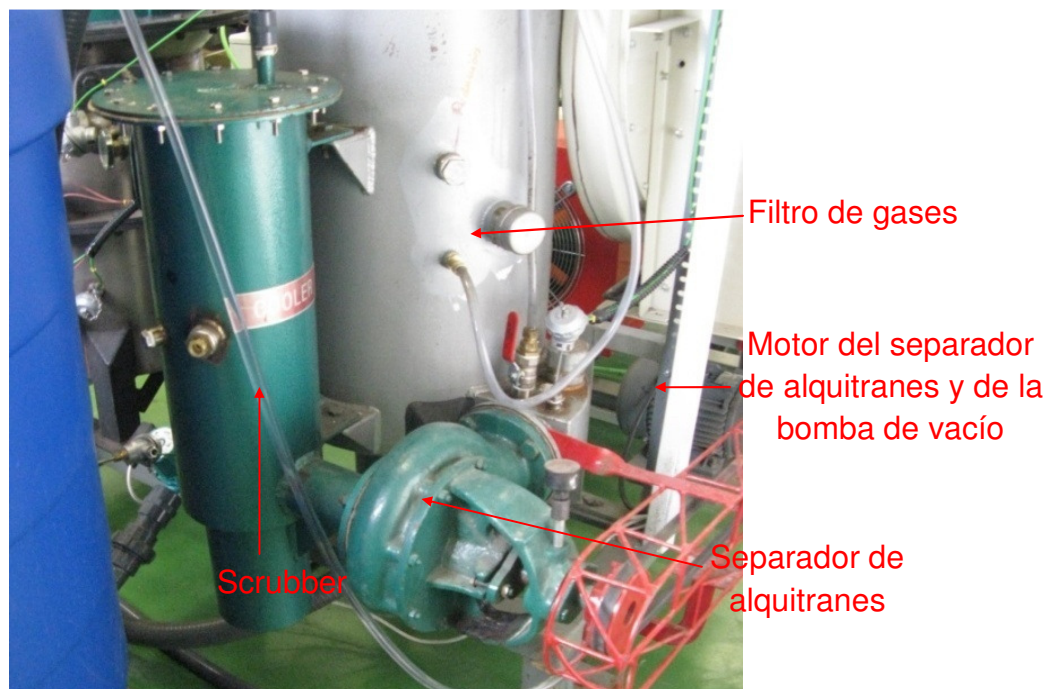


El lavador de gases es un espiral en donde entran agua y gas mezclándose entre ellos, tiene la función de enfriar y separar del gas los sólidos y hacer que los alquitranes condensen de tal manera que pasen del gas al agua, limpiando así el gas. (**Figura 3.14**).

3.2.1.3. Separador centrífugo

El separador centrífugo se encarga de separar el gas del agua con alquitranes y sólidos en suspensión (**Figura 3.14 y Figura 3.15**). El separador de alquitranes genera vacío en el reactor, por lo que ayuda a la bomba de vacío a introducir el aire, por este motivo el separador centrífugo y la bomba de vacío son gobernados al mismo tiempo, ya sea mediante un variador de frecuencia para los dos motores, o por medio de un motor con una polea doble (una para la bomba de vacío y otra para el separador de alquitranes).

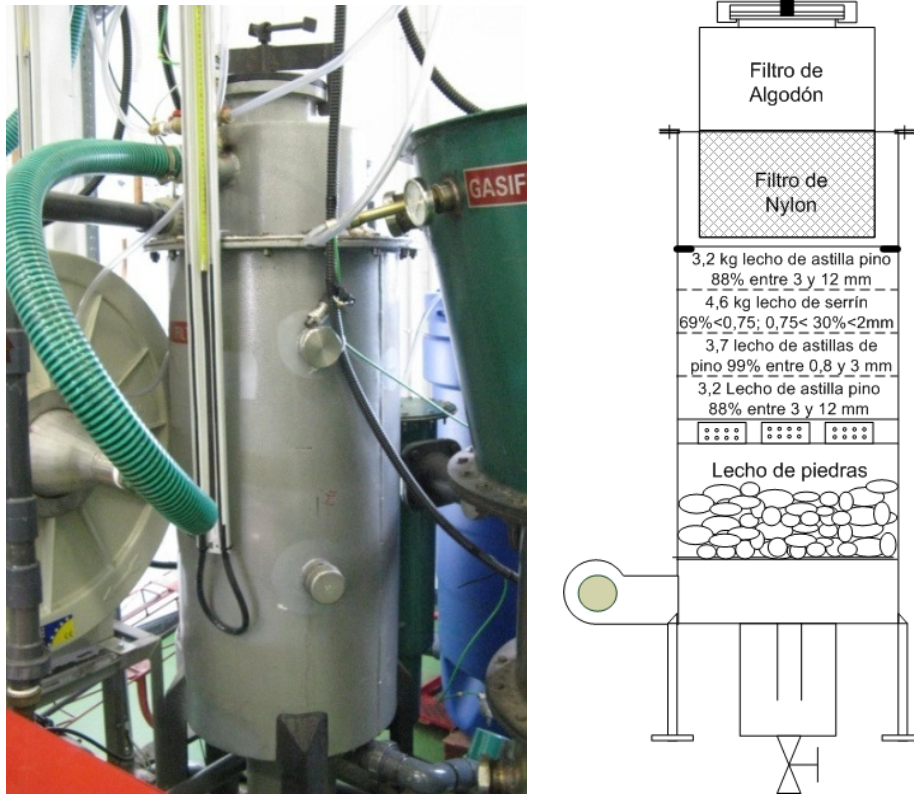
Figura 3.15 Lavador húmedo y separador centrífugo



3.2.1.4. Filtro de gas

Se encarga de separar del gas la humedad, las partículas y los alquitranes que no hayan podido ser retiradas en el separador de alquitranes. La **Figura 3.16** muestra la configuración del filtro de gas. El gas cuando sale del separador centrífugo está húmedo por haberse mezclado con agua en el scrubber. El gas al entrar al filtro, primero pasa por un lecho de piedras, donde una parte del agua contenida en el gas se condensa al entrar en contacto con las piedras, posteriormente pasa a los campanas de borboteo, donde es retirada más humedad del gas, a continuación pasa por varios lechos de astillas que dejan el gas casi seco y limpio, luego pasa por un filtro de nylon de 200 micras, que se encarga de retener cualquier partícula sólida o astilla, y finalmente pasa por un filtro de algodón donde se termina de retirar la humedad que pueda aún quedar en el gas, saliendo del filtro en condiciones de ser utilizado en un motor de combustión interna.

Figura 3.16 Filtro de gas.



3.2.1.5. Bomba de vacío centrífuga

Tiene la función, junto con el separador centrífugo de alquitranes y el motor de combustión (cuando se usa el gas en el motor de combustión para generar energía), de crear la depresión requerida en el sistema para que el aire entre al gasificador y reaccione con la biomasa para producir el gas pobre, venciendo la caída de presión en: el reactor, el lavador de gases, el separador centrífugo y el filtro de gas. Una vez llega a la bomba de vacío (**Figura 2.17**), el gas es impulsado, venciendo la caída de presión de la tubería y del rotámetro, hasta una antorcha o hasta el motor de combustión interna. El gasificador está diseñado para trabajar a depresión, por ello todo el circuito de gas debe ser estanco, para evitar las infiltraciones de aire.

Figura 3.17 Bomba de vacío



3.2.1.6. Antorcha

La antorcha (**Figura 3.18**) se utiliza para quemar el gas cuando el gasificador está operando y el motor no está encendido, también se utiliza para quemar el gas excedente, que no será utilizado para generar energía.

Figura 3.18 Antorcha



3.2.1.7. Motor-generator

El motor de combustión interna convierte la energía química del gas pobre en energía mecánica en el eje y, a su vez, el generador convierte la energía mecánica del eje en energía eléctrica. El motor eléctrico utilizado para realizar las pruebas se muestra en la **Figura 3.19**. Las especificaciones del motor eléctrico utilizado para realizar las pruebas se muestran en la **Tabla 3.2**.

Tabla 3.2 Datos del motor-generator utilizado para realizar las pruebas

Motor	Honda GX390
Cilindrada	389 cc
Arranque	Manual y eléctrico
Depósito de carburante (gasolina)	6,5 l
Autonomía con gasolina	1,6 h
Tiempos	4
Potencia Máxima en el eje (KW)	10
Diámetro x Carrera (mm)	88x64
Número de Pistones	1
Relación de Compresión	8:1
Máximo Torque (kgf m)	2,7
Velocidad (RPM)	3.000
Ubicación de las válvulas	OHV (Over Head Valves)
Consumo de gasolina (l/h)	4,06
Capacidad de Aceite (l)	1.1
Sistema de Enfriamiento	Aire forzado
Dimensiones en cm	44x55x43.5
Peso (Kg)	31
Generador	Linz Electric
Salida constante monofásica VA	3.600
Salida máxima monofásica VA	4.000
Salida constante trifásica VA	6500
Salida máxima trifásica VA	7.000
Nivel sonoro (Lwa)	97
Regulación de voltaje	Transformador
Dimensiones motogenerador	
Altura (cm)	54
Anchura (cm)	55
Longitud (cm)	80
Peso (kg)	77

Figura 3.19 Motor-generador utilizado para realizar las pruebas



3.2.1.8. Simulador de carga eléctrica (Resistencias eléctricas)

Mediante estas resistencias se simula el consumo de energía. El simulador de carga eléctrica convierte la energía eléctrica generada en calor a través de resistencias eléctricas. La demanda de energía puede ser variada manteniendo las tres fases balanceadas desde 0,9 kW hasta 9 kW con un paso de 0,9 kW, con lo cual se pueden simular diez cargas diferentes (**Figura 3.20**).

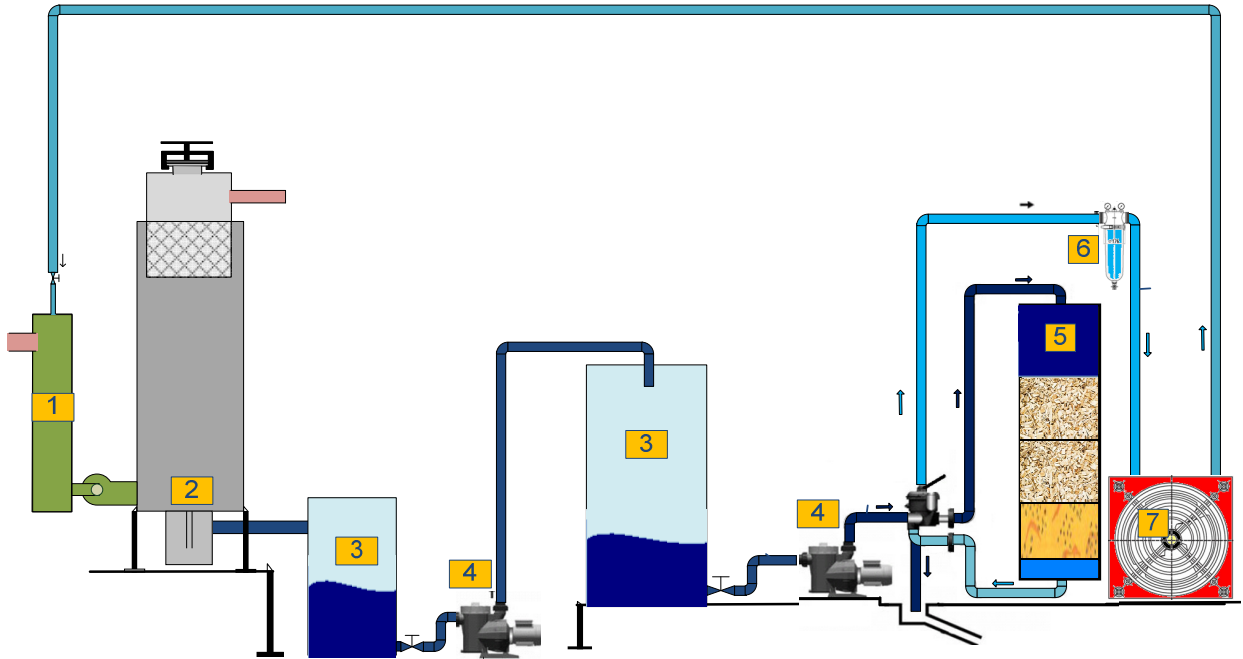
Figura 3.20 Simulador de carga mediante resistencias eléctricas



3.2.2. Circuito de agua

El circuito de agua (**Figura 3.21**) incluye una planta de depuración de aguas residuales, que tiene como función eliminar del agua los sólidos y alquitranes, y de esta manera poder reutilizarla en el scrubber y así limpiar el gas continuamente con la misma agua, lo que permite ahorrarla. Los residuos extraídos en esta planta depuradora se almacenan en un depósito, para posteriormente ser enviados a una planta de tratamiento de residuos.

Figura 3.21 Sistema de depuración del agua



Según la **Figura 3.21** el circuito cerrado de agua está conformado por:

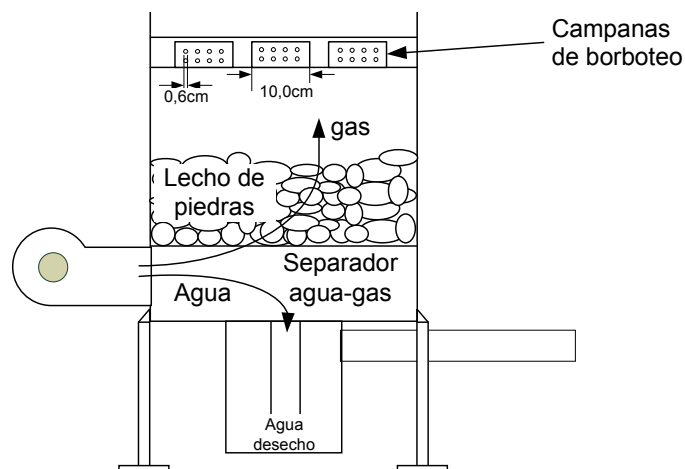
3.2.2.1. Lavador de gases (Scrubber) y separador centrifugo

Ya explicados en la **sección 3.2.1.3**.

3.2.2.2. Separador agua-gas

Ubicado en el filtro de gases (**Figura 3.22**), es el encargado de separar el agua y los gases, el agua sigue hacia el depósito y los gases siguen su camino hacia el filtro de gases.

Figura 3.22 Separador agua-gas



3.2.2.3. Depósitos de agua

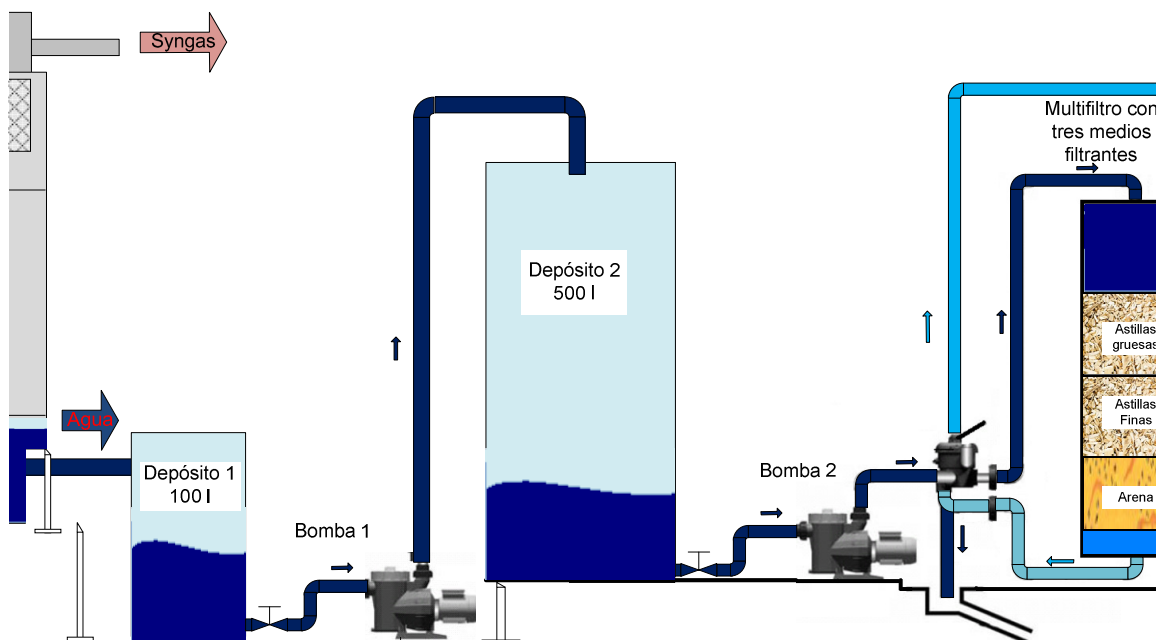
En el circuito de agua hay dos depósitos de agua, el primero de ellos tiene una

capacidad de 100 l y recoge el agua que por gravedad sale del filtro de gas, de donde es enviada por una bomba centrífuga al segundo depósito que tiene una capacidad de 500 l. La limitación del aprovechamiento de la capacidad total del primer depósito se debe a que la altura de agua en el depósito es la máxima altura que puede alcanzarse sin que el filtro se llene de agua. Obviamente se podría utilizar un solo depósito de 500 l y prescindir del depósito pequeño y de la bomba de trasvase de agua, siempre y cuando sea posible soterrarlo (**Figura 3.23**).

3.2.2.4. Bombas de agua

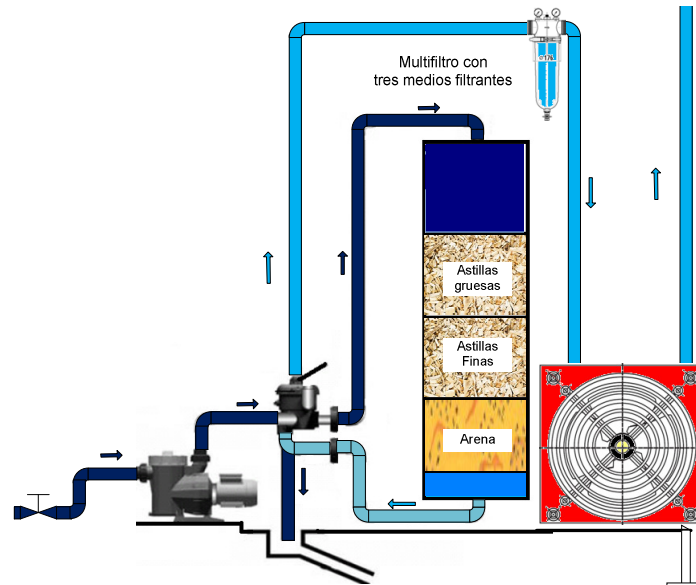
Encargadas de hacer que el agua circule por todo el circuito, en este caso pasa igual que con los depósitos de agua, una sola bomba es suficiente para recircular el agua por todo el sistema, pero debido a que no hay suficiente altura entre el nivel de la salida del agua del filtro de gas y la parte inferior del depósito, es necesario trasvasar el agua mediante una bomba. La **Figura 3.23** muestra la ubicación de los dos depósitos y las dos bombas. La bomba debe ser capaz de vencer la caída de presión del circuito al caudal requerido.

Figura 3.23 Depósitos y bombas del sistema de depuración de agua



3.2.2.5. Filtro de agua

Tiene la función de filtrar el agua que contiene sólidos en suspensión y alquitranes. La finalidad es reutilizar el agua en el proceso de enfriamiento y limpieza del gas. La capacidad de filtrado depende del tamaño del medio filtrante (tamaño de grano en el caso de arena y tamaño de partícula en el caso de astillas). La **Figura 3.24** muestra el filtro de agua, en este caso los dos medios filtrantes iniciales son astillas y el tercer medio filtrante es arena de sílice de 0,4 mm de diámetro. La ventaja de utilizar astillas como medio filtrante es que estas pueden ser posteriormente secadas e introducidas en el gasificador para producir gas con lo que se evita tratar el medio filtrante como residuo.

Figura 3.24 Filtro de astillas y arena

3.2.2.6. Filtro de tela

Con un tamaño de poro de 60 micras, se encarga de filtrar las partículas de arena y astillas que hayan podido pasar desde el filtro (**Figura 3.24**)

3.2.2.7. Intercambiador de calor agua-aire

Se encarga de retirar el calor que el agua ha ganado al mezclarse con syngas que sale del reactor. Es necesario enfriar el agua para que cuando esta retorne a la entrada del scrubber tenga las condiciones de temperatura adecuadas para enfriar el gas. La **Figura 3.24** muestra la ubicación del aerotermino en el circuito (después de filtro de 60 micras) y la **Figura 3.25** muestra el aerotermino.

Figura 3.25 Aerotermino

3.2.3. Equipos de adquisición y medida

En este capítulo se explica:

- los puntos donde están ubicados los equipos de medida (termopares, transductores de presión y medidores de caudal de aire)
- los equipos de adquisición y automatización: los equipos de adquisición digitalizan la señal de los dispositivos de medida analógicos y el autómata se encarga de controlar los procesos en el gasificador mediante los datos recibidos de los equipos de adquisición.
- el esquema de comunicaciones: que permite a los equipos de adquisición comunicarse con el autómata y, a su vez, al autómata con el terminal táctil.

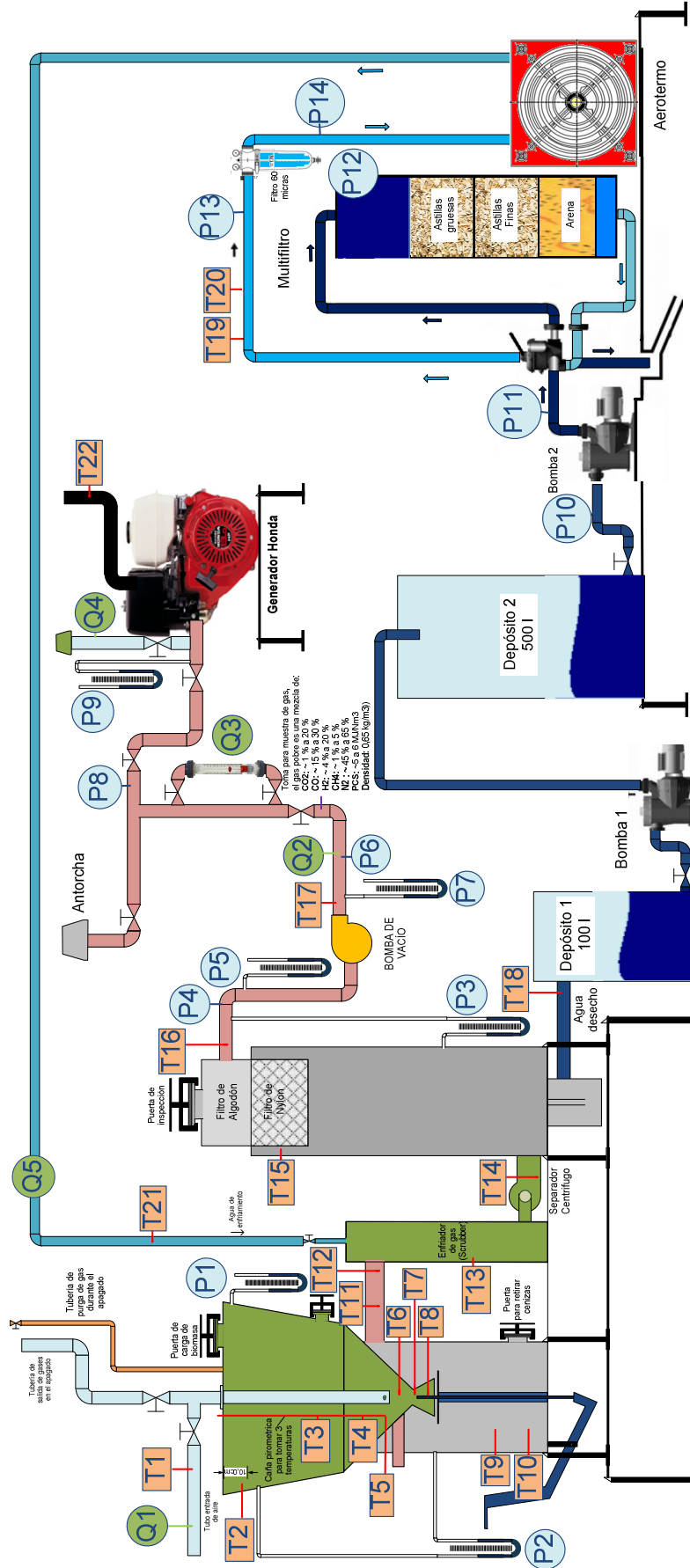
3.2.3.1. Esquema de la instrumentación de la planta de lecho fijo

Tabla 3.3 Parámetros medidos en la planta de gasificación de lecho fijo

Medida	Abre.	Uni.	Dispositivo	Adq.
Temperatura aire entrada gasificador	T1	°C	TP K	Si
Temperatura zona de secado	T2	°C	Aguja 0 a 300 °C	No
Temperatura zona de secado	T3	°C	TP K	Si
Temperatura zona de pirolisis	T4	°C	TP K	Si
Temperatura zona de pirolisis	T5	°C	TP K	Si
T zona combustión antes de garganta	T6	°C	TP N	Si
T zona combustión-reducción garganta	T7	°C	TP N	Si
Temperatura zona de reducción	T8	°C	TP N	Si
Temperatura zona de cenizas	T9	°C	TP K	Si
Temperatura zona de cenizas	T10	°C	Aguja 0 a 500 °C	No
T gas a la salida del reactor-depósito	T11	°C	TP K	Si
T gas a la salida del reactor-depósito	T12	°C	Aguja 0 a 500 °C	No
Temperatura (sin ubicar)	T13			
T agua-gas la salida scrubber	T14	°C	TP K	Si
T gases en el filtro en la zona de piedras	T15	°C	Aguja 0 a 200 °C	No
T gases a la salida del filtro de gases	T16	°C	TP K	Si
T gases a la salida del blower	T17	°C	TP K	Si
T agua de salida del filtro de gases	T18	°C	TP K	Si
T agua salida bomba y filtro arena/astillas	T19	°C	TP K	Si
T agua a la salida de la bomba	T20	°C	Aguja 0 a 200 °C	No
T agua enfriamiento entrada scrubber	T21	°C	TP K	Si
T gases de escape a la salida del MCI	T22	°C	TP K	si
P gas en la zona de secado	P1	mBar	Diferencial	Si
Caída presión gas en el lecho de biomasa	P2	mBar	Diferencial	No
Caída presión gas en filtro de astillas, borboteador, filtro de tela y algodón	P3	mBar	Diferencial	No
Presión del gas a la salida del filtro	P4	mBar	Desin TPR -16/D 4-20	Si
Presión del gas a la salida del filtro	P5	mBar	Diferencial	No
P gas a la salida de la bomba de vacío	P6	mBar	TPR-16/HP 4-20 mA	Si
P gas a la salida de la bomba de vacío	P7	mBar	Diferencial	No
P gas sal. antes de válvula que va al motor	P8	mBar	Desin TPR-16/HP 4-20	No
P gas a la entrada del motor	P9	mBar	Diferencial	Si
P agua salida depósito (entrada bomba)	P10	Bar	Aguja	No
Presión del agua a la salida de la bomba	P11	Bar	Aguja 0 a 1,6 bar	No
P agua entrada filtro de astillas y arena	P12	Bar	Aguja 0 a 1,6 bar	No
P agua salida del filtro de astillas y arena	P13	Bar	Aguja 0 a 1,6 bar	No
P agua salida filtro de tela de 60 micras	P14	Bar	Aguja 0 a 1,6 bar	No
V aire a la entrada del gasificador	V1	m/s	Sonda AFP	Si
Q aire entrada del gasificador	Q1	m3/h	Sonda AFP	Si
Q gases a la salida de la bomba de vacío	Q2	m3/h	Anemómetro portátil	No
Q gases a la salida de la bomba de vacío	Q3	m3/h	Rotámetro	No
Q aire entrada del MCI (equipo portátil)	Q4	m3/h	Anemómetro portátil	No
Q agua a la entrada del scrubber	Q5	m3/h	DAS4200	Si

Las medidas requeridas son principalmente temperaturas, presiones, caudal de aire inyectado y caudal de gas producido. Los puntos de medida fueron escogidos en función de las necesidades requeridas para conocer y controlar el proceso, y se explican en el **Anexo 1**. En la **Tabla 3.3** se muestran las variables medidas en el sistema de gasificación y en la **Figura 3.26** se muestra esquemáticamente los puntos de medida.

Figura 3.26 Puntos de medida de la planta downdraft y de la depuradora



3.2.3.2. Equipos de adquisición y automatización

Para poder visualizar las medidas en el terminal táctil, hace falta digitalizar las señales analógicas. Una vez digitalizadas, estas señales son enviadas al terminal táctil a través del autómatas. Los equipos principales que hacen parte de la adquisición de las medidas y automatización y control de la planta son:

- 2 Módulos MAC-3580, de 8 entradas analógicas cada uno, para medidas de temperaturas y presión.
- 1 DS-4200 para medida de caudal de agua.
- 2 analizadores de redes SIEMENS SENTRON PAC3200
- 1 Fuente de alimentación OMRON
- 1 Autómata CJ1M-CPU11 OMRON.
- 1 Módulo de comunicaciones OMRON CJ1W SCU31.
- 1 Módulo 6 entradas de termopares OMRON CJ1W TS56.
- 1 Módulo de 4 entradas y 2 salidas analógicas OMRON CJ1W MAD42, para medida de caudal de aire y presiones.
- 1 Módulo de 16 salidas digitales OMRON CJ1W OC211 para activar la alarma, el rompedóvedas y cualquier otro equipo digital.
- 1 variador de velocidad OMRON V1000.
- 1 terminal táctil OMRON NS.

Figura 3.27 Cuadro eléctrico



Todos estos equipos de automatización y control de la planta están ubicados en el cuadro eléctrico (**Figura 3.27**), desde el cual se energiza cada uno de los equipos del

gasificador y a los consumidores externos cuando éstos lo requieran. Se dispone de dos analizadores de redes, uno que mide las variables eléctricas del consumo total de energía y otro que mide las variables de las cargas externas, midiendo así autoconsumos y consumo total. Desde el cuadro eléctrico también se controla la planta de gasificación, además de los equipos mencionados, el cuadro está conformado por diferenciales, magnetotérmicos, transformadores de corriente, contactores, relés, barras equipotenciales, borneras y fuente de alimentación, entre otros.

Mediante el terminal táctil es posible visualizar y guardar las medidas realizadas así como operar el gasificador. Las medidas mostradas en el terminal son las representadas en la **Figura 3.26**, además de las variables medidas mediante el analizador de redes (Tensiones entre línea y línea y entre línea y neutro, corriente de cada línea, factor de potencia, potencia activa, reactiva y aparente, etc.) también se visualiza y controla la frecuencia de la bomba de vacío.

El gasificador puede ser operado de dos modos: **manual y automático**.

La operación manual del gasificador permite operar el variador de la bomba de vacío ajustando de esta manera la relación aire/combustible. Fijar una frecuencia no implica que el caudal de aire de entrada sea constante, ya que la caída de presión varía en la garganta y a medida que los conductos se van ensuciando, por lo tanto para mantener el caudal constante cuando varían las condiciones del proceso hay que variar la frecuencia, esto se hace mediante la operación automática con la función PID del autómatas que hace aumentar o disminuir la frecuencia del motor de la bomba de vacío y del separador de alquitranes para mantener constante el caudal de aire de entrada al reactor.

Mediante pruebas en operación manual se determina la cantidad de aire adecuada para un combustible dado. Las pruebas determinaron que se requiere aproximadamente entre 8 y 15 m³/h de aire para los diferentes tipos y tamaños de combustibles utilizados (Pellets y astillas).

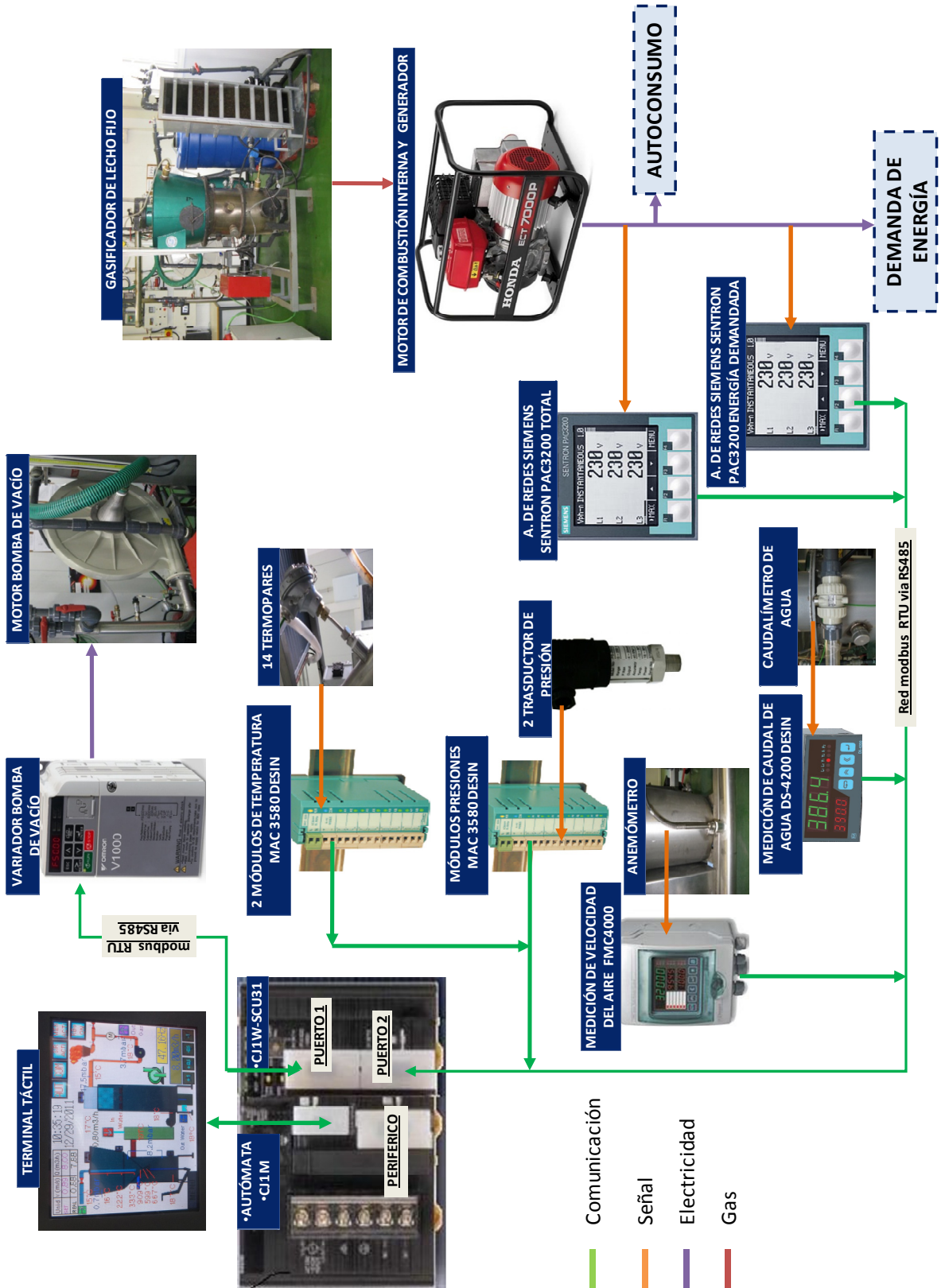
Mediante la operación automática el autómatas controla la cantidad de aire a introducir en el gasificador en función de una consigna en el terminal táctil. En el programa de operación automática solo se permite variar el flujo de entrada de aire. El programa del autómatas mediante la función PID aumenta o disminuye la velocidad de la bomba de vacío y del separador de alquitranes (ambos generan el vacío del sistema) para intentar mantener la consigna de caudal. A diferencia de un gasificador de lecho fluido, en uno de lecho fijo no se puede controlar la cantidad de biomasa que reacciona y solo es posible controlar el caudal de aire de entrada. La **Figura 3.28** muestra cómo están conectados todos los dispositivos mencionados incluido el sistema de comunicación vía modbus RS485.

3.2.3.3. Esquema de comunicaciones

El esquema de comunicaciones del gasificador de lecho fijo se muestra en la **Figura 3.28**.

Figura 3.28 Esquema de comunicaciones

ESQUEMA DE COMUNICACIONES GASIFICADOR DE LECHO FIJO – IIE



3.3. Descripción de la planta de gasificación de lecho fluido burbujeante.

Para realizar las pruebas en la planta de gasificación de lecho fluido burbujeante el IIE diseñó la misma y encomendó la construcción de la parte metalmecánica a empresas externas. El diseño de la planta se explica en el **Anexo G**, además se determinaron las variables a medir y la ubicación de los correspondientes sensores, una vez construida e instrumentada se realizaron pruebas para determinar las posibles mejoras para operar de una manera segura, fiable y amigable con el medio ambiente.

Los principales equipos del circuito de gas de la planta de gasificación se describen brevemente a continuación (Vargas, y otros, 2010), los números están referidos a las **Figura 3.29 y Figura 3.30**:

1. Sistema de alimentación de biomasa: Consta de un tornillo de alimentación **(1A)** accionado por un motor eléctrico **(1B)** y un depósito de almacenamiento de biomasa **(1C)**.
2. Reactor: conformado por un cuerpo superior **(2A)** y otro inferior **(2B)**.
3. Separador de sólidos.
4. Ciclón.
5. Intercambiador de calor agua-gas.
6. Depósito de alquitranes.
7. Lavador de gas **(7A)** , filtro de gruesos **(7B)** y filtro de finos **(7C)**.
8. Cámara de vacío.
9. Bomba de vacío.
10. Rotámetro de gas de salida **(10A)** y de recirculación **(10B)**.
11. Antorcha.

A falta del intercambiador de calor agua-gas, que ya ha sido mencionado porque hace parte de ambos circuitos, el circuito de agua de enfriamiento de la planta de gasificación cuenta con los siguientes componentes:

12. Depósito de agua
13. Bomba de agua.
14. Aerotermo (Intercambiado de placas agua-aire).

Otros componentes de la planta son:

15. Cuadro eléctrico y de control
16. Motor de combustión interna.

Figura 3.29 Esquema de los componentes de la planta de gasificación de lecho fluido burbujeante

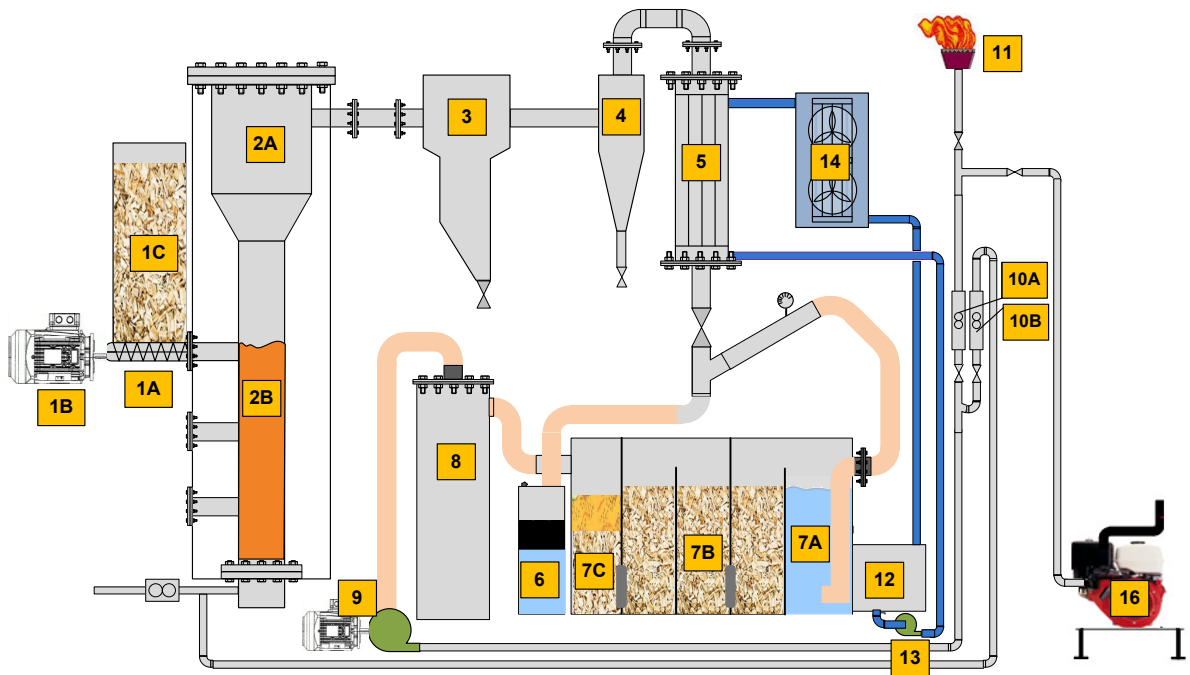
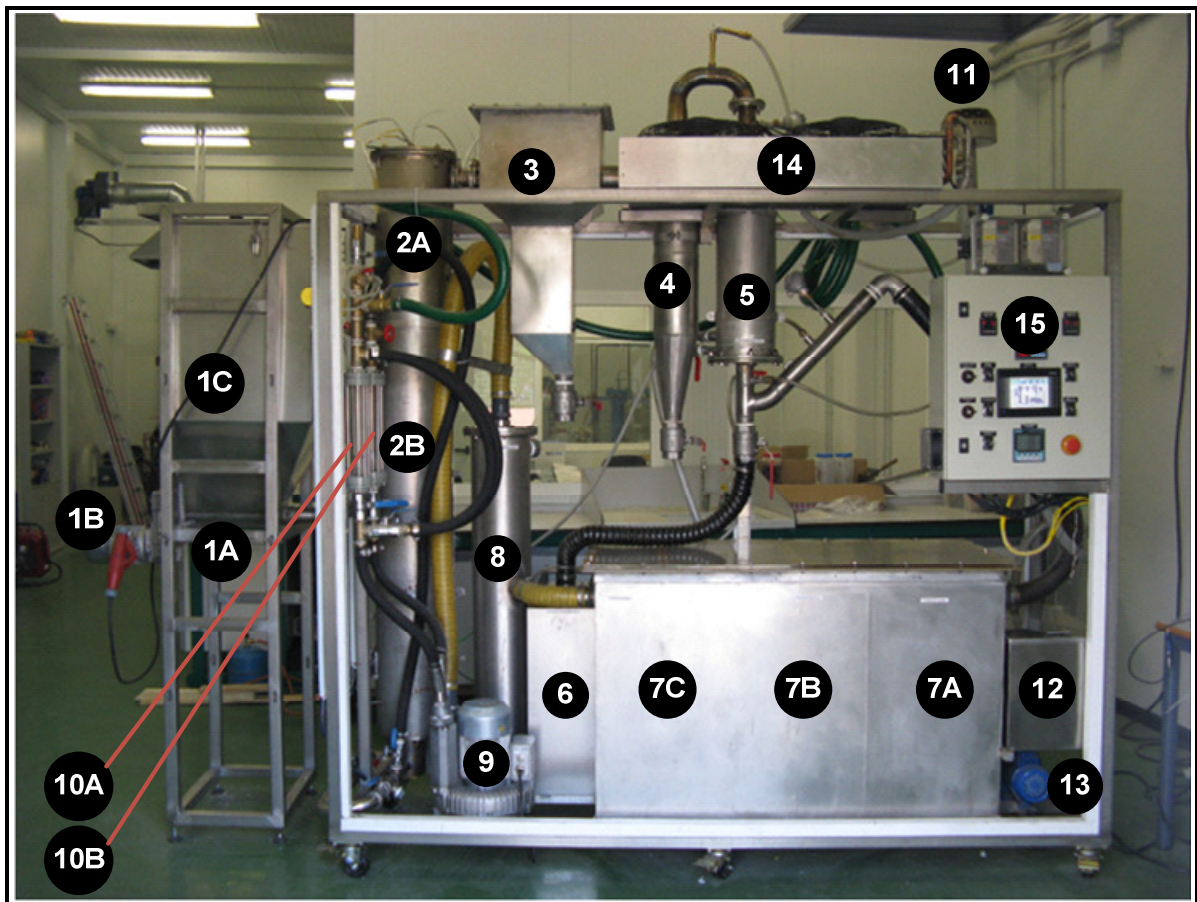


Figura 3.30 Fotografía de los componentes de la planta de gasificación de lecho fluido burbujeante



A continuación se explica el funcionamiento de cada uno de los equipos mencionados tanto para el circuito de gas como para el circuito de agua según las **Figura 3.29** y **Figura 3.30**:

3.3.1. Circuito de gas

Los principales equipos del circuito de gas de la planta se describen a continuación:

3.3.1.1. Sistema de alimentación de biomasa

Tiene la función de introducir la biomasa en el reactor, la alimentación puede realizarse por tres niveles diferentes como muestra la **Figura 3.3**, aunque se ha determinado que el nivel intermedio es el más adecuado. El sistema de alimentación está compuesto por (Vargas, y otros, 2010):

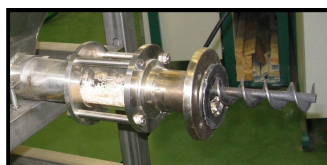
- **Tolva de alimentación:** tiene una capacidad de 150 l. Para una densidad aparente de 200 kg/m^3 la tolva puede almacenar 30 kg de biomasa. La tolva de alimentación es hermética para evitar la entrada de aire de manera incontrolada al reactor.

Figura 3.31 Tolva de alimentación de Biomasa



- **Tornillo sin fin:** tiene la función de transportar la biomasa desde la tolva de alimentación hasta el reactor (**Figura 3.32**).

Figura 3.32 Tornillo sin fin



3.3.1.2. Reactor

Es el principal componente de todo el sistema de gasificación ya que es donde la biomasa sólida se convierte en gas combustible (**Figura 3.33**). El reactor tiene los siguientes componentes:

- **Cuerpo inferior (2B Figura 3.29 y Figura 3.30):** tiene un diámetro interior de 100 mm y una altura de 1.400 mm. Es donde se lleva a cabo el proceso de gasificación. La velocidad del gas en el cuerpo inferior del reactor debe ser la apropiada para que el lecho fluya y el tiempo de permanencia de la biomasa en el reactor sean los adecuados.
- **Cuerpo superior (2A Figura 3.29 y Figura 3.30):** tiene un diámetro interior de 200 mm y una altura de 500 mm, el diámetro del cuerpo superior es mayor que el del cuerpo inferior para que la velocidad de la mezcla de gas y partículas sea menor y así disminuir la cantidad de partículas que salen del reactor al separador de sólidos por arrastre.
- **Entrada de aire (Figura 3.34):** el aire requerido para la gasificación entra en el gasificador por la tubería de entrada de aire, en esta tubería hay instalado un anemómetro de hilo caliente (con el que se calcula el caudal) para controlar la cantidad de aire y así poder mantener a relación aire biomasa dentro de rangos óptimos.

Figura 3.33 Reactor: a) Instalado b) Con carcasa C) Con aislamiento d) Sin aislar

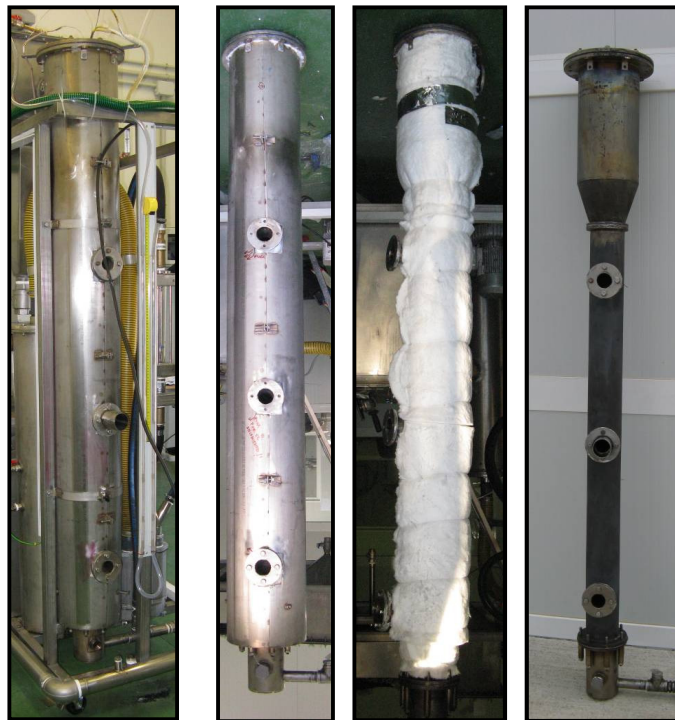


Figura 3.34 Entrada de aire



- **Puerto de encendido (Figura 3.35):** por aquí se introduce el soplete que genera la llama para aumentar la temperatura del reactor y conseguir la

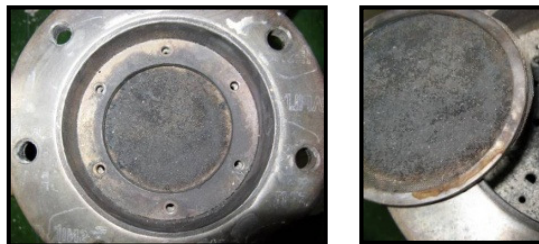
energía de activación requerida para que la gasificación se lleve a cabo de manera continua. Una vez se llega a 650 °C, el soplete puede ser retirado y el puerto cerrado, sin olvidar abrir la válvula de entrada de aire.

Figura 3.35 Puerto de encendido



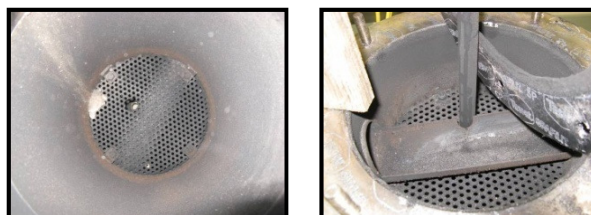
- **Sistema de distribución de aire (Figura 3.36):** Está formado por el plato distribuidor y la malla que está encima de él. El sistema de distribución debe tener una caída de presión de entre 5 y 12 mbar, la gran mayoría de esta resistencia es debida al plato distribuidor. Para lograr esta caída de presión se requiere que el plato tenga un porcentaje de área de hueco entre el 1,6 y el 3,2% respecto a su área total (**Anexo G, Diseño del plato distribuidor**), el sistema de distribución tiene la función de proporcionar la caída de presión adecuada para una correcta fluidización. La malla reforzada con orificios cuadrados de 150 μ que está sobre el plato, es atravesada por el aire de gasificación y tiene la función de no permitir que la arena y la biomasa caigan mientras el lecho permanece fluido, además sobre la malla descansa la arena cuando el gasificador no está operando. La malla tiene una caída de presión baja, comparada con la del plato distribuidor. La caída de presión total del conjunto plato distribuidor y rejilla más la arena está entre 10 y 17 mbar.

Figura 3.36 Rejilla inferior y plato perforado inferior



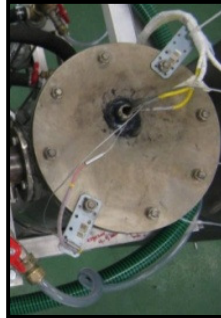
- **Plato perforado superior (Figura 3.37):** Se encarga de evitar el paso de arena y partículas de biomasa sin quemar al separador de sólidos, está se puede obturar de carbonilla o partículas sólidas, por lo que debe ser limpiada periódicamente. Cuando la diferencia de presión en todo el reactor es mayor de 15 mbar se debe revisar si la rejilla está obstruida.

Figura 3.37 Plato perforado superior



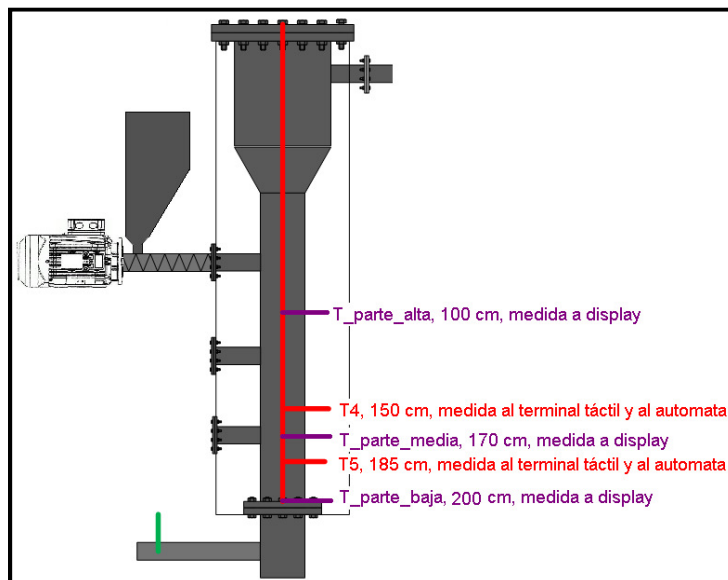
- **Tapa superior (Figura 3.38):** Sirve como acceso para limpiar la rejilla superior y es donde se enrosca la vaina donde están introducidos los 5 termopares que miden las temperaturas del reactor a diferentes alturas, debe permitir la estanqueidad del gasificador mediante una junta de grafito para evitar la infiltración de aire.

Figura 3.38 Tapa superior del reactor



- **Termopares del reactor (Figura 3.39):** Existen 5 termopares en el reactor para medir la temperatura a diferentes alturas, de estos, 3 muestran la temperatura en los controladores de temperatura E5CN OMRON y los 2 restantes las muestran y guardan en el terminal táctil. Las alturas de los termopares se muestran en la **Figura 3.39**. Los registros de las temperaturas 4 y 5 pueden ser guardados y se utilizan en el programa del autómatas para controlar el sistema de encendido y apagado del gasificador.

Figura 3.39 Ubicación de las medidas de temperatura en el reactor

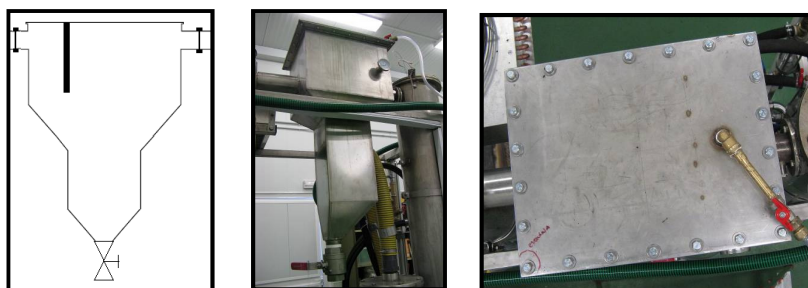


- **Manómetro diferencial del lecho (Figura 3.40):** Se utiliza para controlar la caída de presión del lecho y el nivel de suciedad de la rejilla superior. Cuando el reactor está operando y tiene 1,1 kg de arena, la presión debe estar entre 9 y 20 mbar. Si es mayor hay algún problema en el lecho o la rejilla superior está obstruida, si es menor, no hay suficiente arena debido a que la velocidad de fluidización se elevó en algún momento durante la operación y la arena pasó del reactor al separador de sólidos.

Figura 3.40 Manómetro diferencial para controlar caída de presión del lecho

3.3.1.3. Separador de sólidos

Tiene la función de separar del gas los sólidos de mayor tamaño aprovechando la diferencia de densidad entre el gas y los sólidos que están en suspensión y ayudados por una placa la cual hace que los gases y sólidos se desvíen hacia la parte inferior del separador. Los sólidos son depositados en la parte inferior del separador de sólidos, que tiene capacidad para almacenar 14 l. La densidad de los sólidos es 400 g/l con lo cual pueden ser almacenados 5,6 kg. Sabiendo que el residuo que se produce es aproximadamente 80 g/h, operando el gasificador con un flujo de biomasa de 10 kg/h, el separador de sólidos tiene una autonomía de funcionamiento de 70 h. En su parte inferior hay una válvula de 2" para evacuar los sólidos (**Figura 3.41**).

Figura 3.41 Separador de sólidos: a) esquema b) Vista frontal c) Tapa (vista superior)

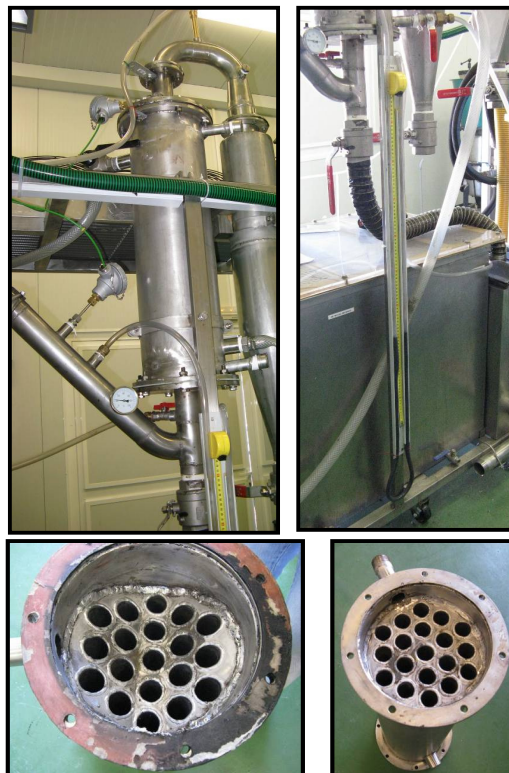
3.3.1.4. Ciclón

El ciclón tiene la función de separar del gas los sólidos que no pudieron ser apartados en el separador de sólidos, de tal manera que el gas tenga menos suciedad cuando entre al intercambiador. Tiene una capacidad de almacenamiento de 7 l, la densidad del residuo es de 400 g/l con lo cual el ciclón tiene una capacidad de almacenamiento de 2,8 kg. La cantidad de residuo que retira el ciclón del gas es de 7,5 g/h con lo cual el ciclón tiene una autonomía de 373 h operando a un flujo de biomasa de 10 kg/h. En la parte de inferior tiene una válvula para retirar las partículas (**Figura 3.42**).

Figura 3.42 Ciclón

3.3.1.5. Intercambiador de calor agua-gas

Tiene como función principal enfriar el gas que sale del reactor y condensar los alquitranes y el agua que contiene el gas (**Figura 3.43**). Los gases que entran al intercambiador ya han sido tratados previamente en el separador de sólidos y el ciclón para evitar un ensuciamiento excesivo del intercambiador. Para saber cuándo el intercambiador está sucio, existe un manómetro diferencial que mide la caída de presión en el intercambiador, si es mayor de 5 mbar el intercambiador está sucio y debe ser limpiado. El gas que sale del intercambiador va al lavador de gases. El agua y los alquitranes condensados van al depósito de alquitranes.

Figura 3.43 Intercambiador de tubos y manómetro diferencial para determinar el nivel de suciedad

3.3.1.6. Depósito de alquitranes

En este depósito se almacenan los alquitranes (**Figura 3.44**), que condensan continuamente junto al vapor de agua mientras el gas es enfriado. Tiene capacidad para almacenar 67 l, posee una válvula por la cual puede ser vaciado fácilmente.

Figura 3.44 Depósito de alquitranes



3.3.1.7. Lavador de gas y filtro de astillas

Figura 3.45 Esquema del lavador húmedo, filtro de gruesos y filtro de finos

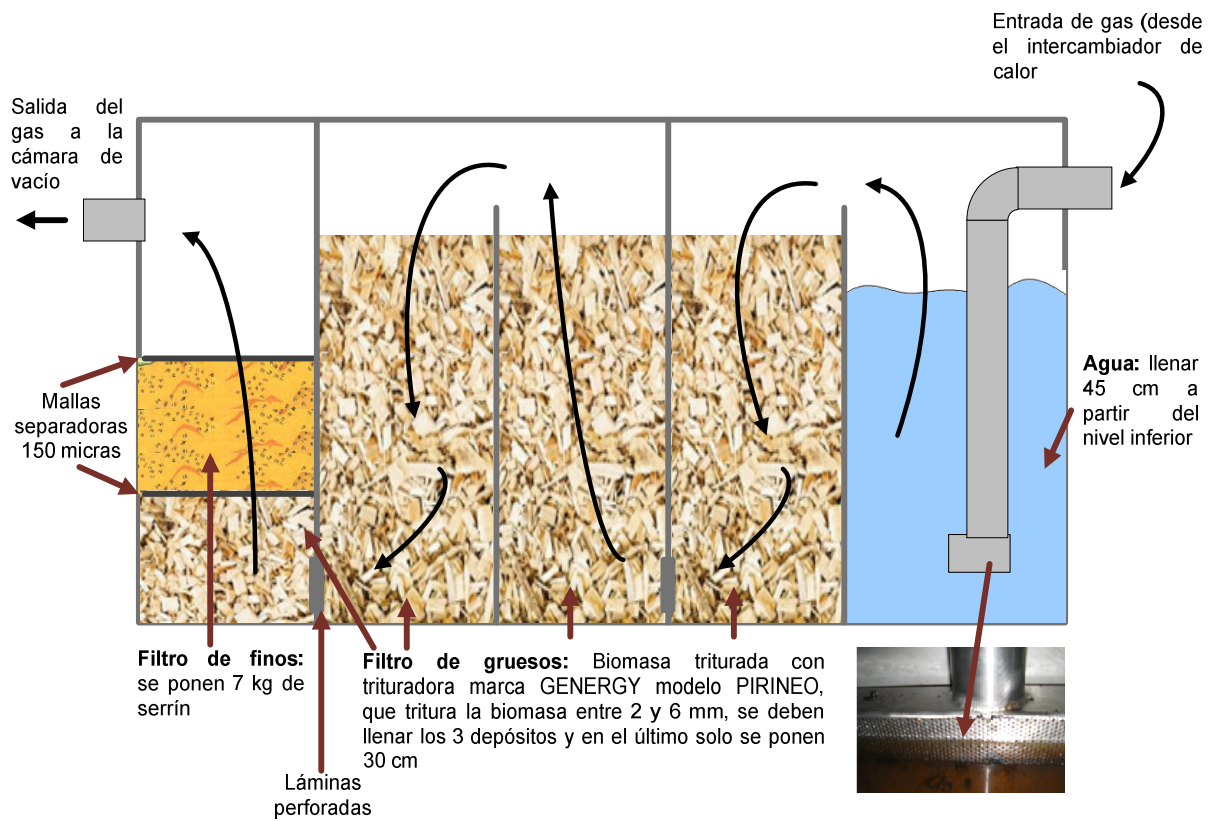


Figura 3.46 Lavador de gas, filtro de gruesos y filtro de finos



En lavador de gases se mezcla el gas con el agua, para retirar parte de los alquitranes y sólidos que aún contiene después de las etapas anteriores de limpieza (**Figura 3.45** y **Figura 3.46**). A continuación de este lavado, el gas es filtrado, utilizando biomasa triturada en el filtro de gruesos, y serrín en el filtro de finos, para así retirar la humedad y los restos de alquitrán que puedan quedar (Vargas, y otros, 2010). El sistema posee un manómetro diferencial para controlar la caída de presión total, que debe estar entre 50 y 60 mbar. Si la caída de presión es mayor, el filtro está obstruido; si es menor, se debe verificar que el nivel de agua no sea bajo y que el filtro de finos no tenga menos de 7 kg.

3.3.1.8. Bomba de vacío

La bomba de vacío crea la depresión requerida en el sistema para que el aire entre en el reactor y se mezcle con la biomasa para así convertirse en gas pobre que, posteriormente, atraviese el separador de sólidos, el ciclón, el intercambiador de calor, el lavador de gases, los filtros de gruesos y finos y la cámara de vacío para finalmente ser impulsado hasta una antorcha o el motor de combustión interna.

Figura 3.47 Bomba de vacío



3.3.1.9. Rotámetros

Miden la cantidad de gas producido y la cantidad de gas recirculado (**Figura 3.48**).

Figura 3.48 Rotámetros



3.3.1.10. Antorcha

Se utiliza para quemar el gas durante el arranque del reactor y también para quemar el excedente que no será utilizado en el MCI (**Figura 3.49**).

Figura 3.49 Antorcha



3.3.2. Circuito de agua

A falta del intercambiador de calor agua-gas, que ya ha sido mencionado, a continuación se explican los componentes del circuito de agua de enfriamiento de la planta de gasificación de lecho fluido.

3.3.2.1. Depósito de agua

Tiene la función de almacenar el agua del circuito de enfriamiento. Mediante la bomba, el agua circula por el circuito pasando por el depósito, el intercambiador gas-agua el aerotermostato y finalmente retornando al depósito (**Figura 3.50**).

Figura 3.50 Depósito de agua



3.3.2.2. Bomba de agua

Impulsa el agua en circuito cerrado, desde y hasta el depósito de agua.

Figura 3.51 Bomba de agua del circuito de refrigeración



3.3.2.3. Intercambiador de placas agua-aire

En este intercambiador se enfría el agua que ha aumentado su temperatura intercambiado calor con el gas, de esta manera se garantiza que no aumentará la temperatura del agua y que el gas se enfriará para condensar y retirar los alquitranes.

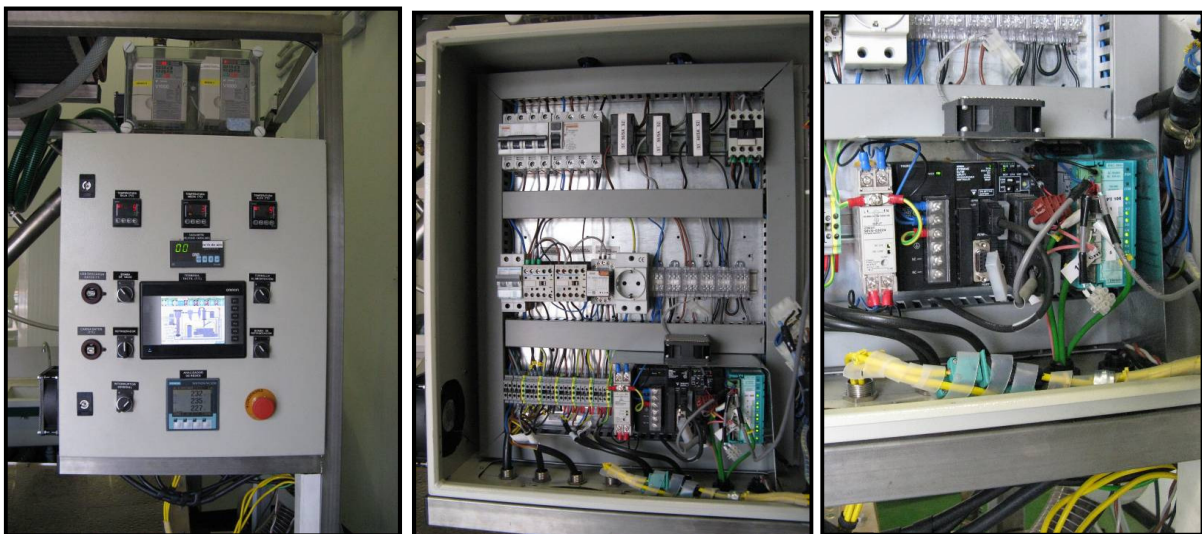
Figura 3.52 Aerotermo (Intercambiador Agua-aire)



3.3.3. Cuadro eléctrico y de control

Este sistema energiza a cada uno de los equipos eléctricos y controla la planta de gasificación. Está conformado por los siguientes elementos (**Figura 3.53**): diferencial, magnetotérmico, transformadores de corriente, contactores, relés, barras equipotenciales, borneras, fuente de alimentación de 24 V, autómata CJ1M OMRON, tarjeta de comunicaciones, módulo DESIN MAC 3580 para adquisición de temperaturas, módulo de adquisición de caudal DESIN DS4200, terminal táctil OMRON NQ5, analizador de redes SIEMENS SENTRON PAC3200, controladores de temperatura digital OMRON E5CN entre otros.

Figura 3.53 Cuadro eléctrico

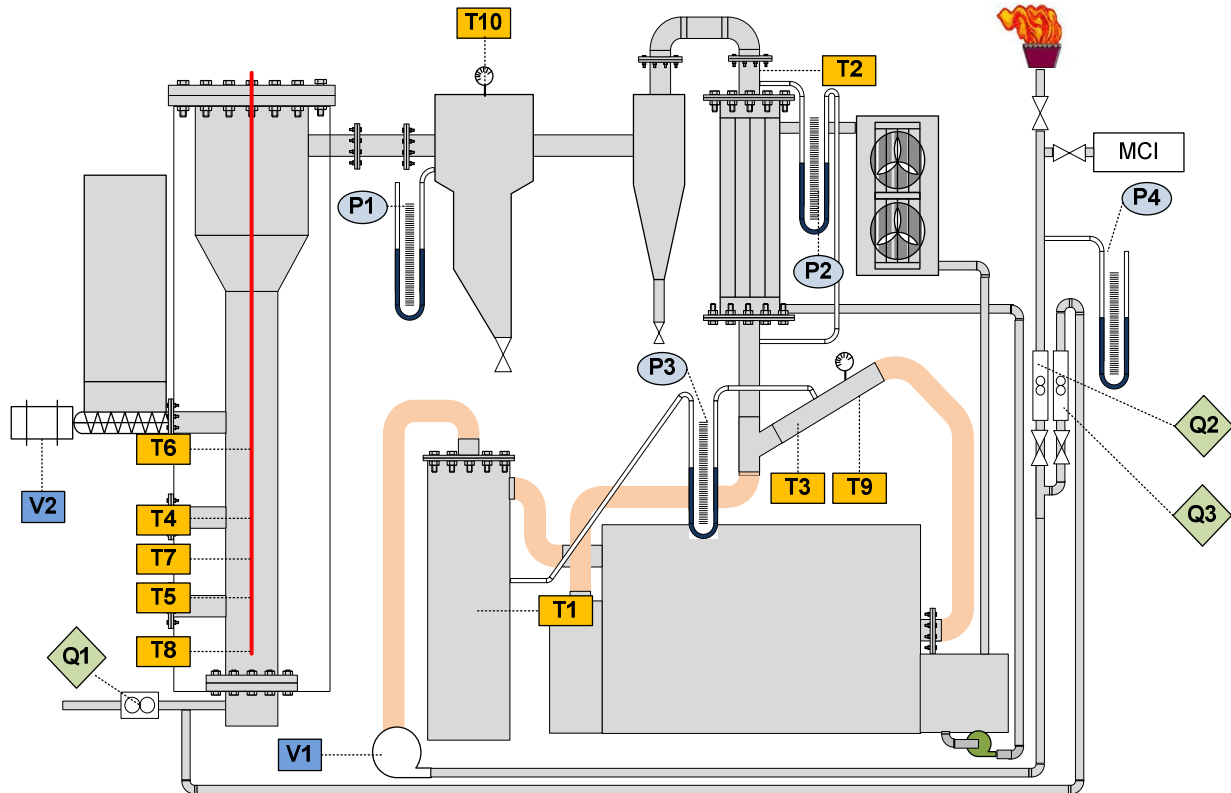


3.3.4. Motor de combustión interna

Para realizar las pruebas se utilizó el mismo motor de combustión (Honda GX390) utilizado en la planta de gasificación de lecho fijo downdraft, descrito en la **Sección 3.2.1.7.**

3.3.5. Esquema de la instrumentación de la planta de lecho fluido

Figura 3.54 Instrumentación de la planta de gasificación de lecho fluido



A continuación se explican los puntos de medida mostrados en la **Figura 3.54:**

3.3.5.1. Temperaturas

Los termopares T1 a T5 envían la señal analógica a los módulos MAC3580 y este a su vez al autómata CJ1M que se comunica con el terminal táctil, donde las temperaturas son visualizadas y almacenadas. Los termopares T6 a T8 son de lectura en sitio (sin adquisición de datos) y son leídos a través de los controladores de temperatura OMRON E5CN. Los termómetros T9 y T10 son de lectura directa localmente en el sitio donde están ubicados.

3.3.5.2. Caudal de aire introducido

Se calcula mediante la medida de la velocidad del aire a través de un sensor de hilo caliente que envía una señal al módulo DESIN DS4200 y de éste al autómata OMRON CJ1M vía Modbus 485. Cuando el gasificador es operado en automático, este caudal es controlado mediante la función PID del autómata OMRON CJ1M que envía

una orden al variador de frecuencia V1 (modelo OMRON V1000) para que actúe sobre la bomba de vacío y así mantener el caudal en el valor deseado.

3.3.5.3. Alimentación de biomasa

Controlado mediante el terminal táctil, el variador de frecuencia VF2 OMRON V1000 se encarga de introducir la cantidad de biomasa deseada, la cual está en función de la frecuencia del variador.

3.3.5.4. Caudal de gas producido y recirculado

Se visualizan mediante dos rotámetro que no permiten almacenar los datos recolectados.

3.3.5.5. Presiones diferenciales

P1 mide y sirve para controlar la presión diferencial del lecho y el nivel de suciedad de la rejilla superior. La presión debe tener un valor en un rango entre 9 y 20 mbar, si es mayor hay algún problema en el lecho o la rejilla superior está obstruida; si es menor, no hay suficiente arena debido a que la velocidad de fluidización se elevó en algún momento durante la operación y esta pasó del reactor al separador de sólidos.

P2 indica la caída de presión en el intercambiador de calor. Para saber cuándo el intercambiador está sucio se mide la caída de presión en el intercambiador, si no existe caída de presión, está operando correctamente, si esta es mayor a 5 mbar el intercambiador está sucio y debe limpiarse.

P3 mide y permite controlar la caída de presión de lavador de gases y filtro, esta debe estar entre 50 y 60 mbar, si es mayor el filtro está obstruido, si es menor se debe verificar el nivel de agua y que el filtro de finos no tenga menos de 7 kg.

P4 mide la presión de salida del gas.

3.3.5.6. Variables eléctricas

Mediante el analizador de redes se monitoriza y almacena: potencia activa, reactiva y aparente, tensión L-L y L-N, corriente, frecuencia y factor de potencia, entre otras.

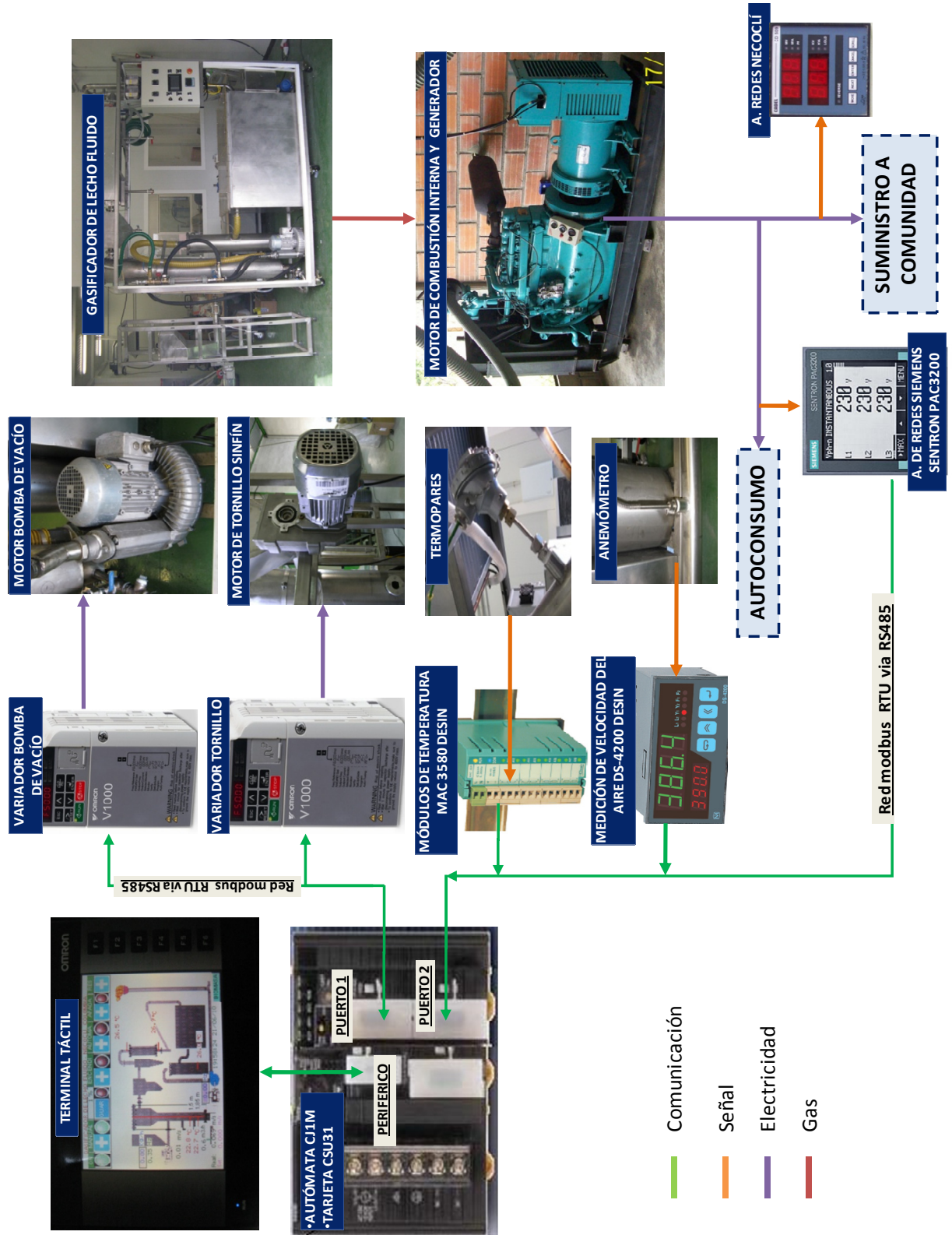
3.3.5.7. Medida de la composición del gas

La composición del gas se determinó mediante el analizador de gases marca cubic analyzer, este analizador mide la concentración de CO, CO₂ y CH₄ mediante un sensor NDIR; el H₂ mediante un sensor TCD y el O₂ mediante un ECD, en el **Anexo A** se explica cómo funciona este equipo.

3.3.5.8. Esquema de comunicaciones. Protocolo MODBUS RS485

Figura 3.55 Esquema de comunicaciones

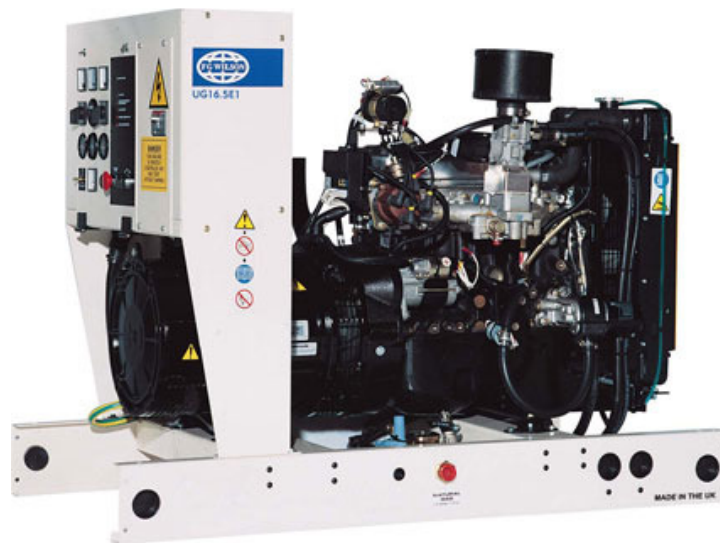
ESQUEMA DE COMUNICACIONES GASIFICADOR DE LECHO FLUIDO - NECOCLÍ COLOMBIA



3.4. Selección del motor-generador

Es difícil encontrar un motor que se adapte perfectamente al syngas con una eficiencia óptima debido a que la mayoría de los existentes en el mercado funcionan con gasolina y como tal han sido diseñados para operar con este combustible. No obstante si se hacen las modificaciones requeridas es posible seleccionar un motor que podría operar con syngas sin mayores problemas. La adaptación de un MCI que opera con gasolina, para trabajar con syngas lleva a una reducción de su potencia. Para seleccionar un MCI con el cual se obtenga la máxima potencia cuando se opera con gas pobre, se deben tener en cuenta las consideraciones explicadas en la **Sección 2.6.** según (FAO, 1993).

Figura 3.56 Motor FG Wilson UG14P1



Fuente: (FG Wilson)

Figura 3.57 Sistema de admisión del MCI.

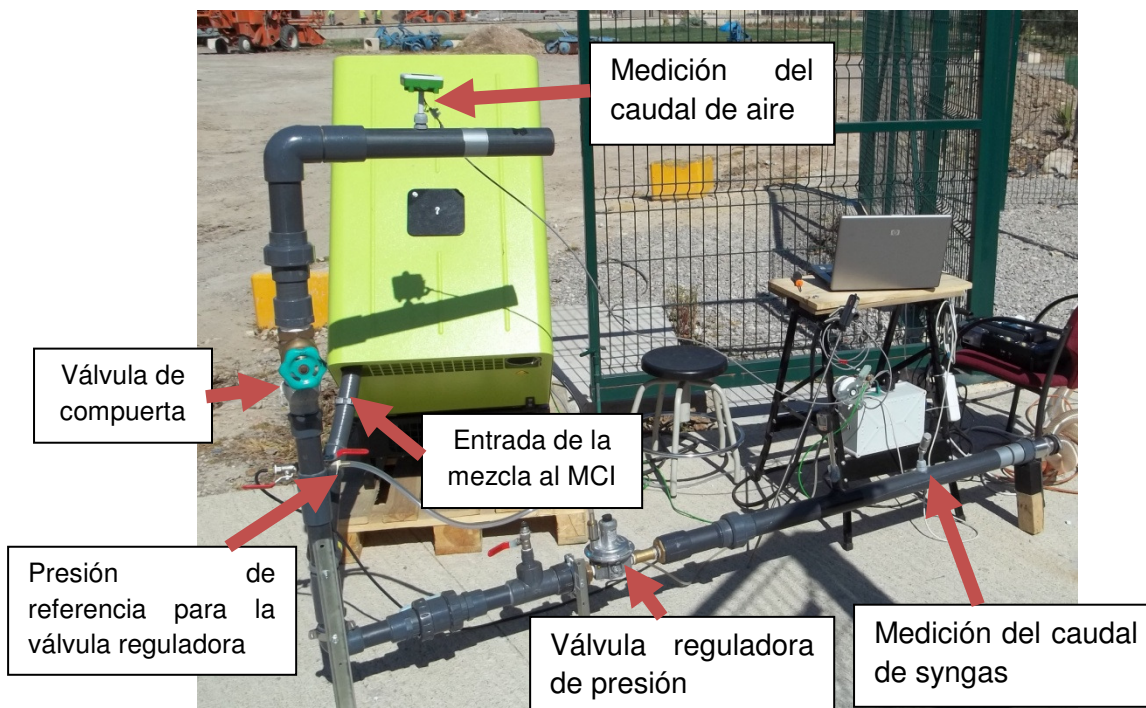


Tabla 3.4 Especificaciones técnicas del motor FG Wilson

Datos físicos		Sistema de aire		50 Hz	60 Hz
Fabricante:	HM	Caudal de aire de combustión LPG:			
Modelo:	1,8L	m ³ /min (cfm) -En espera:		1,3 (46)	1,6 (57)
Nº de cilindros / Alineación:	4 / En línea	-Cebado:		1,1 (39)	1,3 (46)
Ciclo:	4-tiempo	Caudal de aire de combustión Gaz nat:			
Inducción:	Normal	m ³ /min (cfm) -En espera:		1,1 (39)	1,5 (53)
Medio de refrigeración:	Agua	-Cebado:		1,0 (35)	1,3 (46)
Tipo de dirección:	Électrónica	Restricción de admisión máxima de aire de combustión: kPa (en H ₂ O)		1,5 (6)	1,5 (6)
Clase:	ISO 8528 G2	Caudal de aire de refrigeración del radiador:			
Índice de compresión:	8,5:1	m ³ /sec (pies cuadrados/sec)		63 (2225)	75,6 (2670)
Calibre / Recorrido: mm (pul.):	1,8 (111,1)	Restricción externa del caudal de aire de refrigeración: Pa (en H ₂ O)		247 (1)	247 (1)
Cilindrada: l (pul. c.):	84,0 (3,3) / 82,0 (3,2)	Sistema de refrigeración		50 Hz	60 Hz
Sistema eléctrico del motor:		Capacidad del sistema de refrigeración:			
-Regimen / Masa	12/Negativa	l (US gal)		6,1 (1,6)	6,1 (1,6)
-Cargador de la batería (A)	45	Tipo de bomba de agua:		Centrífuga	
Peso: kg (lb) - (incluye petróleo de lubricante)	143 (315)	Transferencia de calor a agua y lubricante: kW (Btu/min)			
		-En espera:		14,1 (804)	17,1 (970)
		-Cebado:		12,1 (685)	14,6 (827)
		Radiación de calor al ambiente:			
		kW (Btu/min) -En espera:		7,5 (424)	9,0 (512)
		-Cebado:		6,4 (362)	7,7 (436)
		Potencia del ventilador del radiador: kW (hp)		0,52 (0,7)	0,90 (1,21)
		Sistema de inyección		Sistema de lubricado	
		Tipo de filtro de combustible: Elemento Recambiable		Tipo de filtro de aceite: Hacer girar-En, Flujo completo	
		Combustible recomendado: LPG/Gaz Nat		Capacidad total de aceite: l (US gal)	
		Consumption de carburant LPG: m ³ /hr (cfh)		4,5 (1,2)	
				Depósito de aceite: l (US gal)	
				4,0 (1,1)	
				Tipo de aceite:	
				AP1CF4 15W-40	
				Sistema de escape	
				50 Hz	
				60 Hz	
				Caída de presión a través del sistema	
				silenciador: kPa (in Hg)	
				17,3 (5,1)	
				17,3 (5,1)	
				Caudal de gas de escape:	
				LPG: m ³ /min (cfm)	
				- En espera:	
				3,87 (137)	
				4,83 (171)	
				- Cebado:	
				3,23 (114)	
				4,00 (141)	
				Gaz nat: m ³ /min (cfm)	
				- En espera:	
				3,57 (126)	
				4,89 (173)	
				- Cebado:	
				2,90 (102)	
				4,36 (154)	
				Temperatura del gas de escape: °C (°F)	
				LPG: °C (°F)	
				- En espera:	
				568 (1054)	
				600 (1112)	
				- Cebado:	
				552 (1026)	
				584 (1083)	
				Gaz nat: °C (°F)	
				- En espera:	
				580 (1076)	
				612 (1134)	
				- Cebado:	
				557 (1035)	
				605 (1121)	

Fuente: (FG Wilson)

El motor seleccionado en el presente trabajo, por cumplir la mayoría de las características mencionadas en la **Sección 2.6** es el FG Wilson UG14P1 que se muestra en la **Figura 3.56** y cuyas características se muestran en la **Tabla 3.4**. Sin embargo, por razones de costes, para hacer las pruebas iniciales, fue escogido el motor honda GX390 que operaba a gasolina, cuyas características se muestran en la **Tabla 3.2**. Este motor operando con syngas entrega un potencia eléctrica máxima de 5,4 KVA (28% menos que con gasolina) y aunque tiene una relación de compresión de 8:1 (la recomendable es entre 10:1 y 11:1) y una velocidad de 3.600 rpm (la recomendable es 2.500 rpm) el motor opera adecuadamente. La principal modificación realizada al motor, el cual dosificaba la gasolina mediante el carburador, fue el sistema de admisión de gas y de aire el cual se muestra en la **Figura 2.17**. Una fotografía con modificaciones realizadas se muestra en la **Figura 3.57**.

3.5. Equipos para la preparación de la biomasa.

En general en una planta de gasificación se requiere un sistema para gestionar el transporte, recepción, almacenamiento y preparación la biomasa. Dependiendo del tamaño de la planta y el tratamiento que se requiera, estos sistemas pueden variar. Para la planta de gasificación de biomasa en la que se realizaron las pruebas, se transformaron listones de pino en el combustible deseado, bien como pellets o astillas, siendo éste el único tratamiento que sufría la biomasa en el laboratorio.

3.5.1. Fabricación de astillas.

Para la fabricación de astillas se utiliza una trituradora de martillos marca GENERGY, modelo PIRINEO (**Figura 3.58**). Se pueden obtener tamaños diferentes que van desde 2 hasta 20 mm, mediante 3 tamices. En la **Tabla 3.5** se muestran las especificaciones técnicas.

Tabla 3.5 Especificaciones técnicas de la trituradora

Modelo	Pirineo
Diámetro máximo que procesa	80 x 70 mm
Diámetro máximo si se introduce por la tolva de follaje.	15 mm
Velocidad de triturado	26 m ³ /h
Eficiencia de triturado	6 m ³ /h
Potencia motor	13HP/10 KW
Tipo de motor	4 tiempos OVH
Dimensiones	860x735x1310 mm
Peso	103 kg

Fuente: (Genergy)

Figura 3.58 Trituradora Genergy modelo pirineo



Fuente: (Genergy)

3.5.2. Fabricación de pellets.

El procedimiento llevado a cabo para la fabricación de pellets consistió en fabricar astillas muy pequeñas (prácticamente serrín) mediante un molino de martillos y posteriormente pelletizarlo. Las características técnicas de la trituradora y pelletizadora se muestran en la **Tabla 3.6 y Tabla 3.7** y en las **Figura 3.59 y Figura 3.60**.

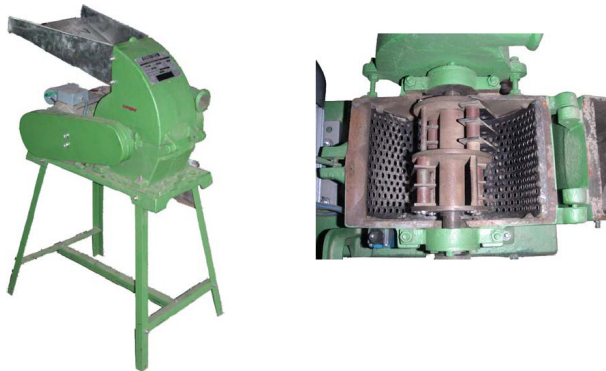
Tabla 3.6 Especificaciones técnicas del molino de martillos

Potencia motor	1,5 kW
Capacidad	Hasta 800 kg/h
Número de martillos	12
Dimensiones :	860x400x530 mm
Peso	85 kg

Tabla 3.7 Especificaciones técnicas de la pelletizadora

Potencia motor	15 kW
Capacidad	Hasta 500 kg/h
Diámetro de la matriz	26 cm
Diámetro de los pelles	6 mm
Dimensiones	860x400x530 mm
Peso	330 kg
Capacidad con serrín	Hasta 150 kg/h
Capacidad con paja	Hasta 400 kg/h

Figura 3.59 Molino de martillos



Fuente: (Agico Group)

Figura 3.60 Pelletizadora



3.6. Referencias del capítulo

Agico Group. <http://www.chinapelletmill.com/Small-Pellet-Mill/Biomass-Pellet-Mill.html>. [En línea].

FAO. 1993. El gas de madera como combustible para motores. Estudio FAO Montes 72, Subdirección de productos no madereros y energía, Subdirección de Industrias madereras, Departamento de Montes, Organización de las Naciones Unidas para la Agricultura y la Alimentación. Roma : s.n., 1993. ISBN 92-5-302436-4.

FG Wilson. <http://www.fgwilson.com/cda/>. [En línea]

Genergy. <http://www.genergy.es/biotrituradorapirineo.html>. [En línea].

Vargas, Carlos, y otros. 2010. *Manual del Gasificador de Lecho Fluido de 10kW.* 2010.

4. PUESTA EN OPERACIÓN DE LAS PLANTAS DE GASIFICACIÓN

En este capítulo se presenta la metodología seguida para la puesta en marcha y las pruebas realizadas de las dos plantas de gasificación en estudio, utilizando los tipos de biomasa seleccionados (Pino triturado y pellets en el gasificador de lecho fijo y pino triturado en el gasificador de lecho fluido). Además se detallan las mejoras llevadas a cabo después de realizar las primeras pruebas para la puesta a punto de cada una de las dos plantas.

4.1. Metodología para la puesta en marcha de las plantas de gasificación

Para poder realizar las pruebas de una forma segura y estandarizar el proceso de operación del gasificador se ha definido una metodología que incluye los procesos que se llevan a cabo en la planta de gasificación entre estos tenemos:

1. Preparación y almacenamiento del combustible.
2. Preparación de la planta de gasificación para su encendido.
3. Prueba de fugas.
4. Proceso de encendido.
5. Operación continua del gasificador.
6. Procedimiento de apagado.

La metodología para la puesta en marcha se explica detalladamente en el **Anexo C**.

4.2. Metodología de las pruebas realizadas en las plantas de gasificación

Para poner a punto las plantas de gasificación y verificar si estas operaban adecuadamente, se realizaron dos tipos de pruebas: el primer grupo estaba orientado a producir el gas y quemarlo en una antorcha, para analizar el comportamiento del gasificador y la calidad del gas producido. Una vez fueron realizadas las mejoras y se determinó que el gas era apto para alimentar un motor de combustión interna, se procedió a hacer el segundo tipo de pruebas que consistía en usar el gas en el motor-generator para producir energía eléctrica. Estas pruebas estuvieron enfocadas a preparar el gas para su uso en el motor y no a evaluar la calidad de la energía producida por el generador eléctrico. La justificación de la realización de estas pruebas se basa en la optimización y obtención de los parámetros del proceso de gasificación para las plantas en estudio, y de esta manera lograr el objetivo número 3 del trabajo de tesis doctoral. Los resultados de estos experimentos se muestran en el **Capítulo 5**. Dichas pruebas incluyen los siguientes pasos:

1. Encendido de la planta.
2. Operar la planta a diferentes cargas, aumentando el caudal de aire de entrada desde 8 hasta 15 m³/h.
3. Para cada una de las cargas medir las temperaturas, presiones, caudales y variables eléctricas (Ver **sección 3.2.3.1** y **sección 3.3.5**)
4. A partir de los resultados obtenidos de las pruebas realizadas, determinar los parámetros de operación más importantes de una planta de gasificación del lecho fijo:
 - Temperatura en las zonas más importantes del reactor.
 - Relación aire combustible, R A/C - m³ de aire/kg de biomasa

- Caudal de gas generado por kg de biomasa consumido.
- Porcentaje de aire de entrada, respecto al total de gas producido.
- Velocidad del gas en la garganta (Lecho fijo) y en el reactor (lecho fluido) m/s
- Capacidad de procesamiento de biomasa kg/m²h.
- Potencia eléctrica generada por kg de biomasa kW
- Energía eléctrica generada por m³ de gas kWh/m³.
- Eficiencia de conversión de gas, (eléctrica y total).
- Composición y poder calorífico del gas producido.

5. Realizar, después de cada prueba, las mejoras que se hagan necesarias optimizar la operación del gasificador.

Para poder realizar estas pruebas, la planta está dotada de un sistema de adquisición de medidas mediante el cual se monitorean las variables requeridas, además de un sistema de automatización y control (**sección 3.2.3**). Asimismo se cuenta con un analizador de gases mediante el cual se puede determinar la composición del gas y calcular su poder calorífico.

4.3. Mejoras realizadas en la planta de gasificación de lecho fijo.

Como consecuencia de las experiencias en las pruebas realizadas en el gasificador de lecho fijo, se pudo determinar la forma de operación y el rango de parámetros que permitiesen:

- Disminuir la concentración de alquitranes contenidos en el gas producido.
- Evitar la formación de bóvedas en el depósito de biomasa.
- Ajustar la presión y el flujo de agua del sistema de enfriamiento para evitar la entrada de agua al reactor.
- Limpiar y deshumidificar el gas producido.

A continuación se explica cómo se realizaron las mejoras mencionadas.

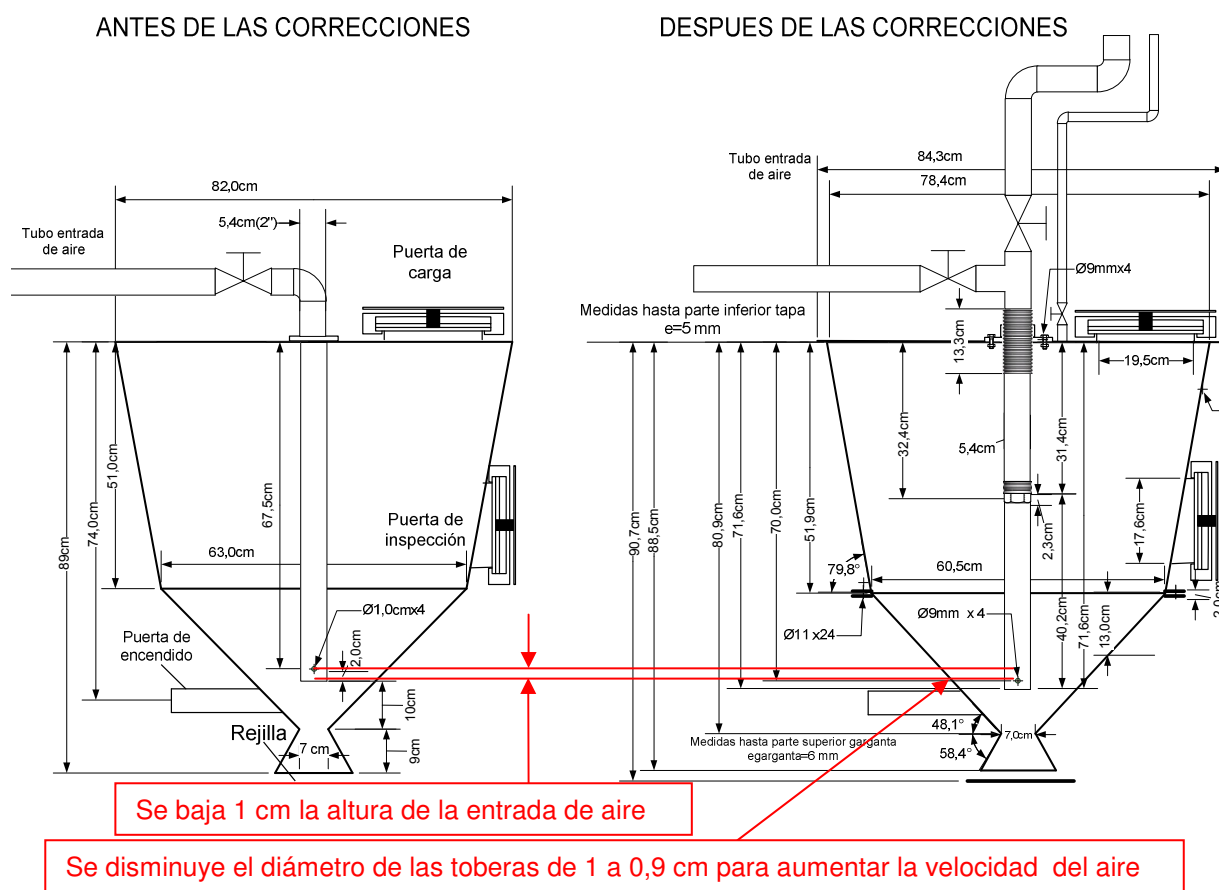
4.3.1. Disminución de la concentración de alquitranes contenidos en el gas

Debido a la baja temperatura del gas en la zona de combustión (550°C) y a la poca efectividad del sistema de limpieza del gas durante las primeras pruebas realizadas, la concentración de alquitranes en el gas era elevada, produciendo la obstrucción en los conductos y saturación en el sistema de limpieza de gases. No se pudo obtener la concentración de alquitranes en el gas debido a que no se dispone de un equipo que permita determinarla (Hasta la fecha estos equipos no se venden de manera comercial), por lo tanto las pruebas para determinar si el gas contenía alquitrán consistían en revisar después de cada experimento los sitios donde podían concentrarse los alquitranes, tales como válvulas y mirillas. Para disminuir la concentración de alquitranes en el gas de salida, se llevaron a cabo medidas in situ y medidas postgasificación (**sección 2.5**):

- Las medidas in situ consistieron en aumentar la cantidad de aire que entra a la zona de combustión del reactor, acercar la entrada del aire a la garganta (en 1

cm), disminuir el diámetro de los agujeros para aumentar la velocidad de salida del aire y obtener mayor cobertura (**Figura 4.1**). Con estas correcciones la temperatura aumentó de 550 °C a 900 °C en la zona superior de la garganta, evitando así que los alquitranes pasen por esta zona sin ser craqueados, con ello se disminuyó significativamente la concentración de alquitranes en el gas. Se debe tener especial cuidado de no bajar la entrada de aire aún más debido a que, aunque se podría aumentar la temperatura en esta zona, si el aire de entrada se acerca demasiado a la zona de reducción y esta se encuentra a una temperatura superior que la de ignición se podrían producir explosiones dentro del reactor debido a la mezcla de aire y syngas. Adicionalmente si el diámetro los agujeros de entrada de aire disminuye demasiado, aunque la velocidad del aire aumente, la caída de presión se incrementará, aumentando de esta manera el consumo de energía de la bomba de vacío y la posibilidad de que estos se obturen.

Figura 4.1 Modificación de la altura de entrada de aire y del diámetro de los agujeros.



- Las medidas post gasificación son básicamente las relacionadas con el sistema de limpieza de gases. Durante las pruebas iniciales utilizando un scrubber y un separador centrífugo de alquitranes, el gas obtenido no era lo suficientemente limpio. Para limpiar el gas aun más y así poder utilizarlo en un motor de combustión interna se llevaron a cabo dos acciones principales:
 - Utilización de astillas como material filtrante en un multifiltro (**Sección 3.2.1.4 y Anexo B.1.2**)

- Instalación de una depuradora para limpiar el agua que lava los gases y de esta manera recircularla para el proceso de limpieza del gas. En dicha depuradora inicialmente se utilizó arena de sílice como medio filtrante, y aunque el agua filtraba de manera óptima, después de unos días de operación la arena se impregnaba de alquitranes lo que dificultaba su limpieza, por lo tanto se convertía en un residuo a tratar. Para evitar el problema del tratamiento del residuo se probó un multifiltro con tres medios filtrantes, los dos primeros astillas (el primero más grueso que el segundo) y el tercero arena, con esta configuración la mayoría de los alquitranes se retenían en los dos primeros lechos, estas astillas después de ser usadas como medio filtrante, fueron secadas y utilizadas como combustible en el gasificador y de esta forma se evitaba el problema de tratamiento de la arena como residuo. En la **sección 3.2.2** se explica el funcionamiento del sistema de depuración del agua y en el **Anexo B.1.3** se detalla el montaje del filtro de agua.

4.3.2. Disminución de la formación de bóvedas en el depósito de combustible

Muchas veces, dependiendo de la humedad, del tamaño de la biomasa o de que tan fibrosa sea esta, podrían producirse bóvedas en las zonas de combustión, pirólisis o secado, estas bóvedas son bolsas que permiten albergar gas. Si el aire consigue llegar a estas bolsas y estas se encuentran en la zona de combustión o reducción, se podrían producir pequeñas explosiones dentro del reactor, debido a la falta de residuo carbonoso que reaccione con el aire, por este motivo se debe evitar la producción de bóvedas en el reactor. En la **Figura 4.2** se muestran las bóvedas formadas durante una prueba con pino triturado.

Figura 4.2 Bóvedas formadas en el reactor de lecho fijo



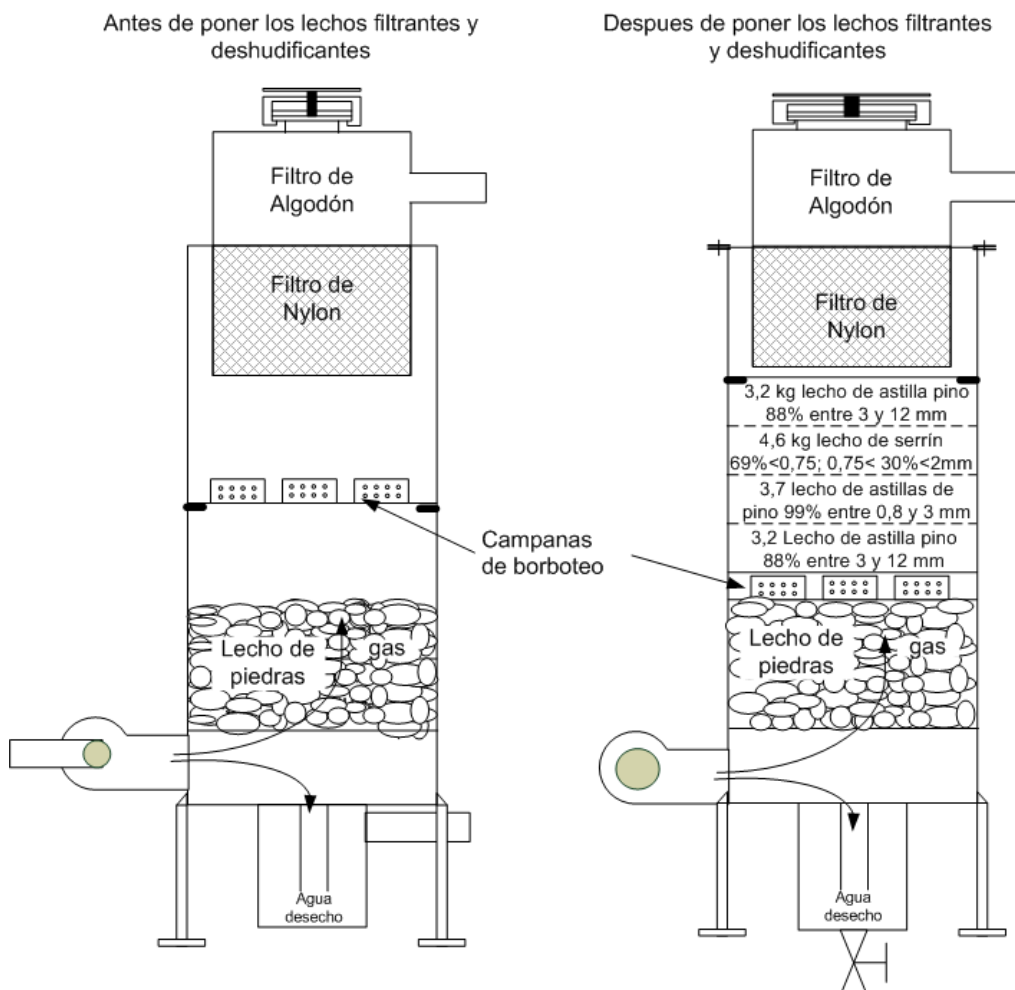
Para aliviar este problema, se disminuyó el diámetro de los agujeros (toberas o inyectores) de entrada de aire al reactor para así aumentar la velocidad del aire y lograr que éste llegue a más cerca de las paredes del reactor, complementado con el uso de la palanca rompelechos y el rompebóvedas eléctrico para evacuar el residuo carbonoso que algunas veces obstruye la garganta (**Figura 2.10.1**). Otra forma de solventar este inconveniente es introducir biomasa más fluida, tales como trozos de

madera más grandes o pellets. No obstante con trozos de tamaño superiores a 1,5 x 1,5 x 1,5 cm, el PCI obtenido es más bajo debido a que un mayor tamaño de la biomasa implica mayor dificultad para gasificarla y menor procesamiento y producción de syngas, por lo tanto esta medida, aunque resuelve el problema de las bóvedas, produce un gas con menor calidad energética.

Aunque el problema de las bóvedas no se puede solucionar totalmente en este tipo de gasificadores, una combinación adecuada de las medidas mencionadas (por ejemplo usando pellets y la palanca rompebóvedas) logran un resultado óptimo, sin embargo, llevar la biomasa hasta el tamaño deseado hace que su coste sea mayor. Si se quiere obtener un combustible económico se debe tratar la biomasa lo menos posible, no obstante, casi siempre hay que llevar a cabo algún tipo de tratamiento. Una pelletizadora cuesta del orden de 3 a 7 veces más que una trituradora y además consume entre 3 y 5 veces más cantidad de energía, por lo tanto una opción es la trituradora sin embargo los pellets son más densos y fluidos que las astillas por lo que con pellets se puede producir más cantidad de energía en un reactor del mismo tamaño. Para mejorar el problema de las bóvedas se están probando introducir vibración mediante un dispositivo eléctrico, pero hasta la fecha de realización de este trabajo no se habían obtenido resultados.

4.3.3. Limpieza y deshumidificación del gas

Figura 4.3 Mejora del filtro de gas para limpiar el gas de forma adecuada.



El syngas producido contiene alquitranes y sólidos, para disminuir su concentración, este pasa por un lavador húmedo de gases, donde se mezcla con agua, disminuyendo de esta manera la concentración de alquitranes y partículas del syngas pero al mismo tiempo aumentado su humedad. En cualquier caso el lavador húmedo no es suficiente para retirar totalmente los alquitranes, para limpiar mejor el syngas y además deshumidificarlo, se incorporaron al filtro, lechos filtrantes de astillas y serrín que lo limpian aún más y lo deshumidifican. Mediante esta configuración el syngas sale casi libre del alquitranes y seco. La comparación de los filtros antes y después de los cambios realizados se muestra en la **Figura 4.3**.

4.4. Mejoras realizadas en la planta de gasificación de lecho fluido

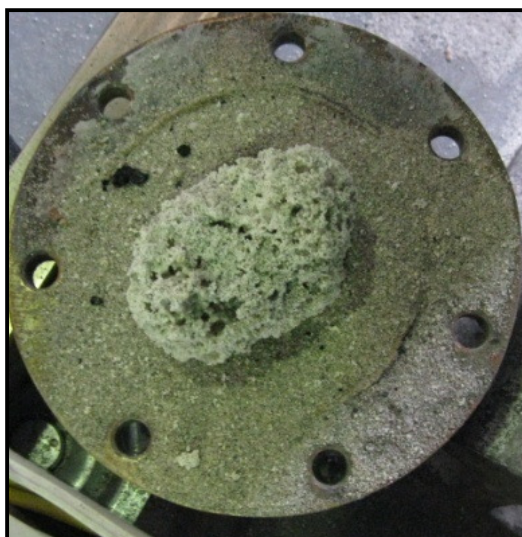
Entre las mejoras realizadas para la puesta a punto del gasificador se encuentran:

- Selección de la arena adecuada y diseño del sistema de distribución de aire para obtener una fluidización óptima.
- Mejora del sistema de encendido de la biomasa en el reactor.
- Optimización del sistema de limpieza de gases.

4.4.1. Selección de la arena y del sistema de distribución de aire para obtener una óptima fluidización

Se realizaron pruebas con 3 tipos de arena: sílice, alúmina y chamota (**Anexo G,**). De las tres arenas utilizadas en las pruebas, los mejores resultados fueron obtenidos con chamota. La chamota tiene una densidad aparente de 1.200 kg/m^3 y el 90% del tamaño de grano está en el rango de 200 a 300 micras, características idóneas para una óptima fluidización. Además, en los test llevados a cabo, se comprobó que la chamota provoca menos aglomeración entre las cenizas y la arena cuando el reactor opera a temperaturas superiores a 900°C . En la **Figura 4.4** se muestra la aglomeración de cenizas y arena de sílice en una prueba con una temperatura superior a 900°C .

Figura 4.4 Aglomeración de cenizas y arena de sílice- $T_{\text{reactor}} > 900^\circ\text{C}$



4.4.2. Mejora del sistema de encendido de la planta

Inicialmente el proceso de encendido de la biomasa se hacía colocando la llama de un soplete en la tubería de entrada de aire. Para poder encender la biomasa que está dentro del reactor más rápidamente, se realizó un orificio en la parte inferior del reactor en el que fue colocado un conector hembra, en donde se sitúa la llama del soplete para encender la biomasa.

Figura 4.5 Orificio de encendido cercano a la biomasa en la base del reactor

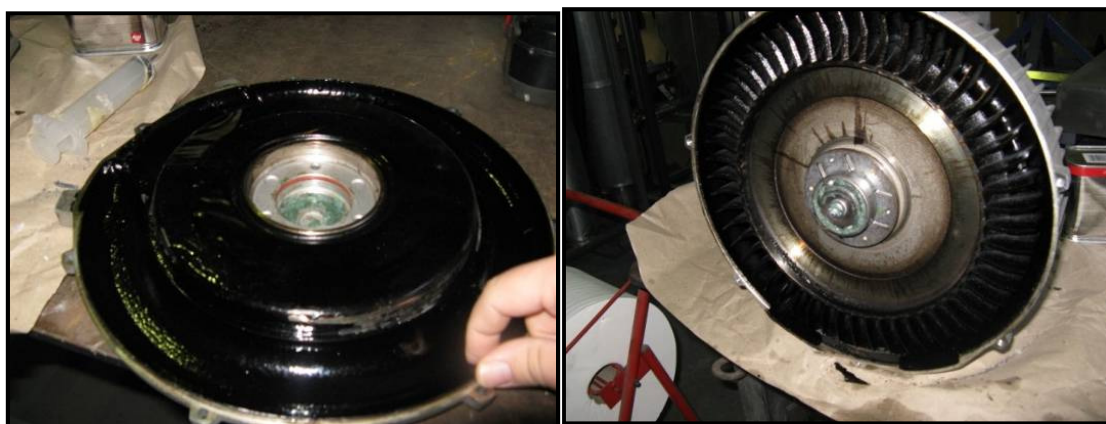


Una vez encendido el lecho, se cierra el orificio con un tapón roscado. Esta medida permitió disminuir el tiempo de encendido de una hora a media hora y evitar someter a toda la tubería de encendido a altas temperaturas (**Figura 4.5**), hasta la fecha de fin de este trabajo de investigación, se estaban probando otros sistemas que permitiesen disminuir aún más el tiempo de encendido, entre estos sistemas se contempla la inyección de la llama del soplete directamente en el lecho de biomasa y arena.

4.4.3. Optimización del sistema de limpieza de gases

Para obtener un gas limpio se realizaron varias pruebas en el sistema de filtrado hasta llegar a la configuración óptima. Al igual que en el reactor de lecho fijo, en las pruebas iniciales se utilizó solo agua para la limpieza del gas, pero con esto no era suficiente como se podía observar en la bomba de vacío y en los conductos, los cuales se saturaban de alquitranes (**Figura 4.6**)

Figura 4.6. Bomba de vacío con alquitranes. El sistema de limpieza inicial no era efectivo



Posteriormente se probaron configuraciones mediante scrubber (piscinas de agua) y filtros de astillas, hasta llegar a la configuración adecuada, utilizando agua, astillas y serrín, esta configuración se muestra en la **Figura 3.45** y **Figura 3.46**.

5. RESULTADOS

En este capítulo se presentan los resultados obtenidos de la caracterización de la biomasa utilizada, la puesta en marcha y optimización de las plantas de gasificación en estudio y su aplicación a los tipos de biomasa seleccionados. En primer lugar se muestra un resumen de la caracterización y de la biomasa utilizada y su comparación con otros residuos de biomasa y con los combustibles fósiles, posteriormente se encuentran los resultados obtenidos en la planta de lecho fijo downdraft y los correspondientes a la planta de de lecho fluido burbujeante y finalmente se realiza una comparación de ambas tecnologías.

5.1. Resultados de la caracterización de los residuos biomásicos analizados.

La **Tabla 5.1** resume los resultados de la caracterización de algunos residuos biomásicos y de los principales combustibles fósiles sólidos. Es importante destacar que para la biomasa de origen lignocelulósico la variación de la composición elemental no difiere sustancialmente. La concentración en masa de carbono varía entre 46 y 53%, la del hidrogeno entre 6 y 7%, el oxigeno entre 37 y 45%, el nitrógeno por debajo del 2%, el azufre menos del 0,08%, el cloro por debajo de 0,05%. La concentración de Fluor y Bromo es nula. La concentración en carbono de los combustibles fósiles es mayor que la de la biomasa variando desde el 54% en la turba hasta el 92% en la antracita, este es el motivo principal por el que el poder calorífico de los combustibles fósiles sólidos es mayor que el de la biomasa de origen lignocelulósico.

Según el análisis próximo, el contenido carbono fijo en la biomasa de origen lignocelulósico se encuentra cerca del 14%, los volátiles entre 73 y 83%, el contenido de cenizas entre 1 y 5 y la humedad entre el 3 y el 11%. Se debe tener en cuenta que la humedad varía en función del secado previo y de las condiciones de temperatura y humedad del medio.

Debido a que la composición elemental en cada uno de los residuos biomásicos es similar, el poder calórico también lo es. El poder calórico superior varía entre 4.100 y 4.300 Kcal/kg, el PCI varía entre 3.700 y 4.000 kCal/kg, la relación PCI/PCS está entre 90 y 92%. El carbono contenido en los residuos de biomasa analizados aportan entre el 87 y el 90% de la energía contenida en la biomasa seca, el Hidrogeno aporta entre 10 y el 13%.

Según (Vargas, 2007), si la presentación de la biomasa de origen lignocelulósico y la humedad son similares en los residuos a analizar, el comportamiento de la reacción de gasificación y por lo tanto la calidad del gas producido serán muy parecidos, esto se pudo corroborar en las pruebas realizadas, donde se demuestra que la composición y el PCI del gas son parecidos cuando se utiliza indistintamente pino o pellets cuya composición elemental es similar.

Tabla 5.1 Resumen de la caracterización de residuos de biomasa y de combustibles fósiles sólidos

		Análisis elemental (%)					Relación		Análisis inmediato %					Poder calorífico Kcal/Kg			Aporte al PCI %		
		C	H	O	N	S	Total	H/C	O/C	C fijo	Vol	Cen	Hum	Total	PCS	PCI	PCI/PCS	C	H
Biomasa analizada	Pellets	47%	7%	45%	2%	0%	100%	15%	96%	15%	76%	2%	6%	100%	4.282	3.880	91%	87%	13%
	Pino	52%	6%	42%	0%	0%	100%	12%	80%	10%	85%	1%	4%	100%	4.331	3.979	92%	89%	11%
Otras Biomasa	Almendro	47%	6%	40%	1%	0%	94%	13%	86%	17%	73%	2%	8%	100%	4.312	3.941	91%	89%	11%
	Olivo	46%	6%	45%	1%	-	98%	12%	97%	-	-	2%	11%	13%	-	-	-	89%	11%
	Melocotón	53%	6%	39%	0%	0%	98%	11%	74%	9%	79%	5%	7%	100%	4.107	3.747	91%	90%	10%
	Naranja	51%	7%	37%	1%	0%	97%	14%	72%	7%	83%	2%	8%	100%	4.385	3.950	90%	88%	12%
	Prom. biomasa	49%	6%	41%	1%	0%		13%	84%	12%	79%	2%	7%		4.283	3.899	91%	89%	11%
	Mín biomasa	46%	6%	37%	0%	0%		11%	72%	7%	73%	1%	4%		4.107	3.747	90%	87%	10%
	Máx biomasa	53%	7%	45%	2%	0%		15%	97%	17%	85%	5%	11%		4.385	3.979	92%	90%	13%
Fósiles	Turba	54%	5%	33%	2%	0%	95%	9%	61%			5%	10%	15%	5.055	4.721	93%	91%	9%
	Lignita	63%	4%	17%	1%	1%	86%	7%	28%			13%	10%	23%	5.822	5.527	95%	92%	6%
	Carbón Fósil	66%	5%	16%	1%	1%	89%	7%	25%	43%	35%	12%	10%	100%	6.294	5.972	95%	92%	7%
	Antracita	92%	2%	1%	1%	1%	97%	2%	2%			3%	10%	13%	7.134	6.962	98%	97%	2%
	Coque (petróleo)	86%	1%	11%	1%	1%	99%	1%	12%			6%	10%	16%	7.111	7.024	99%	99%	1%
	Promedio	72%	3%	16%	1%	1%		5%	25%	43%	35%	8%	10%		6.283	6.041	96%	94%	5%
	Mínimo	54%	1%	1%	1%	0%		1%	2%	43%	35%	3%	10%		5.055	4.721	93%	91%	1%
	Máximo	92%	5%	33%	2%	1%		9%	61%	43%	35%	13%	10%		7.134	7.024	99%	99%	9%
Prom biomasa/Prom fósiles		-46%	46%	62%	-15%			58%	70%	-271%	56%	-216%	-36%		-18%	-21%	-3%	-2%	25%

Fuente: Elaboración propia a partir de (Vargas, 2007) y de las pruebas realizadas en el laboratorio del IIE.

5.2. Resultados obtenidos de las pruebas realizadas en la planta de gasificación de lecho fijo

Mediante las pruebas realizadas se obtuvieron los indicadores más importantes de la planta de gasificación de lecho fijo downdraft. Un resumen de estos resultados se muestra en la **Tabla 5.2**, que incluye los valores máximos y mínimos que aparecen en la bibliografía para dichos indicadores y los valores de temperaturas, presiones y caudal de aire, así como la composición del gas producido, todos estos obtenidos mediante las pruebas realizadas. Basándose en los experimentos llevados a cabo, se dedujeron las conclusiones sobre este tipo de configuración para gasificación de biomasa, siendo la más importante de las mismas que esta tecnología es viable y puede ser utilizada para la generación de energía eléctrica, aunque está en etapa de madurez y se debe seguir investigando en el tema, especialmente en mejorar la operación para su uso continuo.

5.2.1. Indicadores importantes de las plantas de gasificación de lecho fijo downdraft

La **Tabla 5.2** muestra los indicadores más importantes en las plantas de gasificación de lecho fijo downdraft. (Los valores mínimos y máximos son deducidos de la bibliografía y los que aparecen en la columna IIE fueron obtenidos de las pruebas realizadas en el presente trabajo). A continuación se explica cómo fueron determinados dichos indicadores. Los cálculos se realizan para el flujo máximo de biomasa, que es de aproximadamente 10 kg/h:

- **Consumo de biomasa:** el método seguido para el cálculo del consumo de biomasa se explica en el apartado “Metodología para la realización de las pruebas en el gasificador de lecho fijo” en el **Anexo C**. De forma simplificada, el procedimiento se podría explicar de la siguiente manera: inicialmente se pesa e introduce residuo carbonoso en el reactor desde el nivel del orificio de encendido hasta la rejilla fija, cuando no se utiliza el plato perforado en la garganta, o hasta la garganta cuando se si se utiliza dicho plato. Esta cantidad varía entre 0,5 y 2 kg y depende de la densidad aparente del residuo carbonoso. Posteriormente se deben introducir al menos 25 kg de biomasa, se realiza la prueba introduciendo la cantidad de aire máxima según el tipo de biomasa y habiendo calculado previamente el tiempo para que se haya gasificado entre el 30 y el 70% de la biomasa, se realiza la prueba hasta alcanzar dicho tiempo y se apaga el gasificador. Una vez frío, se pesa la cantidad de biomasa que queda en el reactor, la diferencia en peso (que equivale a la biomasa que se consumió durante la prueba) dividido por el tiempo de operación de la planta (que va desde que se inicia el proceso de encendido hasta que se apague la bomba de vacío para iniciar el proceso de apagado), nos da como resultado el flujo de biomasa máximo del gasificador.

Tabla 5.2 Indicadores importantes de los gasificadores de lecho fijo downdraft

GASIFICADOR DE LECHO FIJO DOWNDRAFT			
INDICADORES IMPORTANTES A CARGA NOMINAL	IIE	Min	Max
Capacidad para procesar Biomasa kg/h (HR=8%)	10	-	-
Potencia eléctrica alcanzada kW	8,7	-	-
Gas generado por kg de biomasa Nm ³ /kg	2,1	2	2,5
Potencia eléctrica generada por kg de Biomasa kW/kg	0,87	0,7	1,5
Aire introducido respecto a gas producido m ³ /m ³	0,73	0,5	0,8
PCI Máximo del gas kCal/m ³	1.595	900	1.700
Capacidad procesamiento garganta kg/h m ²	2.674	1.000	4.000
V de diseño gas garganta m/s	1,5	1	3
η conversión biomasa-gas %	79%	65%	85%
η de conversión gas-electricidad en un MCI %	22%	18%	32%
η eléctrica total (carga nominal) %	17%	12%	27%
CARACTERÍSTICAS DE LA BIOMASA			
Díámetro mm	5 a 30	5	60
Largo mm	5 a 30	10	60
Humedad %	7 a 10	5	30
Cenizas %	1 a 2	0	15
Densidad aparente (pellet/astillas pino) kg/m ³	719/190	150	900
PARÁMETROS DE OPERACIÓN			
Ratio aire/biomasa respecto a la estequiométrica	33%	20%	40%
Ratio aire/biomasa m ³ /kg	1,53	0,93	1,86
Ratio aire/biomasa kg/kg	1,98	1,1	2,3
Presión de operación mbarg	de -30 a 30	-40	40
Temperaturas			
Zona secado °C	100 - 200	100	300
Zona pirólisis °C	300 - 600	300	600
Zona combustión °C	800 - 1.100	600	1.400
Zona reducción °C	600 - 900	500	1.200
Salida del gas °C	200 - 400	300	700
T para evitar fusión de cenizas			<1.250
COMPOSICIÓN DEL GAS (En condiciones nominales)			
O ₂ %	<0,4	0	1
CO ₂ %	7	7	18
N ₂ %	44	30	60
CO %	27	15	30
H ₂ %	17	7	18
CH ₄ %	3	1	6
Contenido de alquitranes mg/Nm ³	-	0,01	3
Alquitranes respecto a la biomasa alimentada %	-	0,5	2

Fuentes: (Basu, 2010); (BASU, 2006); (FAO, 1993); (Missouri Department of Natural Resources, 1983); (Solar Energy Research Institute, 1988).

En la **Tabla 5.3** se muestran los datos obtenidos para una de las pruebas utilizando astillas. El consumo de biomasa es de aproximadamente 10 kg/h, de los que el 8% es agua dado que ese era el porcentaje de humedad de la biomasa utilizada.

Tabla 5.3 Cálculo del consumo de biomasa en un gasificador de lecho fijo downdraft

	Carga inicial kg	Carga final kg	Consumo de Biomasa Kg	Tiempo de la prueba min	Consumo de biomasa kg/h
Residuo carbonoso	1,5	1,8			
Astillas	29,3	22,05		42	9,9
Total	30,8	23,85	6,95		

- **Potencia eléctrica:** el cálculo de la capacidad eléctrica de la planta depende de la eficiencia de conversión de biomasa a gas y de la eficiencia del motor generador. Los datos requeridos para el cálculo de la potencia eléctrica referida al PCI son: eficiencia del motor-generador, flujo y PCI de gas producido. La potencia eléctrica se calcula por medio de la siguiente Ecuación:

$$P_{eléctrica} = Q_{gas} \times PCI_{gas} \times \eta_{eléctrica}$$

Los resultados de los cálculos se muestran en la **Tabla 5.4** donde se observa que se puede obtener una potencia eléctrica de 8,7 kW, referida al PCI.

Tabla 5.4 Potencia eléctrica de la planta de gasificación downdraft

Q gas producido a carga nominal m ³ /h	21,0
PCI del gas a carga nominal kCal/m ³	1.595
Eficiencia eléctrica del MCI a carga	22,4%
Potencia eléctrica kCal/h	7.509
Potencia eléctrica kW	8,7

- **Gas generado por unidad de biomasa:** para determinar la cantidad de gas que se genera por kilogramo de biomasa se divide la cantidad de gas generado medida con el rotámetro (durante una prueba a carga nominal es 21 m³/h) entre la cantidad de biomasa consumida (10 kg/h), resultando 2,1 m³/kg.
- **Potencia eléctrica generada por unidad de Biomasa:** para determinar la potencia eléctrica generada por kg de biomasa se dividen los 8,7 kW de potencia nominal de la planta entre los 10 kg/h de biomasa consumida, esto es igual 0,87 kWh/kg de biomasa.
- **Aire introducido respecto al gas generado:** este indicador nos permite conocer la relación aire introducido/gas producido y se calcula dividiendo la cantidad de aire que entra, medida con el anemómetro (15,35 m³/h) entre el gas que sale (21 m³/h), esto nos indica que a cantidad máxima el aire que entra al gasificador es aproximadamente el 73% del gas generado.
- **Poder calorífico inferior (PCI) del gas:** nos indica la cantidad de energía que contiene el gas. El cálculo del PCI del gas se realiza sumando el poder calorífico inferior de cada compuesto multiplicado por la concentración de este en el gas. Los compuestos que principalmente confieren energía al gas son principalmente CO, H₂ y CH₄ los cuales tienen un poder calorífico inferior de 3.023, 2.572 y 8.557 kCal/m³ respectivamente, con estos datos se calcula el PCI del gas mediante la siguiente ecuación:

$$PCI_{gas} = (3.023x[CO]) + (2.572x[H_2]) + (8.557x[CH_4])$$

Donde los valores que están entre corchetes corresponden a la concentración en volumen del compuesto en el gas, para una concentración del gas de [O₂] = 0,4 %; [CO₂] = 7 %; [N₂] = 44 %; [CO] = 27,5 %; [H₂] = 17,5 % y [CH₄] = 3,7 % el valor del PCI es de 1.597 kCal/m³

- **Capacidad de procesamiento de la garganta y velocidad del gas en la garganta:** el tamaño de la garganta influye en la capacidad del reactor de procesar la biomasa que se gasifica. Cuanto más pequeña es la garganta, más se reduce la sección por donde tienen que pasar el residuo carbonoso y el gas con los alquitranes y más posibilidades hay de que estos sean craqueados, pero también el gas pasa a mayor velocidad, con lo cual está menos tiempo en la zona de alta temperatura donde se craquean los alquitranes motivo por el cual un diámetro muy pequeño también podría provocar aumento de alquitranes, y adicionalmente se podría dificultar el paso del syngas y residuo carbonos y por lo tanto se requería más energía para vencer esta caída de presión y disminuiría la capacidad de la planta. En el gasificador de lecho fijo utilizado para realizar las pruebas, el diámetro de garganta es de 7 (área = 0,00374 m²), el flujo de biomasa de 10 kg/h y un caudal de gas producido es de 21 m³/h. Por tanto, la capacidad máxima de procesamiento de biomasa de la garganta es 2,67 kg/hcm² (0,55 m³/hm²) y la velocidad de diseño calculada del gas en la garganta es de 1,56 m/s. Se debe tener en cuenta que la velocidad real es mayor que la velocidad de diseño debido a que el residuo carbonoso y el plato perforado (cuando este se utiliza) disminuyen el área de paso del gas.
- **Eficiencias:** las eficiencias más relevantes en el proceso de generación de energía eléctrica a partir de la gasificación de la biomasa son la eficiencia de conversión de biomasa en gas y la eficiencia eléctrica del motor-generador. La eficiencia de conversión de biomasa en gas se calcula mediante la siguiente fórmula:

$$\eta_{conver} = \frac{\text{Energía}_{salida}}{\text{Energía}_{entrada}} = \frac{\dot{Q}_{gas} \times PCI_{medio\ del\ gas}}{\dot{M}_{biomasa} \times PCI_{biomasa}} = \frac{21 \frac{m^3}{h} \times 1.595 \frac{kCal}{m^3}}{10 \frac{kg}{h} \times 4.200 \frac{kCal}{kg}} = 79\%$$

y la eficiencia eléctrica es igual a:

$$\eta_{eléctrica_MCI} = \frac{\text{Energía}_{salida}}{\text{Energía}_{entrada}} = \frac{Pot_{salida}}{\dot{Q}_{gas} \times PCI_{medio\ del\ gas}} = \frac{8,7\ kW \times \frac{859\ kCal}{1\ kW}}{21 \frac{m^3}{h} \times 1.595 \frac{kCal}{m^3}} = 22,4\%$$

La eficiencia total es igual a la multiplicación de las dos eficiencias anteriores:

$$\eta_{total} = \eta_{conver} \times \eta_{eléctrica_MCI} = 17\%$$

- **Parámetros de la biomasa:** los parámetros de la biomasa fueron determinados con pruebas realizadas en el laboratorio, el tamaño medio se calculó mediante la criba de una muestra a través de varios tamices. La humedad y las cenizas se determinaron mediante pruebas en una mufla y con una balanza de precisión. La relación aire/biomasa se determinó como se explica en la **sección 2.2.2.**
- **Parámetros de operación:** fueron determinados mediante mediciones realizadas durante las pruebas. Las temperaturas mediante termopares, las

presiones mediante transductores de presión y el caudal mediante anemómetros de hilo caliente y rotámetros. El esquema de los puntos donde se realizan las medidas se muestra en la **Figura 3.26**.

- **Composición del gas:** La composición del gas se determinó mediante el analizador de gases marca Cubic Analyzer. Este analizador mide la concentración en el gas de CO, CO₂ y CH₄ por el método NDIR; el H₂ por el método TCD y el O₂ por el método ECD. (**Anexo A.1.2 “Equipos de medida”**)

5.2.2. Análisis de las experiencias realizadas

Las mediciones realizadas durante las pruebas efectuadas, permitieron determinar los parámetros de operación más importantes en el proceso de gasificación (temperaturas, presiones, composición del gas, poder calorífico y el caudal de entrada de aire, posibilitando su control mediante un variador de frecuencia) caracterizando de esta manera el comportamiento del gasificador a distintas condiciones de operación, buscando las condiciones óptimas para las mismas. Con los datos obtenidos se pudieron analizar los distintos parámetros durante el proceso de gasificación, tanto para los pellets como para el pino triturado:

- Caudal de aire de entrada vs temperaturas en las zonas de combustión y garganta (reducción) y poder calorífico, con este gráfico vemos como influye el caudal de aire de entrada sobre las principales temperaturas en el reactor y sobre el poder calorífico del gas a la salida del gasificador.
- Evolución del perfil de temperaturas durante el encendido, operación y apagado del gasificador.
- Dependencia del poder calorífico final con la composición del gas.
- Variación de las presiones en función del caudal de aire de entrada.

5.2.2.1. Pruebas realizadas con pellets

En las pruebas realizadas gasificando pellets se utilizó el plato perforado de 7,5 cm de diámetro y con orificios de 10 mm (ver fotos 1 y 3 de la **Figura 3.10** y **Figura 5.3**). Sobre la rejilla fija de la zona de reducción no se ubicó ninguna rejilla intercambiable, (ver foto 1 de la **Figura 3.11**).

- **Caudal de aire vs temperaturas en las zonas de combustión y garganta y poder calorífico**

Cuanto mayor es la cantidad de O₂ que entra en la zona de combustión, mayor CO₂ y calor se desprenderá en esta zona y menor será la eficiencia de conversión global de biomasa en gas combustible, pero como el CO₂ se requiere para producir posteriormente CO, y las reacciones requieren ser llevadas a cabo a una temperatura adecuada (las principales reacciones en la zona de reducción son endotérmicas y hacen que la temperatura disminuya), la cantidad de aire introducida debe permitir la generación del calor requerido para mantener el rango de temperatura de operación adecuado en la zona de reducción (**sección 2.1**).

En la **Figura 5.1** se presenta la evolución del caudal de aire de entrada y las temperaturas en las zonas de pirólisis, combustión y reducción, cuando se utiliza como

combustible primario pellets de residuos de madera. La gráfica muestra el comportamiento durante las fases de encendido, operación y el apagado del gasificador sin variaciones importantes de la carga durante una prueba corta. Con un caudal de entrada de aire en el rango de 8 a 10 m³/h y sin el uso de la palanca rompelechos (y rompedóvedas), el PCI y las temperaturas en la zona de combustión y en la garganta no varían significativamente. El PCI queda en el rango de 1.500 a 1.600 kCal/m³ y las temperaturas en la zona de pirólisis, combustión, reducción-garganta y reducción-cono son aproximadamente 300, 1.100, 650 y 450 °C respectivamente. Cuando se aumenta el caudal de aire de entrada, también lo hacen estas temperaturas, debido a que la combustión se acerca más a la completa y se desprende mayor cantidad de calor. Una temperatura de 1.100 °C en la zona de combustión garantiza una baja producción de alquitranes y, por lo tanto, requiere un sistema de limpieza menos robusto. En estas condiciones, el flujo de gas generado alcanza los 15 m³/h lo que indica que el gasificador opera cerca del 70% de su capacidad máxima. El tiempo de encendido es de aproximadamente 10 minutos, y el tiempo de enfriamiento una vez apagado es de cerca de 3 horas. En la **Figura 5.1** también se observa que cuando se trabaja a carga fija los parámetros se mantienen prácticamente constantes.

Figura 5.1 Caudal de aire vs T en las zonas de pirólisis, combustión, reducción y PCI

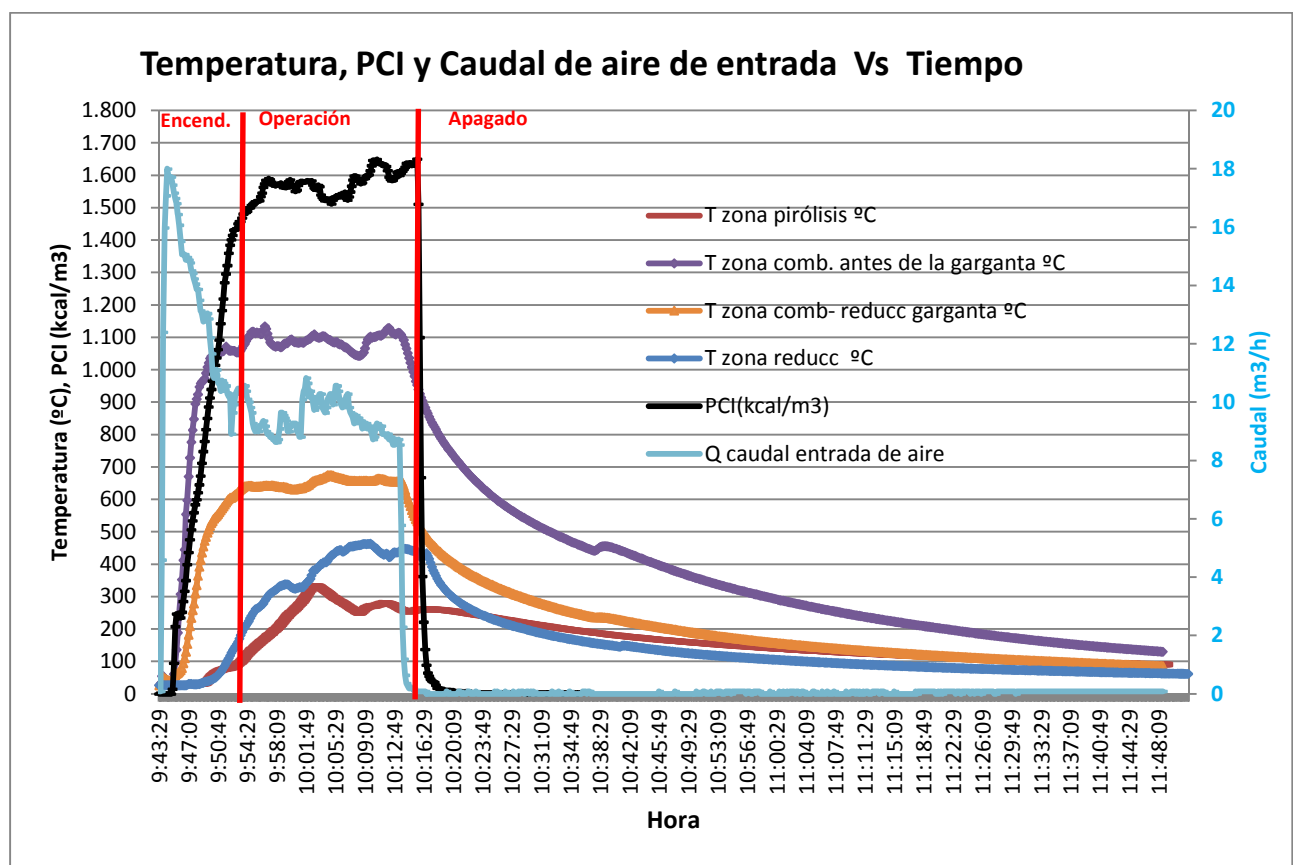
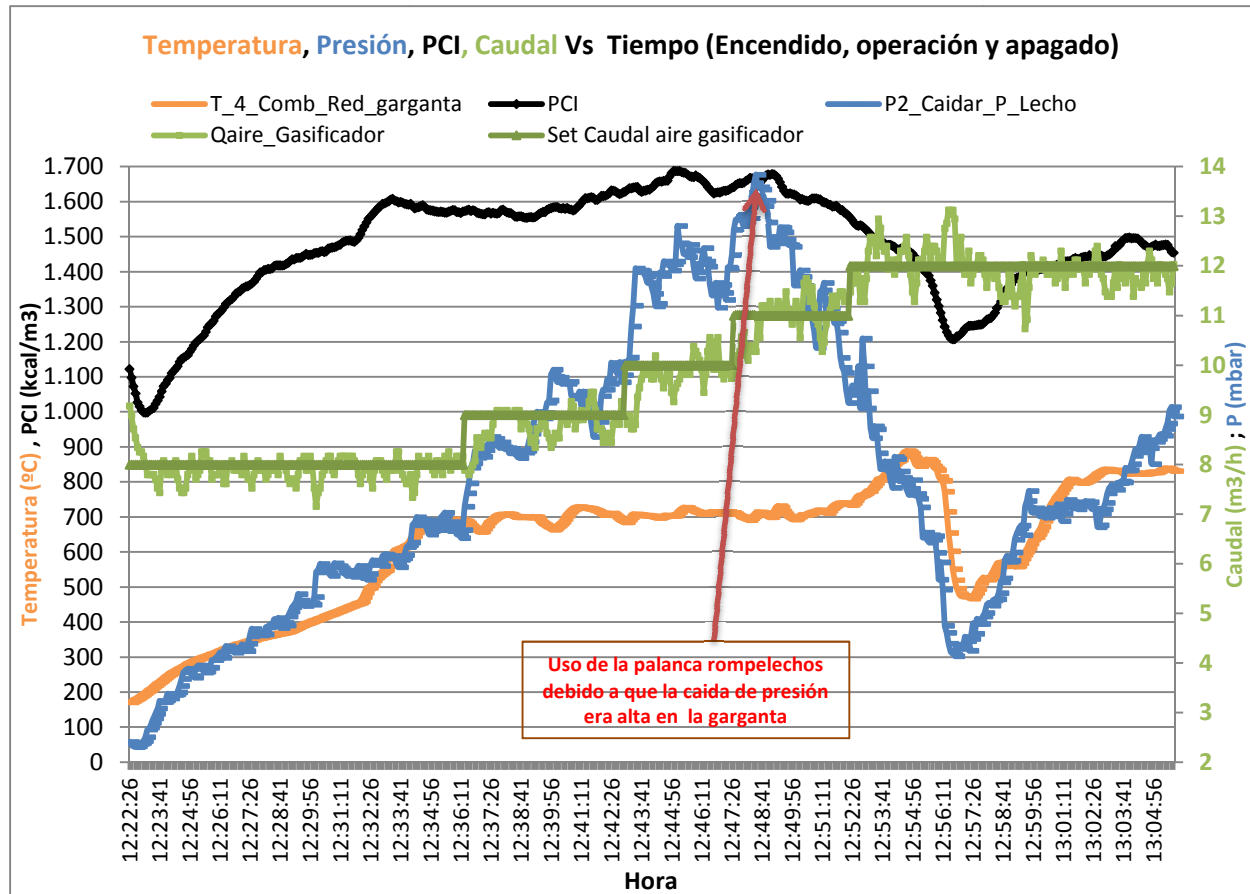


Figura 5.1.1 Temperatura, Presión, y caudal de aire vs tiempo a diferentes cargas.



Nota: la presión P2 es negativa aunque en el gráfico está invertido el signo.

En la **Figura 5.1.1**, se observa como varía el poder calorífico del gas en función del caudal de aire de entrada al reactor (se varía el ingreso de aire de de 8 a 12 m³/h), aunque el PCI aumenta con la cantidad de aire que entra al reactor (como se ve de las 12:37 a las 12:56). Lo que más influye en la calidad del gas es el grado de descomposición de la biomasa que se encuentra en la zona de reducción, mientras la biomasa está fresca y principalmente se piroliza y durante la primera parte del etapa de gasificación, el poder calorífico es bajo y al igual que la caída de presión del lecho y mientras que si la biomasa principalmente se va gasificando, el poder calorífico va aumentando al igual que la caída de presión, por ello cuando se usa la palanca rompelechos (a las 12:47), se despeja la garganta y cae biomasa fresca, baja la caída de presión del lecho, pero también lo hace el poder calorífico. El hecho de que la caída de presión en la garganta sea baja cuando la biomasa es fresca y vaya aumentando cuando la biomasa se va degradando y gasificando, se debe a que este tipo de reacción va disminuyendo el porcentaje de área de paso (o porosidad del lecho) a medida que la biomasa se va gasificando.

- **Composición del gas y PCI**

Analizando la composición del gas en el tiempo, podemos comparar los compuestos que aportan energía al gas. Como se muestra en la **Figura 5.2**, de los tres componentes que aportan energía al gas, el más abundante es el CO seguido del H₂ y del CH₄. La composición del gas de síntesis en la zona estable de operación se detalla en la **Tabla 5.2**.

Figura 5.2 Composición del gas y PCI

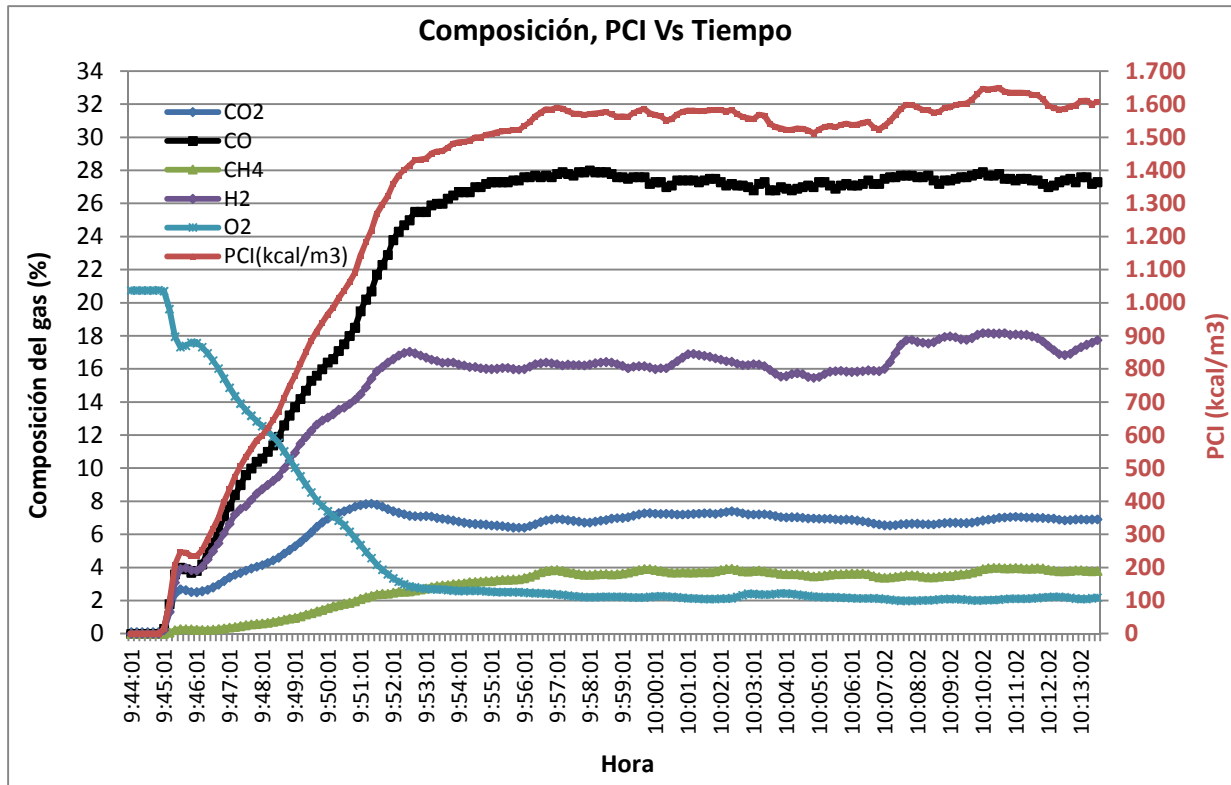
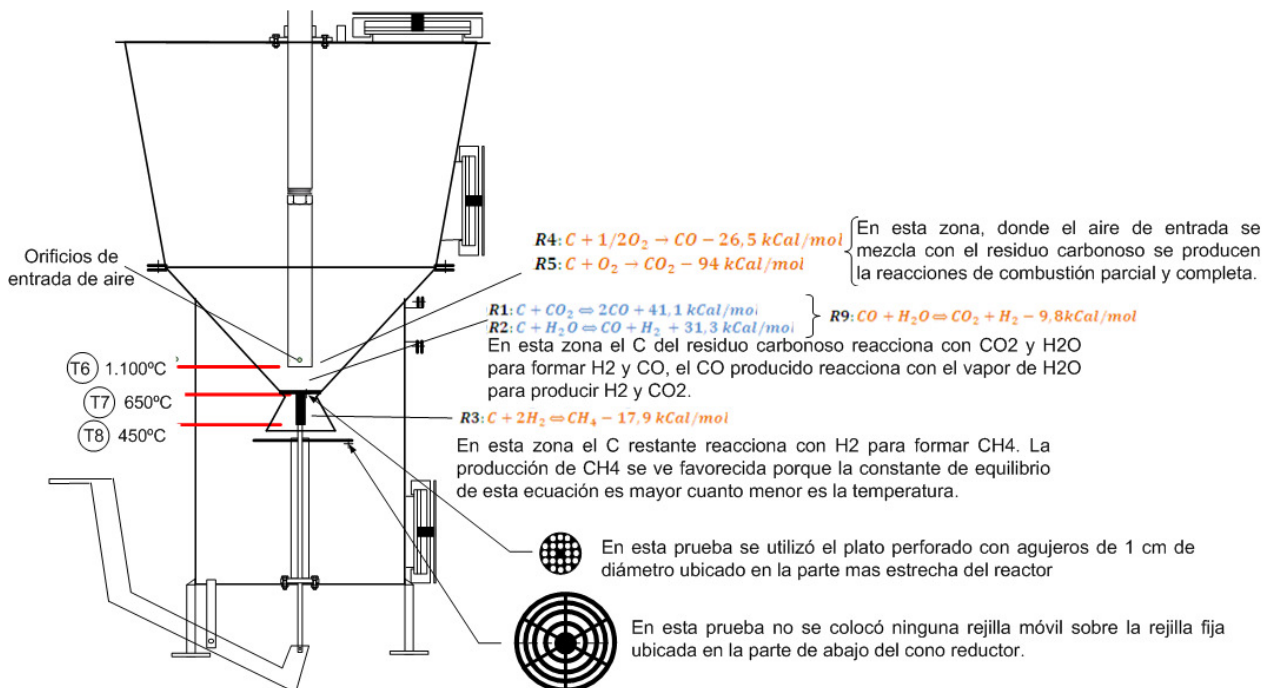


Figura 5.3 Reacciones en las zonas de combustión y reducción, cuando se utiliza un plato perforado



Cuando se utiliza un plato perforado en la parte más estrecha del reactor, la capacidad de procesamiento disminuye (ya que disminuye el área de paso de la zona más estrecha) y el residuo carbonoso tiene menos espacio y tiempo para que se produzcan

las reacciones con los gases (porque el cono reductor no está lleno de residuo carbonoso), pero el gas producido es más limpio debido a que casi todos los alquitranes son craqueados en esta zona. Las reacciones que predominan antes de la garganta son las de combustión parcial en la zona de combustión y la de Boudouard y gasificación con vapor de agua en la zona de reducción-garganta, produciendo principalmente CO y H₂. Posteriormente en el cono de reducción y, favorecida por la baja temperatura se produce CH₄ mediante la reacción del Carbono con el Hidrógeno, lo que posibilita la obtención de un gas con mayor PCI (**Tabla 2.1** y la **Figura 5.3**).

En la **Tabla 5.5**, también se detalla la contribución de cada uno de los gases al PCI total del gas de síntesis. El que más contribuye al PCI del gas es el CO, con el 52%, seguido del H₂ con el 28% y finalmente el CH₄ con el 20%.

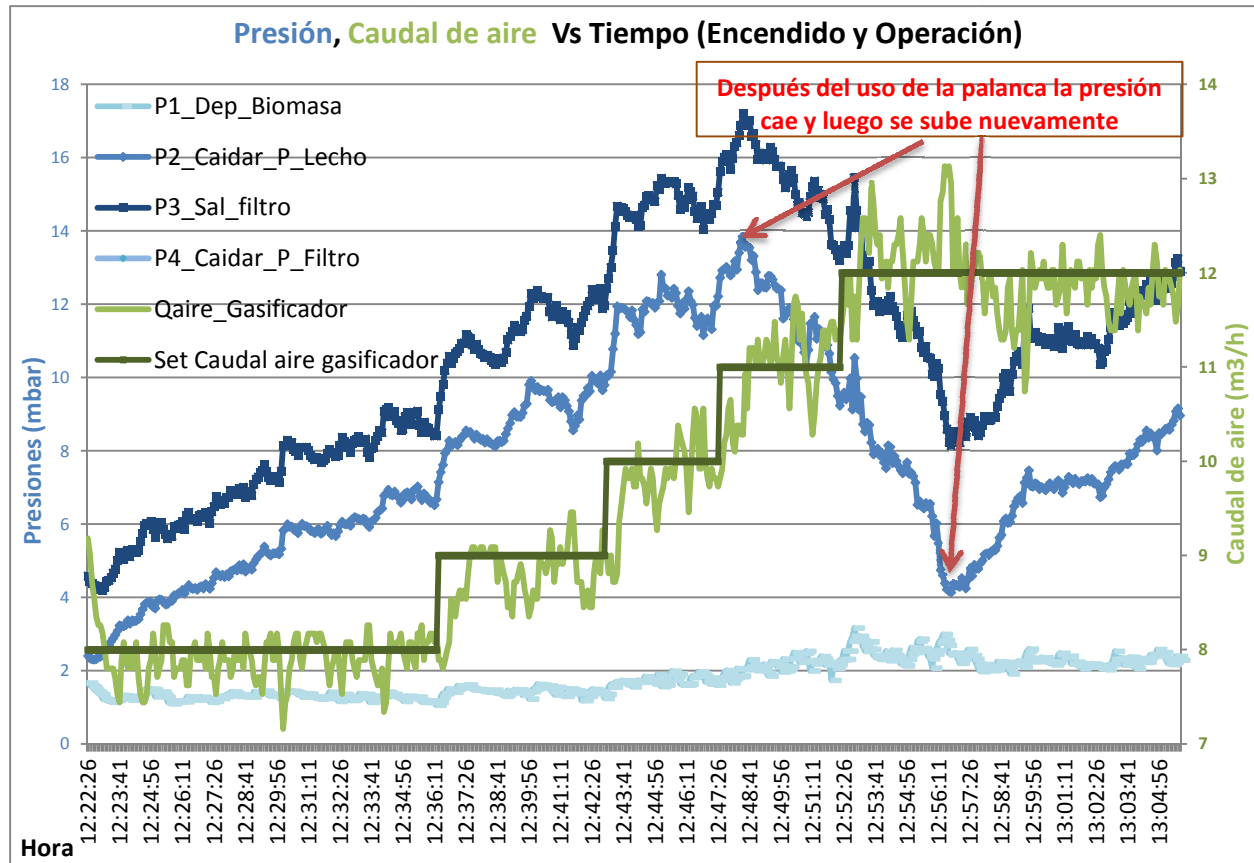
Tabla 5.5 Compuesto que aportan poder calorífico al gas – Lecho fijo

Compuesto	PCI del compuesto kCal/m ³	Concentración en volumen en el gas %	Aporte al PCI kCal/m ³	% de aporte al PCI
CO	3.023	27,4%	828	52%
H ₂	2.572	17,4%	448	28%
CH ₄	8.557	3,7%	318	20%
Syngas (Total)	-		1.593	100%

- **Presiones en función del caudal de aire**

En una planta de gasificación de lecho fijo las presiones nos dan información importante de la operación del gasificador, dando indicaciones sobre la caída de presión de las boquillas, del lecho (principalmente en la zona de la garganta), el grado de suciedad de los filtros y la caída de presión de todo el sistema. En la **Figura 5.4** se observa que en una prueba habitual del gasificador, la caída de presión del lecho aumenta gradualmente, si la palanca rompelechos (o rompebóvedas) no se utiliza, esta caída de presión se estabiliza en un valor cercano a los 18 mbares a un caudal de 13 m³/h de entrada de aire, con el consecuente aumento del consumo de energía (cuando se utiliza la bomba de vacío) o provocando una disminución de la eficiencia del motor por pérdidas de presión en la succión (cuando no se utiliza la bomba de vacío), por ello se recomienda el uso de esta palanca rompelechos cada media hora de operación. Los factores que influyen en la caída de presión del lecho son principalmente, el caudal de aire de entrada (y por lo tanto el caudal de gas que pasa a través de la garganta), el tiempo de operación del reactor y el tiempo desde la última vez que se hizo uso de la palanca (debido al estado de degradación de la biomasa en la zona de la garganta). A un caudal fijo de entrada de aire, la caída de presión suele tardar en aproximadamente entre 30 y 50 minutos en llegar a la caída de presión máxima. En **Figura 5.4** además se observa que la depresión a la salida del filtro aumenta cuando lo hace la caída de presión del lecho, esto se debe a que la depresión en la bomba de vacío es igual a la caída de presión de toda la línea de gas incluida la caída de presión del lecho. Se debe tener en cuenta que las presiones son negativas aunque en el gráfico aparecen como positivas por la inversión de signo en el sistema de medida. Cuando se utiliza el ventilador en serie, el autómata mediante el PID hace disminuir o aumentar la velocidad del motor de la bomba de vacío para mantener el caudal de aire de entrada en el valor de consigna.

Figura 5.4 Presiones en función del caudal de aire (todas la presiones son negativas)



Nota: Las presiones son negativas aunque en el gráfico están invertidas

5.2.2.2. Pruebas realizadas con pino triturado

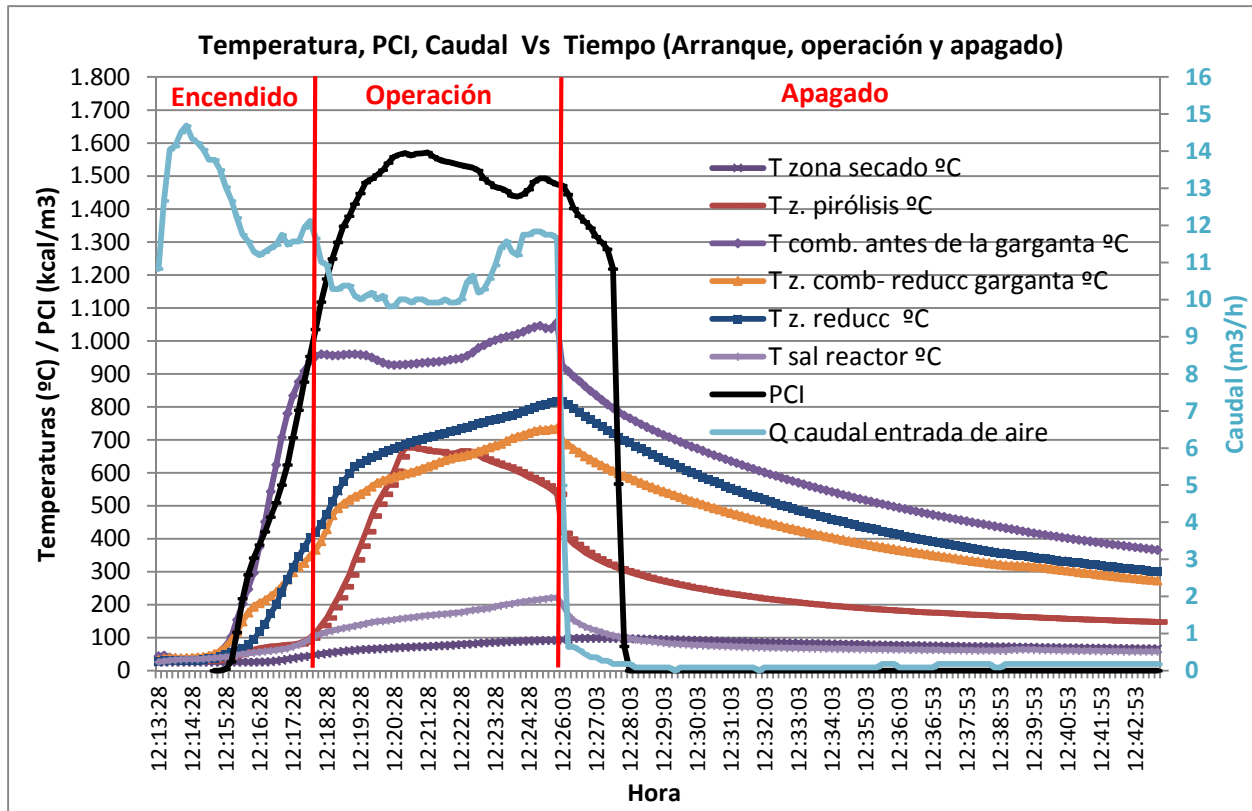
Las pruebas de gasificación con pino triturado se realizaron colocando sobre la rejilla de la zona de reducción, la rejilla intercambiable de 1,1 x 1,1, (ver foto 3 de la **Figura 3.11** y **Figura 5.6**) y en la garganta no se ubicó ningún plato perforado (ver foto 2 de la **Figura 3.6**) dejando la garganta libre. A continuación se muestran los resultados de las experiencias realizadas

- **Caudal de aire vs temperaturas en las zonas de combustión y garganta y PCI**

En la **Figura 5.5** se observa la grafica de caudal de aire de entrada y temperaturas en las zonas de pirólisis, combustión y reducción del gasificador y el PCI del gas generado, utilizado como combustible astillas de pino. La gráfica muestra el comportamiento de estas variables durante las fases de encendido, operación y apagado del gasificador.

El caudal de aire inyectado durante la fase de operación varía entre 10 y 12 m³/h (controlado por el PID del autómat), el PCI del gas generado y la temperatura de la zona de combustión no varía significativamente una vez el gasificador opera de manera estable con un caudal de aire constante. El PCI queda en el rango de 1.450 a 1.550 kCal/m³ y las temperaturas en la zona de pirólisis, combustión, reducción-garganta y reducción-cono son, aproximadamente, 600, 1.050, 750 y 750°C respectivamente.

Figura 5.5 Caudal de aire vs T en las zonas de pirólisis, combustión, reducción y PCI



Al igual que ocurría al utilizar pellets, cuando se aumenta la cantidad de aire de entrada también lo hace la temperatura debido a que la combustión es más cercana a la completa. La temperatura de 1.050 °C en la zona de combustión garantiza una baja producción de alquitranes y, por lo tanto, permite un sistema de limpieza menos robusto. El caudal de salida de gas alcanza los 14 m³/h. La temperatura de 750 °C en la zona de reducción-cono es más alta que cuando no se utiliza platos perforados en la garganta, esto ocurre debido a que en esta zona hay más residuo carbonoso caliente con mayor inercia térmica procedente de la zona de combustión.

- **Composición del gas y PCI**

Si analizamos la composición del gas, podemos determinar los compuestos que le aportan energía, como se muestra en la **Figura 5.7**. De los tres componentes que aportan energía al gas de síntesis, el de mayor contribución es el CO seguido del H₂ y del CH₄. En la **Tabla 5.6** se detallan las contribuciones de los compuestos al PCI total del gas de síntesis.

Figura 5.6 Principales reacciones en las zonas de combustión y reducción sin plato perforado

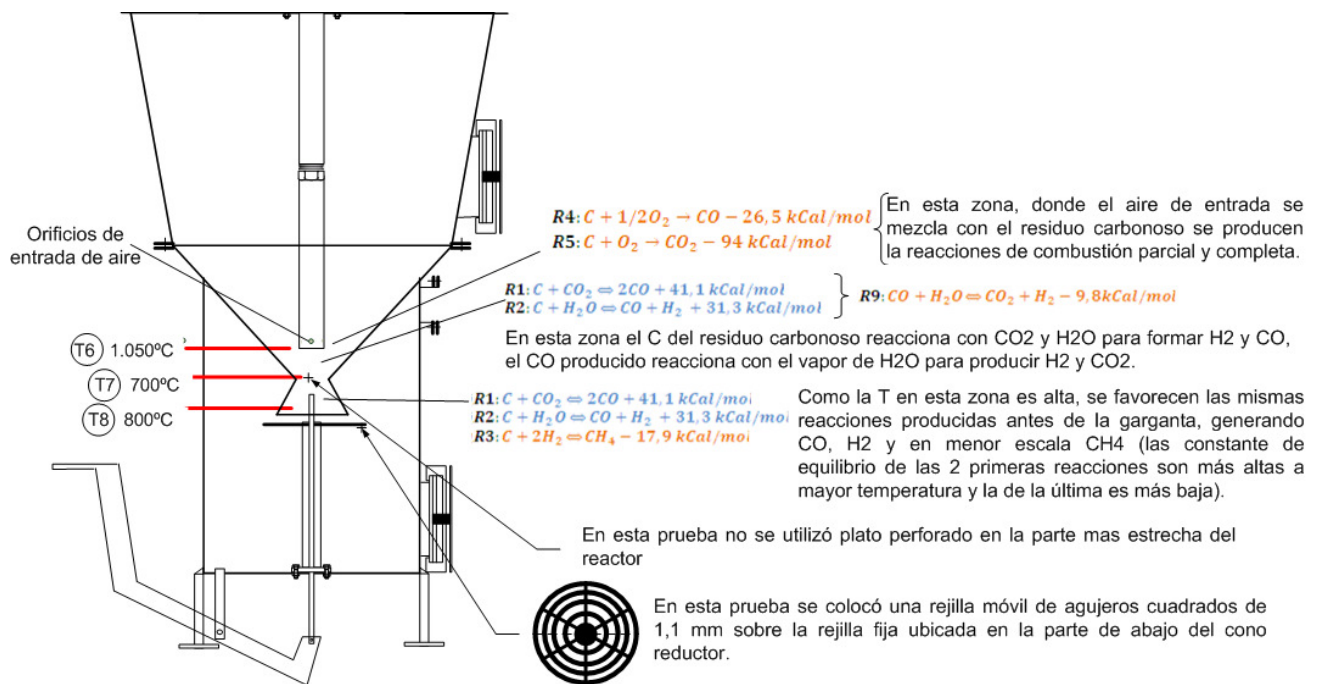


Figura 5.7 Composición del gas y PCI

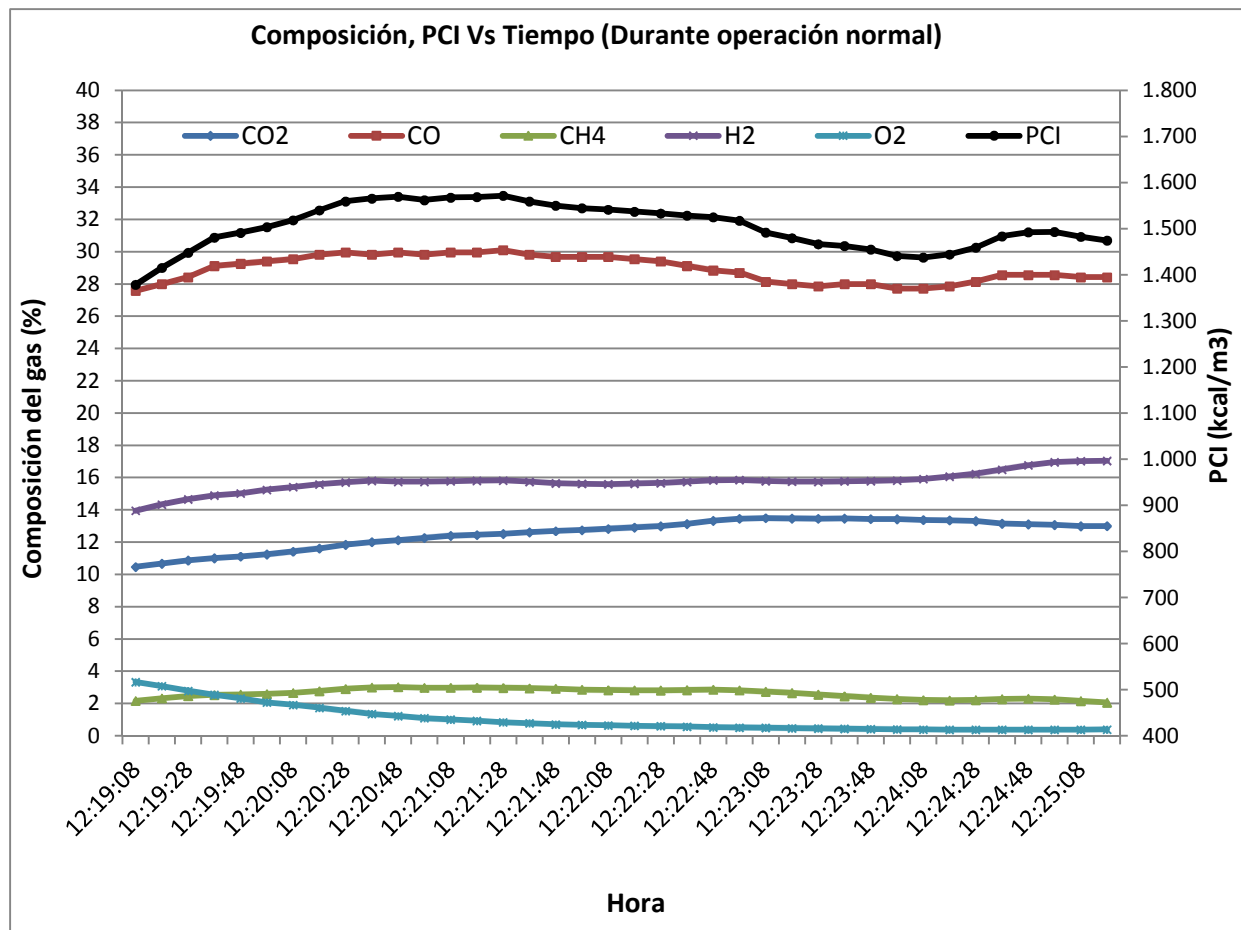


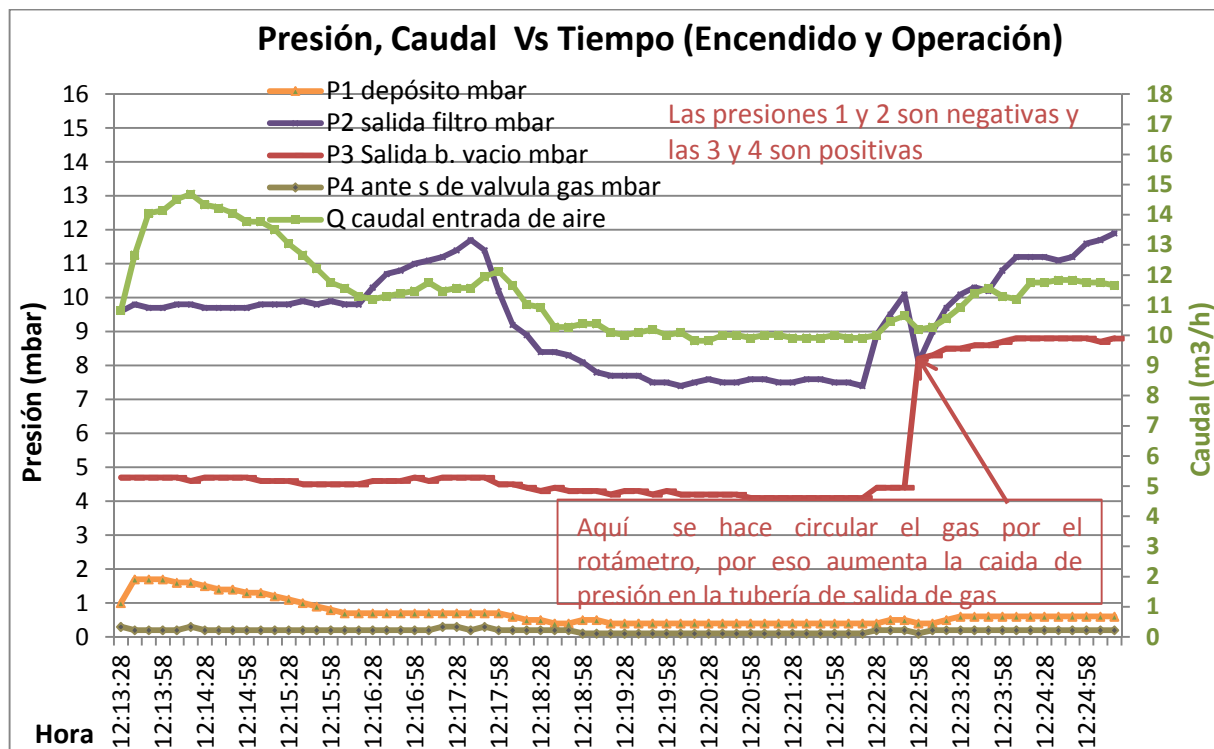
Tabla 5.6 Compuesto que aportan poder calorífico al gas – Lecho fijo

Compuesto	PCI del compuesto kCal/m ³	Concentración en volumen en el gas %	Aporte al PCI kCal/m ³	% de aporte al PCI
CO	3.023	28,9%	874	58%
H ₂	2.572	15,7%	405	27%
CH ₄	8.557	2,6%	224	15%
Syngas (Total)	-		1.503	100%

- **Presiones en función del caudal de aire**

En la **Figura 5.8** se presenta la evolución de la presión en el gasificador y el caudal de entrada de aire. El autómatas mediante el PID, hace disminuir o aumentar la velocidad del motor de la bomba de vacío para mantener el caudal de aire de entrada en el valor de consigna.

Figura 5.8 Presiones en función del caudal de aire



5.2.3. Análisis de la operación continua de la planta de gasificación de lecho fijo Downdraft

Después de realizar las pruebas y llevar a cabo todos los ajustes y las correcciones necesarias, la planta de gasificación de lecho fijo demostró su capacidad para operar sin problemas en forma estacionaria. La planta tiene una autonomía de entre 4 y 10 horas (el tiempo depende de la capacidad del depósito de combustible, de la densidad aparente y del tamaño de la biomasa). Para poder determinar otro tipo de problemas como son la resistencia de los materiales, los plazos precisos de mantenimiento de la planta etc., se deberían realizar pruebas más largas durante días, e incluso semanas. Este tipo de pruebas no se realizaron porque al no disponer de un sistema de alimentación continua no fue el objeto del proyecto de investigación. De todas formas

se intuye, del comportamiento en las pruebas de operación estacionaria que: la planta puede operar sin problemas de manera continua y cualquier inconveniente que se pueda presentar no debería tener difícil solución.

5.3. Resultados obtenidos en la planta de gasificación de lecho fluido burbujeante.

En la **Tabla 5.7** se muestran los indicadores más importantes de la planta de gasificación de lecho fluido burbujeante obtenidos mediante pruebas y comparados con los que aparecen en la bibliografía.

Tabla 5.7 Indicadores importantes de los gasificadores de lecho fluido burbujeante

GASIFICADOR DE LECHO FLUIDO BURBUJEANTE			
INDICADORES IMPORTANTES	IIE	Min	Max
Capacidad para procesar Biomasa kg/h (HR=8%)	10	-	-
Potencia eléctrica kW	9,7	-	-
Gas generado por unidad de biomasa Nm ³ /kg	2,20	2,1	2,6
Energía eléctrica por unidad de Biomasa kWh/kg	0,97	0,8	1,7
Ratio aire inyectado/ gas generado m ³ /m ³	0,7	0,5	0,8
PCI del gas kCal/m ³	1.685	1.000	1.900
Capacidad procesamiento reactor kg/hm ²	1.273	1.000	1.400
V fluidización m/s	0,78	0,4	1
η media de conversión biomasa-gas %	88%	70%	90%
η de conversión gas-electricidad en el MCI %	22%	18%	32%
η eléctrica total (carga nominal) %	19%	13%	29%
CARACTERÍSTICAS DE LA BIOMASA			
Longitud mm	1 a 10	0,5	10
Diámetro mm	1 a 6	0,5	6
Humedad %	7 a 10	5	30
Cenizas pellet/astillas pino %	2/1	0	15
Densidad aparente pellet/astillas pino kg/m ³	719/190	150	900
PARÁMETROS DE OPERACIÓN			
Fracción de aire respecto a la estequiométrica	33%	20%	40%
Relación aire/biomasa húmeda m ³ /kg	1,53	0,93	1,86
Relación aire/biomasa húmeda kg/kg	1,98	1,1	2,3
Presión de operación mbarg	de -55 a 15	-100	100
Temperaturas			
Zona secado °C	700-820	700	900
Zona pirólisis °C	700-820	700	900
Zona combustión °C	700-820	700	900
Zona reducción °C	700-820	700	900
Salida del gas °C	400	350	700
T para evitar la fusión de cenizas	<880		
COMPOSICIÓN GAS			
O ₂ %	0,2	0	1
CO ₂ %	18	10	20
N ₂ %	35	30	60
CO %	26	15	30
H ₂ %	15	7	18
CH ₄ %	6	1	6
Contenido de alquitranes mg/Nm ³		5	20
Alquitranes respecto a la biomasa alimentada %		1	5

Fuentes: (Basu, 2010), (BASU, 2006), (FAO, 1993), (Solar Energy Research Institute, 1988)

5.3.1. Indicadores importantes en las plantas de gasificación de lecho fluido burbujeante.

Los experimentos realizados con el gasificador de lecho fluido, permitieron obtener los resultados que se resumen en la **Tabla 5.7**. Los valores máximos y mínimos proceden de los trabajos similares que están reportados en la bibliografía y los que figuran en la columna IIE fueron obtenidos de los experimentos realizados en el presente trabajo.

A continuación se explica cómo se determinaron cada uno de los parámetros que se muestran en la **Tabla 5.7**.

- **Consumo de biomasa:** el consumo de biomasa se calcula de manera diferente que en el gasificador de lecho fijo, debido a que en el de lecho fluido un tornillo sinfín volumétrico introduce la biomasa en el reactor de forma continua en el lecho. El flujo de biomasa depende del valor impuesto en el variador de frecuencia, de la densidad aparente y de la humedad de la biomasa. La explicación detallada se describe en el apartado “Operar el tornillo sinfín” del **Anexo C**.
- **Potencia eléctrica:** Los datos requeridos para el cálculo de la potencia eléctrica referida al PCI son: eficiencia del motor-generator, flujo de gas producido y PCI del gas generado. Los resultados obtenidos se muestran en la **Tabla 5.8**.

Tabla 5.8 Potencia eléctrica de la planta de gasificación de lecho fluido burbujeante.

Q Gas prod m ³ /h	22
PCI del gas kCal/m ³	1.685
Eficiencia eléctrica MCI continuo hasta 10	22,4%
Pot. Eléc.(Q _{gas} x PCI _{gas} x η _{ele}) kCal/h	8.314
Potencia eléctrica kW	9,7

- **Gas generado por unidad de biomasa:** para determinar la cantidad de gas que se genera por kg de biomasa se dividen los 22 m³/h de gas generado medidos con el rotámetro (durante una prueba a carga constante) entre los 10 kg/h de biomasa consumida, esto es igual 2,2 m³/kg de biomasa.
- **Energía eléctrica generada por unidad de Biomasa:** para determinar la potencia eléctrica generada por kg de biomasa se dividen los 9,7 kW de potencia de la planta entre 10 kg/h de biomasa consumida, esto es igual 0,97 kWh/kg de biomasa.
- **Relación aire inyectado/gas generado:** este indicador, obtenido a partir de las medidas de flujo de aire inyectado y gas generado se calcula dividiendo la cantidad de aire que entra (15,35 m³/h) entre el gas que sale (22 m³/h), esto nos indica que el aire que entra al gasificador para reaccionar con la biomasa es aproximadamente el 70% en volumen del gas que sale.
- **Poder calorífico inferior del gas:** nos indica la cantidad de energía que contiene el gas y depende principalmente de su contenido en CO, H₂ y CH₄ y se calcula como se explicó en la **sección 5.2**.

- **Capacidad de procesamiento de biomasa en el reactor y velocidad de fluidización:** la capacidad de procesamiento de biomasa viene condicionada por las dimensiones del reactor. Cuanto menor sea el diámetro del reactor, menor será su capacidad máxima de procesar biomasa. Es importante, además mantener un valor de la velocidad de fluidización, entre 0,4 y 1 m/s, para disponer del tiempo necesario para llevar cabo las reacciones químicas entre el aire y la biomasa. El diámetro del reactor es un parámetro importante para obtener dicha velocidad de fluidización adecuada. En el gasificador de lecho fluido donde se realizaron las pruebas el diámetro reactor es de 10 cm y el área es de 0,00785 m², el flujo de biomasa máximo es de 10 kg/h y el caudal de gas es de 22 m³/h por lo tanto la capacidad máxima de procesamiento de biomasa en el reactor es de 1.273 kg/hm² y la velocidad de fluidización es de 0,78 m/s. La velocidad de fluidización se calcula con el caudal de aire entrada y el diámetro del reactor.
- **Eficiencias:** las eficiencias más relevantes son las eficiencias de conversión de biomasa en gas y la eficiencia eléctrica del motor. La eficiencia de conversión de biomasa en gas es:

$$\eta_{conver} = \frac{\text{Energía}_{salida}}{\text{Energía}_{entrada}} = \frac{\dot{Q}_{gas} \times PCI_{medio\ del\ gas}}{\dot{M}_{biomasa} \times PCI_{biomasa}} = \frac{22 \frac{m^3}{h} \times 1685 \frac{kCal}{m^3}}{10 \frac{kg}{h} \times 4.200 \frac{kCal}{kg}} = 88\%$$

La eficiencia eléctrica es:

$$\eta_{eléctrica} = \frac{\text{Energía}_{salida}}{\text{Energía}_{entrada}} = \frac{E_{salida}}{\dot{Q}_{gas} \times PCI_{medio\ del\ gas}} = \frac{9,7\ kWh \times 859 \frac{kCal}{kWh}}{22 \frac{m^3}{h} \times 1.685 \frac{kCal}{m^3}} = 22\%$$

Y la eficiencia total: $\eta_{total} = \eta_{conver} \times \eta_{eléctrica} = 88\% \times 22\% = 19\%$

- **Parámetros de la biomasa:** los parámetros de la biomasa fueron determinados en laboratorio. Así, el tamaño medio se obtuvo tomando muestras de astillas o pellets y determinando los valores promedio. La humedad y las cenizas se determinaron mediante pruebas en una mufla y con una balanza de precisión, y la relación aire/biomasa se determinó como se explica en la **sección 2.2** “Cálculo de la relación aire/Biomasa”.
- **Parámetros de operación:** las temperaturas se determinaron mediante termopares, las presiones mediante transductores de presión y el caudal mediante anemómetros de hilo caliente y rotámetros. El número de sensores y su ubicación se muestran en la **Figura 3.54**.
- **Composición del gas:** La composición del gas se determinó mediante el analizador de gases marca cubic analyzer. Este analizador mide el CO, CO₂ y CH₄ por el método NDIR; el H₂ por el método TCD y el O₂ por el método ECD (**Anexo A.1.2** “Equipos de medida”).

5.3.2. Análisis de las experiencias realizadas

Al igual que en la planta de gasificación de lecho fijo downdraft, las mediciones realizadas durante las pruebas, permitieron determinar los parámetros de operación más importantes en el proceso de gasificación (temperaturas, presiones, composición del gas y el caudal de entrada de aire para su control mediante un variador de frecuencia, así como el caudal del gas de salida mediante un rotámetro) y conocer el comportamiento del gasificador. Con los datos obtenidos se llevó a cabo un análisis del proceso de gasificación y se tomaron las medidas necesarias para mejorarlo.

Una gran parte de los cálculos de la **Tabla 5.7** fueron realizados con datos obtenidos de las mediciones realizadas, con dichos datos se realizó el análisis de:

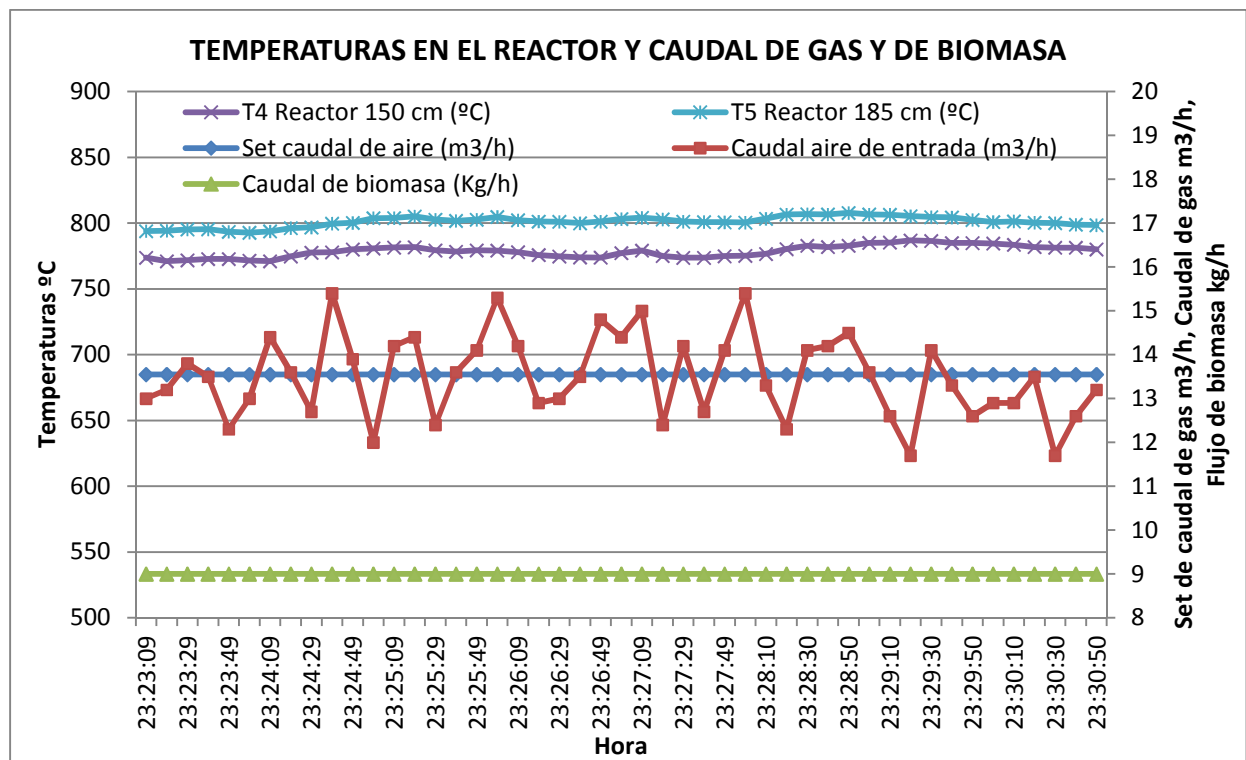
- **El caudal de aire y flujo de biomasa vs temperaturas** a 2 alturas distintas del reactor (150 y 185 cm de la parte superior como se muestra en la **Figura 3.39**), se analiza cómo influye el caudal de aire de entrada y el flujo de biomasa sobre las temperaturas.
- **Composición del gas:** cómo afecta cada uno de los componentes del gas al PCI final.
- el perfil de todas las **temperaturas en el tiempo** para saber cómo evolucionan estas durante el encendido, la operación y apagado del gasificador
- y finalmente como cambian las **presiones en función del caudal de aire**

A continuación se explican cada uno de los anteriores.

- **Flujo de biomasa, caudal de aire y temperaturas**

En la **Figura 5.9** se presenta la evolución del flujo de biomasa, el caudal de aire inyectado y las temperaturas en distintos puntos del reactor (zona de combustión y garganta) durante la operación del gasificador. El caudal de biomasa se mantiene fijo en 9 kg/h mediante el variador de frecuencia del tornillo de alimentación, y mediante la función PID del autómatas se intenta mantener el caudal de aire de entrada constante en 13,5 m³/h con el fin de mantener fija la relación aire/biomasa, (Sección “Operación Automática del gasificador de lecho fluido del **Anexo C**”). Sin embargo, para mantener el caudal de entrada constante se deben evitar fluctuaciones en el lecho que hacen que el caudal de entrada y la presión no se mantengan constantes. Mediante pruebas en frío se determinó que para evitar las fluctuaciones y obtener una óptima fluidización, el distribuidor (plato perforado de entrada de aire) debe tener una caída de presión en función de la caída de presión del lecho de arena (ver “Determinación de la caída de presión del distribuidor” **Anexo G**), no obstante, el reactor funciona de manera adecuada inclusive con las fluctuaciones del caudal de aire de entrada. La temperatura de operación adecuada del reactor está entre 700 y 870°C. Adicionalmente se hicieron experimentos a una temperatura superior 900°C aumentando la relación aire biomasa, pero a esta temperatura se produjo aglomeración de arena con cenizas por la fusión de éstas.

Figura 5.9 Caudal de aire, biomasa y temperaturas en las zonas de combustión y garganta



- **Temperaturas, caudal de biomasa y composición del gas y PCI**

La **Figura 5.10** presenta la evolución de las temperaturas en el reactor, junto con la composición del gas generado (CO , H_2 y CH_4) y su PCI deducido a partir de dichas contribuciones.

Se realizó una prueba independiente para conocer el perfil de temperaturas durante el encendido, la operación y el apagado del gasificador. En la **Figura 5.11** se observa que el gasificador tarda entre 20 y 30 minutos en encender, una vez encendido, se mantiene la relación aire/biomasa constante ($1,53 \text{ m}^3/\text{kg}$) y se conservan las temperaturas en el reactor (entre 700 y $860 \text{ }^\circ\text{C}$). Durante el proceso de apagado, las temperaturas en el reactor aumentan momentáneamente debido a que se corta la alimentación de biomasa y se sigue introduciendo la misma cantidad de aire, con lo que aumenta la relación aire/biomasa y se favorece las reacciones de combustión (**Figura 5.10**), una vez se ha consumido toda la biomasa, la temperatura en el reactor empieza a disminuir, el aire que entra ya no reacciona con la biomasa sino que pasa por la cámara de sedimentación y el ciclón donde hay restos de residuo carbonoso y alquitranes que aún tienen carbono, éstos al mezclarse con aire y debido a que la temperatura está por encima de la temperatura de ignición ($200 \text{ }^\circ\text{C}$), dan lugar a una combustión que hace que aumente la temperatura en los conductos que preceden al intercambiador de calor (**Figura 5.11**). Cuando se ha consumido toda la carbonilla, la temperatura baja nuevamente. Una ventaja de este método de apagado es que todo el carbono y los alquitranes que están en el reactor se consumen al reaccionar con el aire y el reactor queda libre de residuo carbonoso, con la carga de arena y listo para la próxima prueba.

Figura 5.10 Temperaturas, composición del gas y PCI

El Aumento de la Temperatura durante el apagado se deba a que cuando se corta la alimentación de biomasa se mantiene la entrada de aire.

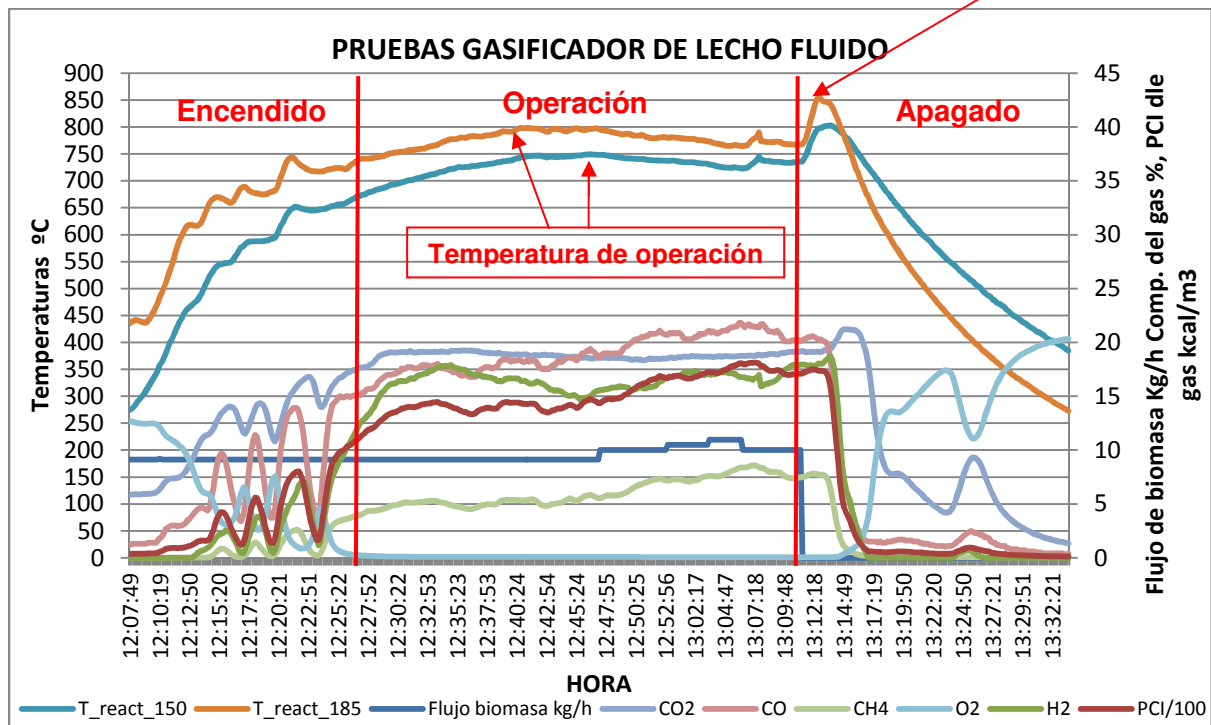
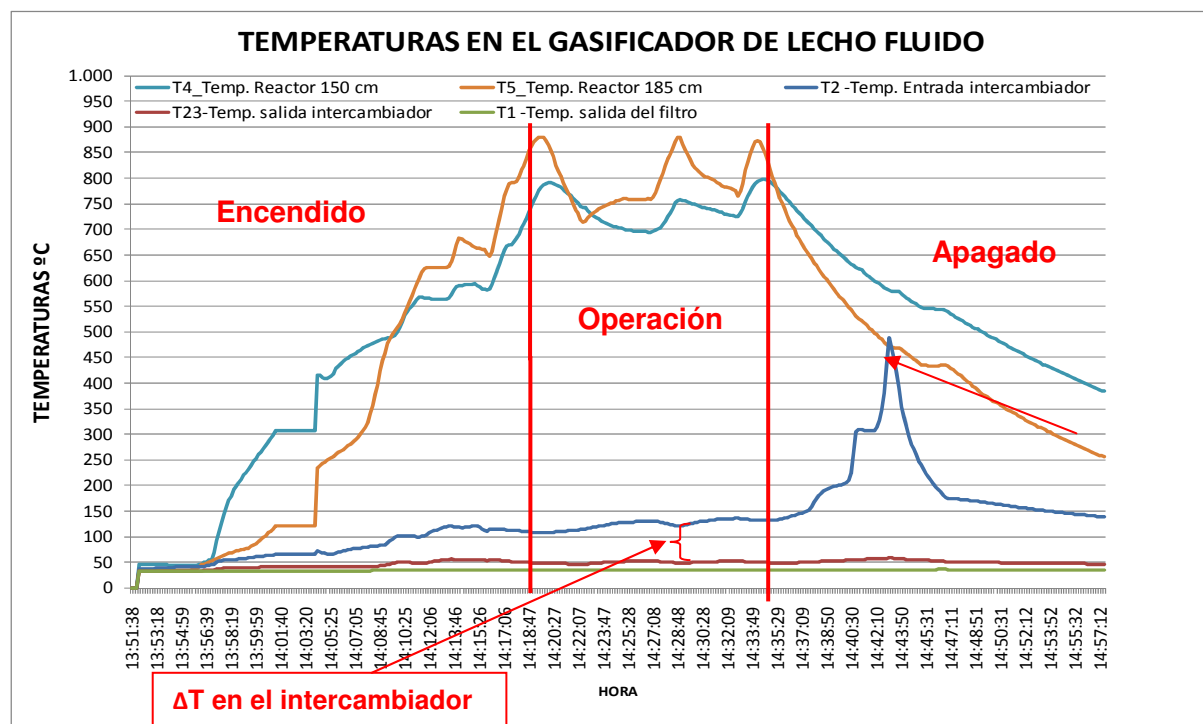


Figura 5.11 Perfil de temperaturas en el gasificador de lecho fluido burbujeante



5.3.3. Parámetros de operación de la planta

La **Tabla 6.8** resume los parámetros de operación normal del gasificador con indicación del sensor a utilizar, su ubicación y el rango de variación aceptable.

Tabla 5.9 Parámetros de operación normales en la planta de lecho fluido burbujeante

Donde se mide	Que se mide	Und.	Mín	Máx	Observaciones
Manómetro diferencial caída presión lecho reactor	P1, Caída de presión del lecho	mbar	9	20	Si es >revisar rejilla superior, si es < revisar cantidad de arena en el lecho
Manómetro diferencial del Intercambiador	P2, Caída de presión del intercambiador	mbar	0	5	Si es mayor limpiar intercambiador.
Manómetro diferencial del lavador y filtro	P3, Caída de presión de lavador de gases y filtro	mbar	45	60	Si es >, verificar si el filtro está obturado o si el nivel de agua es mayor de 45 cm, si es menor verificar si el nivel de agua es menos de 45 cm.
Manómetro diferencial presión de salida del gas	P4, Presión de salida del gas hacia el motor	mbar	0	2	Si es mayor, verificar que la válvula de salida de gas esté abierta.
Cámara de vacío	T1, Temperatura a la salida del filtro	°C	25	35	Temperatura ambiente
Entrada intercambiador	T2 Temperatura a la entrada del intercambiador	°C	100	170	Puede ser mayor solo en el apagado
Salida del intercambiador	T3 Temperatura a la salida del intercambiador	°C	40	60	Si es > verificar intercambiador
A 150 cm de la tapa superior del reactor	T4 Temperatura parte media del reactor	°C	670	770	
A 185 cm de la tapa superior del reactor	T5 Temperatura parte baja del reactor	°C	700	800	
A 100 cm de la tapa superior del reactor	T6 Temperatura parte alta del reactor	°C	600	730	
A 170 cm de la tapa superior del reactor	T7 Temperatura parte media del reactor	°C	700	800	
A 200 cm de la tapa superior del reactor	T8 Temperatura parte baja del reactor	°C	700	800	
Variador de frecuencia de la bomba de vacío	Frecuencia de la bomba de vacío	Hz	24	26,5	
Tubería de entrada de aire	Velocidad del aire	m/s	1	2	
Tubería de entrada de aire	Caudal de aire	m ³ /h	10	20	
Se calcula con el flujo de Biomasa de entrada	Set de velocidad de aire de entrada	m/s	1,2	1,9	Depende del caudal de Biomasa
Se calcula con el flujo de Biomasa de entrada	Set de caudal de aire de entrada	m/s	11	17	Depende del caudal de Biomasa
Se calcula con la velocidad del aire de entrada	Velocidad de fluidización (V aire en el reactor)	m/s	0,3	0,8	
Rotámetro de salida de gas	Q1 Caudal de gas de salida	m ³ /h	15	30	
Rotámetro de recirculación	Q2 Caudal de recirculación	m ³ /h	0	30	
Tornillo sin fin	Frecuencia del motor del tornillo	Hz	25	50	
Tornillo sin fin	Flujo de biomasa	kg/h	7	14,5	

5.4. Comparación de las dos tecnologías de gasificación

La **Tabla 5.9** compara las dos tecnologías de gasificación estudiadas, con indicación de los valores obtenidos para los distintos parámetros de interés en las experiencias realizadas y los rangos de variación en los valores existentes en la bibliografía.

Tabla 5.9 Comparación de la tecnología de lecho fijo downdraft y fluido burbujeante

INDICADORES IMPORTANTES	GLFijo Downdraft			GLFluido Burbujeante		
	IIE	Min	Max	IIE	Min	Max
Capac. para procesar Biomasa kg/h	10	-	-	10	-	-
Potencia eléctrica kW	8,7	-	-	9,7	-	-
Gas generado por unidad de biomasa	2,1	2	2,5	2,20	2,1	2,6
Energía generada por unidad de	0,87	0,7	1,5	0,97	0,8	1,7
Relación aire inyectado / gas generado	0,73	0,5	0,8	0,7	0,5	0,8
PCI del gas kCal/m ³	1.595	900	1.700	1.685	1.000	1.900
Capacidad procesamiento kg/hm ²	2.674	1.000	4.000	1.273	1.000	1.400
V gas garganta o V fluidización m/s	1,5	1	3	0,78	0,4	1
η media de conversión biomasa-gas %	79%	65%	85%	88%	70%	90%
η de conversión gas-electricidad en un	22%	18%	32%	22%	18%	32%
η eléctrica total (carga nominal) %	17%	12%	27%	19%	13%	29%
CARACTERÍSTICAS DE LA BIOMASA						
Diámetro mm	5 a 50	5	60	1 a 6	0,5	6
Largo mm	5 a 50	10	60	1 a 10	0,5	10
Humedad %	7 a 10	5	30	7 a 10	5	30
Cenizas %	1 a 2	0	15	2/1	0	15
Densidad aparente pellet/astillas pino	719/190	150	900	719/190	150	900
PARÁMETROS DE OPERACIÓN						
R aire/biomasa respecto a la	33%	20%	40%	33%	20%	40%
R aire/biomasa húmeda m ³ /kg	1,53	0,93	1,86	1,53	0,93	1,86
R aire/biomasa húmeda kg/kg	1,98	1,1	2,3	1,98	1,1	2,3
Presión de operación mbarg	de -14 a 10	-15	10	de -55 a	-100	100
Temperaturas						
Zona secado °C	100-200	100	300	700-820	700	900
Zona pirólisis °C	300-600	300	600	700-820	700	900
Zona combustión °C	1.000-	600	1.400	700-820	700	900
Zona reducción °C (depende de rejilla)	600-1.100	500	1.200	700-820	700	900
Salida del gas °C	300-400	300	700	400	350	700
T para evitar la fundición de cenizas	<1.250			<880		
COMPOSICIÓN GAS (Condiciones						
O ₂ %	0,4	0	1	0,2	0	1
CO ₂ %	7	7	18	18	10	20
N ₂ %	44	30	60	35	30	60
CO %	27	15	30	26	15	30
H ₂ %	17	7	18	15	7	18
CH ₄ %	3	1	6	6	1	6
Contenido de alquitranes mg/Nm ³	-	0,015	3	-	5	20
Alquitranes respecto a la biomasa	-	0,5	2	-	1	5

Fuentes: (Basu, 2010); (BASU, 2006); (FAO, 1993); (Solar Energy Research Institute, 1988); (Missouri Department of Natural Resources, 1983).

5.5. Conclusiones del capítulo

La conclusión fundamental de los estudios experimentales descritos en el presente capítulo es que las tecnologías de gasificación de lecho fijo downdraft y de lecho fluido burbujeante son viables y pueden ser utilizada para la generación de energía tanto térmica como eléctrica en aplicaciones de baja potencia, aunque las tecnologías están en etapa de desarrollo y deben realizarse mejoras para su uso continuo y aumentar el nivel de seguridad. Más concretamente, destacaríamos:

- Según las pruebas realizadas, la tecnología de gasificación puede ser utilizada para la generación de energía eléctrica.
- Estas plantas puede operar sin problemas de manera continuada, si se utilizan los materiales y las técnicas de mantenimiento y eliminación de alquitranes y cenizas adecuadas.
- La planta de de gasificación de lecho fijo debe operar a una temperatura entre 1.000 y 1.100°C para disminuir la concentración de alquitranes en el gas. Esto exige un diseño óptimo del sistema de admisión de aire en el reactor y materiales que soporten dichas temperaturas.
- La planta de gasificación de lecho fluido burbujeante debe operar en un rango de temperatura de 700 a 870 °C para evitar la aglomeración entre cenizas y arena, debido a la fundición de cenizas.
- El PCI medio del gas generado está entre 1.400 y 1.600 kCal/m³ en la planta de lecho fijo y 1.500 y 1.700 kCal/m³ en la de lecho fluido. El mayor poder calorífico del gas en el gasificador de lecho fluido se debe al mejor contacto entre partículas en este tipo de lechos y a la menor temperatura de operación.

5.6. Referencias del capítulo

Basu, Prabir. 2010. *Biomass Gasification and Pyrolysis, practical design and theory editorial.* s.l. : Elsevier, 2010. pág. 376. ISBN 13: 978-0-12-374988-8.

Basu, Prabir. 2006. *Combustion and Gasification in Fluidized Beds.* Estados Unidos : Taylor & Francis, 2006. pág. 143. ISBN: 9780849333965.

FAO. 1993. *El gas de madera como combustible para motores.* Estudio FAO Montes 72, Subdirección de productos no madereros y energía, Subdirección de Industrias madereras, Departamento de Montes, Organización de las Naciones Unidas para la Agricultura y la Alimentación. Roma : s.n., 1993. ISBN 92-5-302436-4.

Missouri department of natural resources. 1983. *Missouri wood gasifier.* Division of energy, Missouri department of natural resources. 1983.

Solar Energy Research Institute. 1988. *Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine systems.* 1988.

Vargas, Carlos. 2007. *Caracterización de Residuos Biomásicos de la Comunidad Valenciana y Análisis de su Combustión en Caldera.* Instituto de Ingeniería Energética, Universidad Politécnica de Valencia. Valencia : s.n., 2007. Trabajo de Investigación para optar al Diploma de estudios avanzados.

6. VIABILIDAD TÉCNICA, ECONÓMICA Y MEDIOAMBIENTAL

6.1. Viabilidad técnica

Después de realizar las pruebas y llevar a cabo todos los ajustes y las correcciones para ponerlas a punto, las plantas de gasificación de lecho fijo y fluido operaron sin problemas durante las pruebas realizadas. Cada una de las plantas tiene una autonomía entre 4 y 10 horas, debido al tamaño reducido de la tolva de alimentación. Sin embargo, esta autonomía puede ser aumentada mediante la incorporación de un sistema de alimentación que permita la recarga del reactor sin necesidad de efectuar la parada del mismo.

Aunque las plantas no han funcionado de forma continua, como es el caso de una planta industrial, se intuye de la experiencia acumulada en la operación de las mismas que pueden operar sin problemas de manera continua y, por lo tanto se concluye que en sitios con demanda de energía reducida (inferior a 100 kW) las plantas de gasificación, usando tanto la tecnología de lecho fijo como la de lecho fluido para la generación de energía eléctrica y térmica, son técnicamente viables.

Adicionalmente, se pudo corroborar que ambos sistemas se pueden construir de manera fiable y segura con las tecnologías existentes. El plan de mantenimiento estimado para que la planta opere de dicha manera se muestra en el **Anexo E**.

6.2. Viabilidad económica

En este apartado se muestran los resultados del estudio de viabilidad económica para las plantas de gasificación de biomasa analizadas, para ello se determinan los costes de instalación, el coste del kWh generado, el tiempo de recuperación de la inversión y la rentabilidad obtenida. Estos parámetros se comparan con los de un sistema de generación de electricidad que utiliza un motor-generador alimentado con gas natural y otro que utilizase gasoil. Todas las opciones anteriores se comparan desde el punto de vista económico tanto en aplicaciones de generación de electricidad en zonas aisladas como en sistemas conectados a la red.

6.2.1. Viabilidad económica - Lecho fijo downdraft.

6.2.1.1. Costes de construcción

Para calcular los costes de construcción de este tipo de gasificador, se parte de la inversión realizada en la planta de gasificación de lecho fijo downdraft de 9 kW que se ha utilizado en los experimentos del presente trabajo, y la estimación de los costes de una planta de 52 kW. En este segundo caso, se utilizaron presupuestos pedidos a diversas empresas metalmecánicas para la construcción de los elementos principales, y, para el resto de componentes, de la extrapolación de costes de la planta de 9 kW. En la **Tabla 6.1** se muestran los costes obtenidos, y en el **Anexo H** se muestran los costes detallados.

El coste de la potencia instalada varía de 7.900 a 2.100 €/kW cuando se compara una planta de operación continua con una potencia de 9 kW con una de 52 kW. Esto se debe a que hay costes que tienen casi el mismo valor para ambas potencias, como por

ejemplo el cuadro eléctrico, el sistema de automatización y la instrumentación. En otros costes, la proporción por el aumento de tamaño de los componentes de la planta no aumenta en la misma proporción que la potencia. Así, los equipos principales de la planta de 52 kW cuestan aproximadamente el doble que el de la planta de 9 kW, por lo tanto, en este caso, mientras la relación de aumento de potencia es de 1:5, el aumento de coste es de 1:2 (**Tabla 6.1**).

Tabla 6.1 Costes de instalación en las plantas de gasificación de lecho fijo de 9 y 52 kW

Potencia del gasificador de lecho fijo	9 kW	52 kW
Equipos principales	16.000	32.000
Equipos auxiliares	3.300	5.500 €
Cuadro eléctrico, sistema de automatización e instrumentación	8.200	8.200 €
Costes de fabricación (incluyen costes de personal)	31.000	46.500
Total sin IVA	58.500	92.200
IVA (18%)	10.500	16.600
Total con IVA	69.000	108.800
Coste por kWe instalado	7.900	2.100

Debido a que esta instalación es una planta piloto para investigar, para realizar el cálculo de los costes no se ha tenido en cuenta la utilidad de la empresa, ni los costes de los terrenos, los cuales dependen del sitio de ubicación de la central. Se han considerado los costes de los equipos y los costes de fabricación (incluyendo los costes de personal), **los costes de los equipos se han minimizado buscando en el mercado los mejores precios posibles sin castigar la calidad del producto final**. En los costes de instalación no se han considerado las subvenciones, que podrían suponer un 30% del coste de construcción, aunque en España depende de cada comunidad autónoma. Además se debe tener en cuenta que una planta cuya finalidad no es la investigación, podría utilizar menos instrumentación y mano de obra, lo cual podría disminuir el costes de manera importante. El coste podría ser reducido más aún si la fabricación se realiza en serie.

6.2.1.2. Tiempo de recuperación de la inversión

En aplicaciones de pequeña potencia, dos de las variables que mayor influencia tienen en el coste final del kWh producido son: el coste de la biomasa y la potencia eléctrica de la planta. Cuanto mayor es la planta, más económico es el coste de generación.

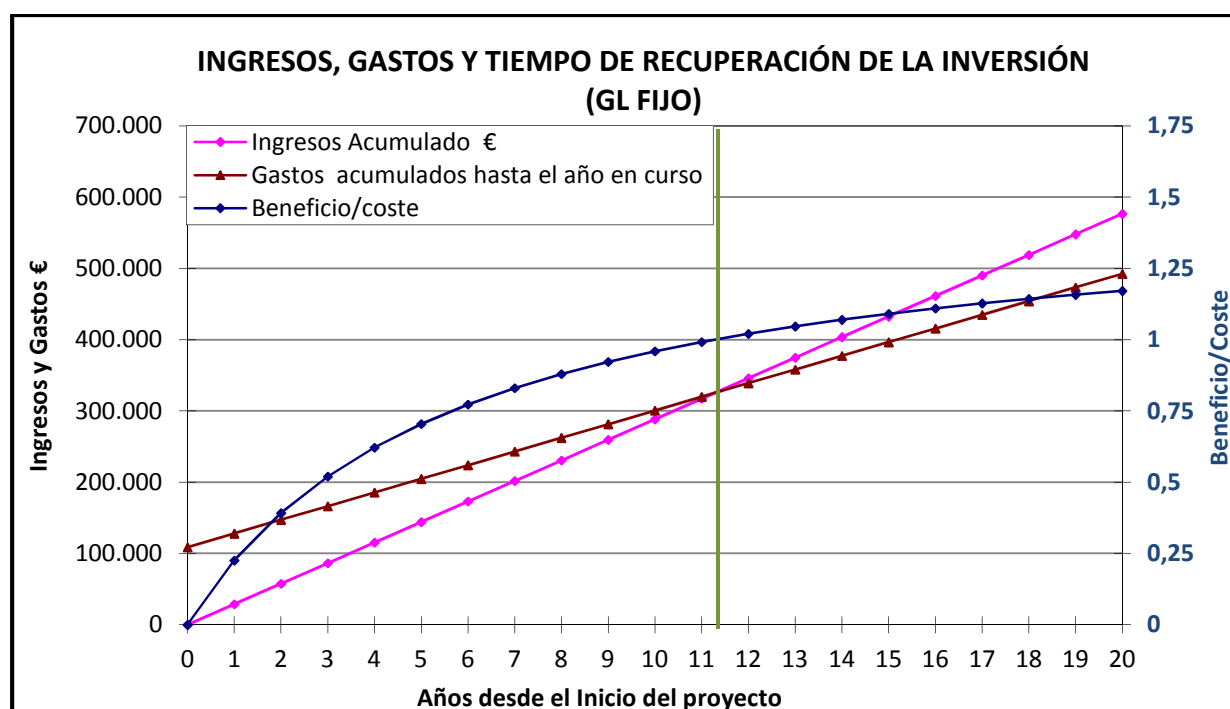
En la **Tabla 6.2** se muestran los costes de generación de energía para plantas de gasificación de lecho fijo de 9 y 52 KW eléctricos. El coste de generación disminuye notablemente para una planta de 52 KW comparado con una de 9 KW, siendo en la actualidad la primera poco rentable y la segunda no rentable.

En la **Figura 6.1** se muestra el análisis de ingresos y gastos en el tiempo y se determina el tiempo de recuperación de la inversión para una planta de gasificación de lecho fijo downdraft de 52 kW. Para un precio de la biomasa de 50€/Ton, operando la planta más de 7.200 horas/año y vendiendo el kWh al precio establecidos por el RD 661 de 2007 (0,1275 €/kWh) este tiempo es de 11,3 años.

Tabla 6.2 Análisis económico de la generación de energía eléctrica en una planta de lecho fijo

Generación Eléctrica con syngas GLFijo		
Potencia Eléctrica Instalada - kW	9	52
Vida útil - Años	15	15
Carga promedio - %	75%	75%
Horas de operación al año	7.200	7.200
Producción de energía kWh/año	36.498	226.139
Costes de O&M - €/Kwh.	0,050	0,025
Costes de O&M €/año	7.335	5.681
Consumo de biomasa Tn/año	54	270
Coste biomasa €/kg	0,05	0,05
Coste total biomasa €/año	2.700	13.500
Costes totales anuales €/año	10.035	19.181
Inversión - €/kW	7.900	2.078
Inversión total - €	69.050	108.798
Coste energía que se envía a red - €/kWh	0,128	0,128
Coste generación de energía - €/kWh	0,401	0,117
Ingresos por venta de energía - €/año	4.654	28.833
Tiempo de recuperación de la inversión	NR	11,3

Figura 6.1 Ingresos, gastos y tiempo de recuperación de la inversión – L. fijo de 53 kW



6.2.1.3. Rentabilidad

En la **Tabla 6.3** se observa que, en España, una planta de gasificación de lecho fijo downdraft de 9 kW, si se conecta a red y se vende la energía a los precios establecidos por el RD 661 de 2007, no es económicamente rentable. La rentabilidad

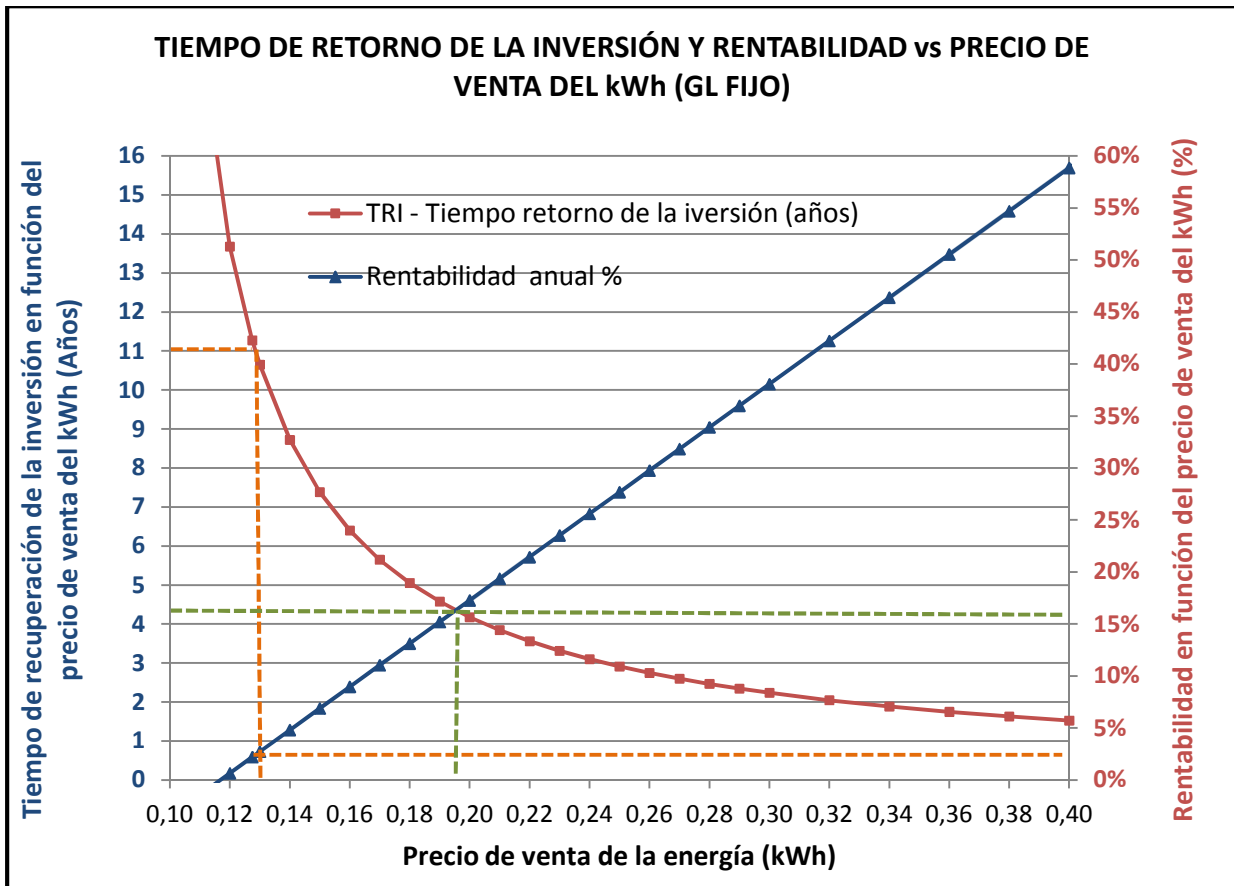
de la planta de gasificación de lecho fijo downdraft de 52 kW es del 2,2 %, por lo tanto no se recomienda conectar a red ya que la rentabilidad es baja (ver línea naranja punteada de la **Figura 6.2**). Una instalación de gasificación de biomasa podría ser rentable en sitios aislados y/o cuando las subvenciones para este tipo de energía sean más elevadas.

En la **Figura 6.2** se presenta el tiempo de recuperación de la inversión y el aumento de la rentabilidad al aumentar el precio de venta del kWh. Para una rentabilidad superior al 15%, en una planta de lecho fijo downdraft de 52 kW, el precio de venta tendría que ser mayor a 0,19 €/kW, y el tiempo de recuperación de la inversión sería inferior a 5 años.

Tabla 6.3 Rentabilidad de las plantas de gasificación de lecho fijo downdraft de 9 y 52 kW

Potencia Eléctrica Instalada - kW	9	52
Ingresos €/año	4.654	28.833
Egresos €/año	10.035	19.181
Amortización de la inversión €/año	4.603	7.523
Utilidad €/año	-5.382	9.652
Activos € (vida útil = 15 años)	69.050	108.798
Rentabilidad %	NR	2,2%

Figura 6.2 Retorno de la inversión y rentabilidad en función del precio de venta del kW – L. Fijo 52kW



En la ecuación utilizada para calcular la utilidad no se tiene en cuenta la inversión inicial:

$$Utilidad (\text{€/año}) = Ingresos - Egresos$$

La ecuación utilizada para calcular la rentabilidad, tiene en cuenta tanto la inversión inicial como gastos de amortización:

$$Rentabilidad (\%) = \frac{(Ingresos - Egresos - Amortización)}{Activos}$$

Donde:

Los **ingresos** son los ingresos por venta de energía al año.

Los **egresos** son los gastos totales anuales (excepto los de amortización de la planta).

La **amortización** son los gastos anuales por amortización de la inversión.

Los **activos** son los costes de inversión total.

6.2.2. Viabilidad económica- Lecho fluido burbujeante

6.2.2.1. Costes de instalación

El mismo análisis realizado para la planta de gasificación de lecho fijo se realiza en este apartado para la de lecho fluido. Para calcular el coste de las instalaciones, se parte de los costes reales de la planta de gasificación de lecho fluido burbujeante de 10 kW, y la estimación de los costes de una planta de 58 kW utilizando presupuestos y extrapolaciones de forma similar a como se hizo para la planta de lecho fijo.

En la **Tabla 6.4** se muestran los costes de instalación de una planta de gasificación de lecho fluido burbujeante se muestran los costes obtenidos, y en el **Anexo H** se muestran los costes detallados. El coste de la potencia instalada varía de 6.700 a 1.800 €/kWe cuando se compara una planta en operación continua con una potencia de 10 kW con una de 58 kW.

Tabla 6.4 Costes de instalación y de potencia instalada en las plantas de lecho fluido de 10 y 58 kW

Potencia	10 kW	58,0 kW
Gasificador de lecho fijo	Coste total €	Coste total €
Equipos principales	17.100 €	34.200 €
Equipos auxiliares	1.200 €	1.800 €
Cuadro eléctrico, automatización e instrumentación	6.100 €	6.100 €
Costes de fabricación	31.000 €	46.500 €
Total sin IVA	55.400 €	88.600 €
IVA (18%)	10.000 €	16.000 €
Total con IVA	65.400 €	104.600 €
Coste del kW instalado	6.700	1.800

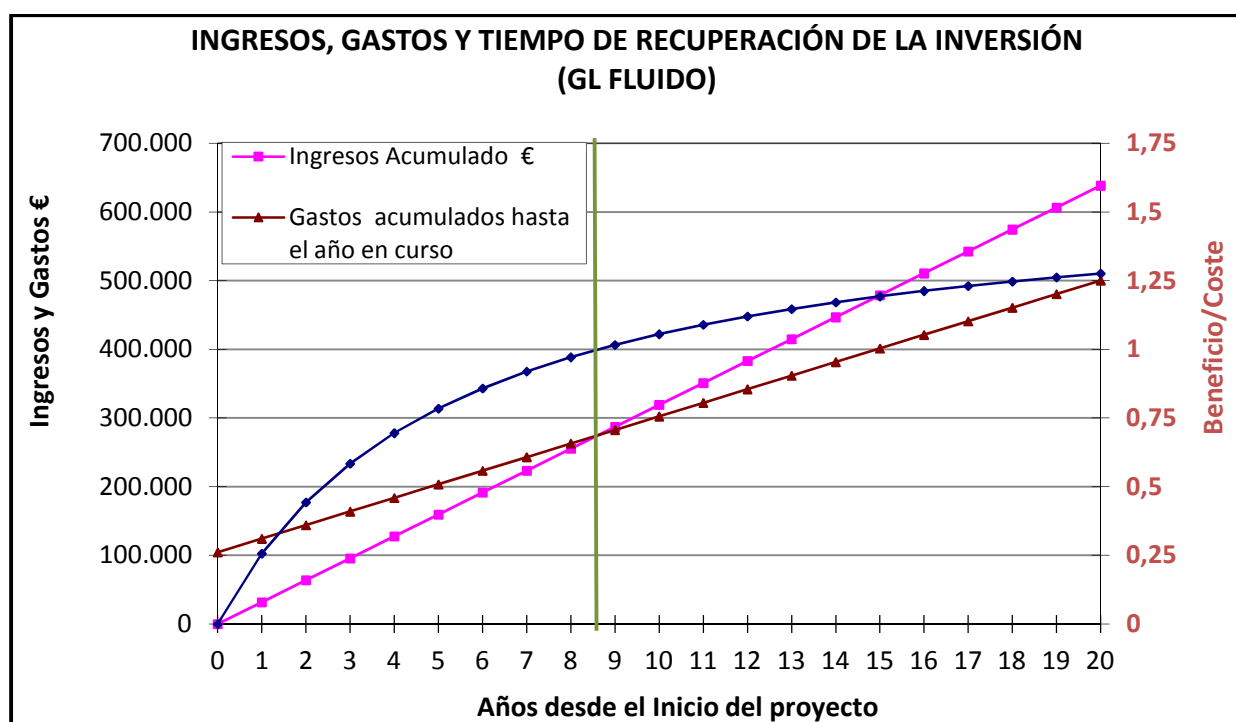
6.2.2.2. Tiempo de recuperación de la inversión

En la **Tabla 6.5** se muestran los costes de generación de energía para plantas de gasificación de lecho fijo de 10 y 58 kW eléctricos.

Tabla 6.5 Análisis económico de la generación de electricidad en una planta de lecho fluido

Generación Eléctrica con syngas – GLFluido		
Potencia Eléctrica Instalada - kW	10	58
Vida útil - Años	15	15
Carga promedio - %	75%	75%
Horas de operación al año	7.200	7.200
Producción de energía kWh/año	40.411	250.382
Costes de operación y mantenimiento - €/Kwh.	0,050	0,025
Costes de operación y mantenimiento €/año	2.030	6.290
Consumo medio de biomasa Tn/año	54	270
Coste biomasa €/kg	0,05	0,05
Coste total biomasa €/año	2.700	13.500
Costes totales anuales €/año	4.730	19.790
Inversión - €/kW	6.754	1.804
Inversión total - €	65.361	104.537
Coste de venta de energía en red- €/kWh	0,1275	0,1275
Coste de generación de energía - €/kWh	0,2249	0,1069
Ingresos por venta de energía - €/año	5.152	31.924
Tiempo de recuperación de la inversión	NR	8,6

Figura 6.3 Ingresos, gastos y tiempo de recuperación de la inversión - L. fluido 58 KW



Los datos que más destacan de la **Tabla 6.5** son: la inversión por kWe instalado, el coste de generación y el tiempo de recuperación de la inversión. El coste de generación disminuye notablemente para una planta de 58 KW eléctricos comparado con una de 10 KW, siendo poco rentable la primera y no siendo rentable la última. El

tiempo de recuperación de la inversión para una planta de gasificación de lecho fluido de 58 kW se muestra en la **Figura 6.3**.

En la **Figura 6.3** también se muestra el análisis de ingresos y gastos en el tiempo y se determina el tiempo de recuperación de la inversión para una planta de gasificación de lecho fluido burbujeante de 58 kW. Dicho tiempo de recuperación, para un precio de la biomasa de 50€/Ton, operando la planta e 7.200 horas/año y vendiendo el kWh al precio establecidos por el RD 661 de 2007, es de 8,6 años.

6.2.2.3. Rentabilidad

En la **Tabla 6.6** se observa que, en España, una planta de gasificación de lecho fluido burbujeante de 10 kW no es rentable, si se conecta a red y se vende la energía a los precios establecidos por el RD 661 de 2007. La rentabilidad de la planta de gasificación de lecho fijo downdraft de 58 kW es del 4,9 %, por lo tanto no se recomienda conectarla a red ya que la rentabilidad es baja. Una instalación de gasificación de biomasa podría ser rentable en sitios aislados la red y/o cuando las subvenciones para este tipo de energía sean más elevadas.

En la **Figura 6.4** se muestra como disminuye el tiempo de recuperación de la inversión y como aumenta la rentabilidad al aumentar el precio de venta del kWh. Por ejemplo si se desea una rentabilidad superior al 15%, en una planta de lecho fluido de 58 kW, el precio de venta tendría que ser superior a 0,17 €/kW, y, en esas condiciones, el tiempo de recuperación de la inversión resulta inferior a 5 años.

Figura 6.4 Retorno de la inversión y rentabilidad en función del precio de venta -L. fluido 58 kW

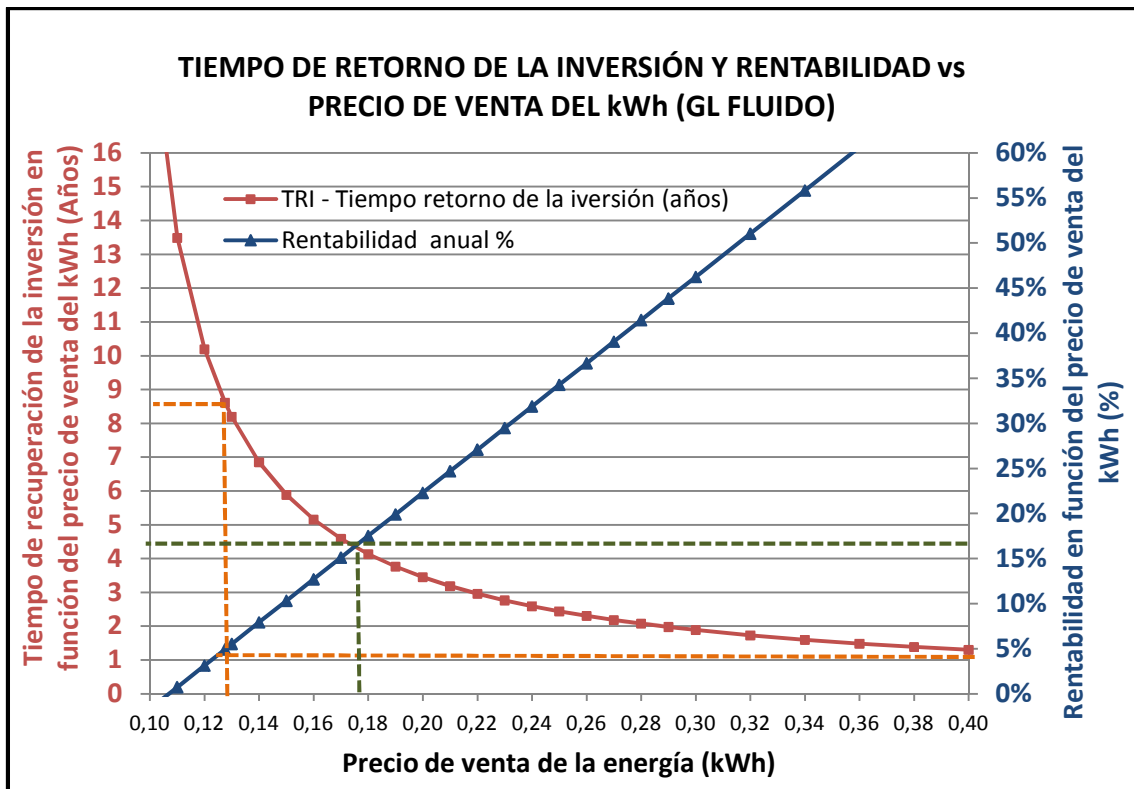


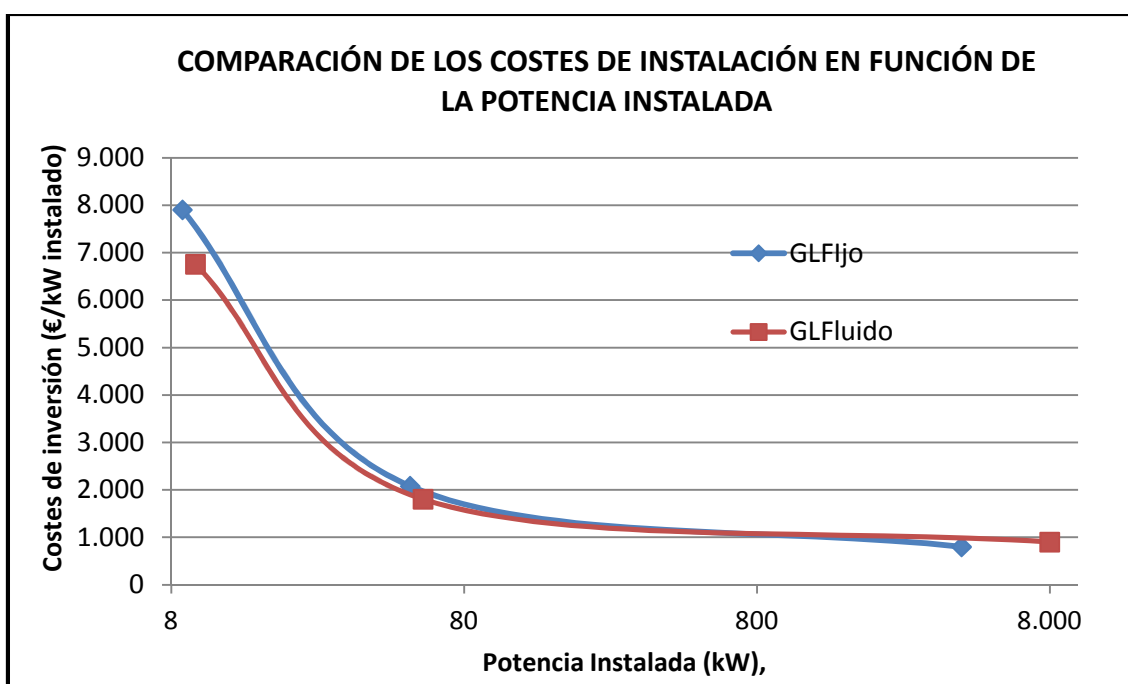
Tabla 6.6 Rentabilidad de las plantas de gasificación de lecho fluido de 10 y 58 kW

Potencia Eléctrica Instalada - kW	10	58
Ingresos €/año	5.152	31.924
Egresos €/año	4.730	19.790
Amortización de la inversión €/año	4.357	6.969
Utilidad €/año	422	12.134
Activos € (durante 15 años)	40.411	104.537
Rentabilidad %	NR	4,9%

6.2.3. Coste de la potencia instalada en función del tamaño de la instalación

Como se ha mencionado anteriormente, en plantas de baja potencia (inferiores a 100 kW) los costes de instalación disminuyen considerablemente cuando aumenta el tamaño de la planta. En la **Figura 6.5** se comparan los costes de instalación de una planta de gasificación de lecho fijo downdraft con una de lecho fluido burbujeante. Los costes de instalación de la plantas de 10 kW fueron calculados según se explica en las **secciones 6.2.1.1 y 6.2.2.1**. Los de las planta de 4.000 y 8.000 kW fueron calculados a partir de la información obtenida en (EPA, 2007). En general, no se observan diferencias marcadas en el coste por kW de cada una de estas dos tecnologías.

Figura 6.5 Costes de instalación para plantas de lecho fijo downdraft y fluido burbujeante



6.2.4. Comparativa con la generación mediante gas natural y gasoil

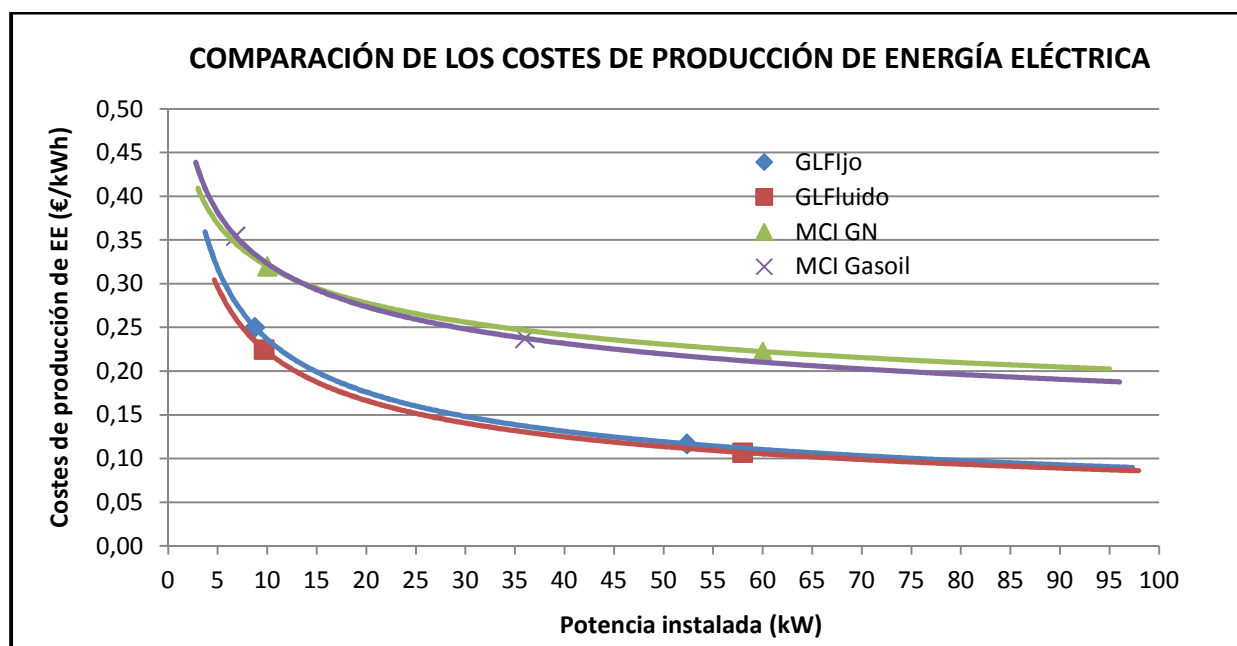
En esta sección se compara tanto los costes de instalación como la rentabilidad de generar energía eléctrica mediante la gasificación de biomasa y la generación a partir del gas natural o gasoil, para ello se realizó un análisis económico comparando las

anteriores alternativas (**Tabla 6.7**) en todos los casos confrontando con el precio de venta de energía según el RD 661 de 2007. Al igual que con la gasificación de biomasa, cuando se genera energía operando de forma continua con gas natural o gasoil, lo que más influye en los costes de generación, es el coste del combustible, siendo este factor decisivo en el coste final del kWh generado.

Tabla 6.7 Generación de EE mediante gasificación, GN y gasoil comparado con la red

Planta	~10 kW				~50 kW			
	GL Fijo	GL Fluido	MCI GN	MCI Gasoil	GL Fijo	GL Fluido	MCI GN	MCI Gasoil
PE Instalada - kW	9	10	10	7	52	58	60	36
Vida útil - Años	15	15	20	20	15	15	20	20
Carga promedio - %	75%	75%	75%	75%	75%	75%	75%	75%
Horas al año	7.200	7.200	7.200	7.200	7.200	7.200	7.200	7.200
Prod. EE kWh/año	36.498	40.411	41.760	28.397	226.139	250.382	259.200	155.520
Costes O&M - €/Kwh.	0,05	0,05	0,025	0,025	0,025	0,025	0,013	0,013
Costes O&M €/año	1.834	2.030	2.098	1.427	5.681	6.290	3.256	1.953
Cons med Comb Tn,m ³ ,l/año	54	54	17.820	10.260	270	270	88.695	42.660
Coste total Comb. €/año	2.700	2.700	10.692	8.208	13.500	13.500	53.217	34.128
Costes tot. anuales €/año	4.534	4.730	12.790	9.635	19.181	19.790	56.473	36.081
Inversión - €/kW	7.900	6.754	1.152	1.271	2.078	1.804	384	480
Inversión total - €	69.050	65.361	11.520	8.640	108.798	104.537	23.040	17.280
Coste venta (RD661 2007)	0,128	0,128	0,128	0,128	0,128	0,128	0,128	0,128
Coste generación - €/kWh	0,25	0,22	0,32	0,35	0,12	0,11	0,22	0,24
Ingresos por venta - €/año	4.654	5.152	5.324	3.621	28.833	31.924	33.048	19.829
T recup. inversión Años	NR	NR	NR	NR	11,3	8,6	NR	NR

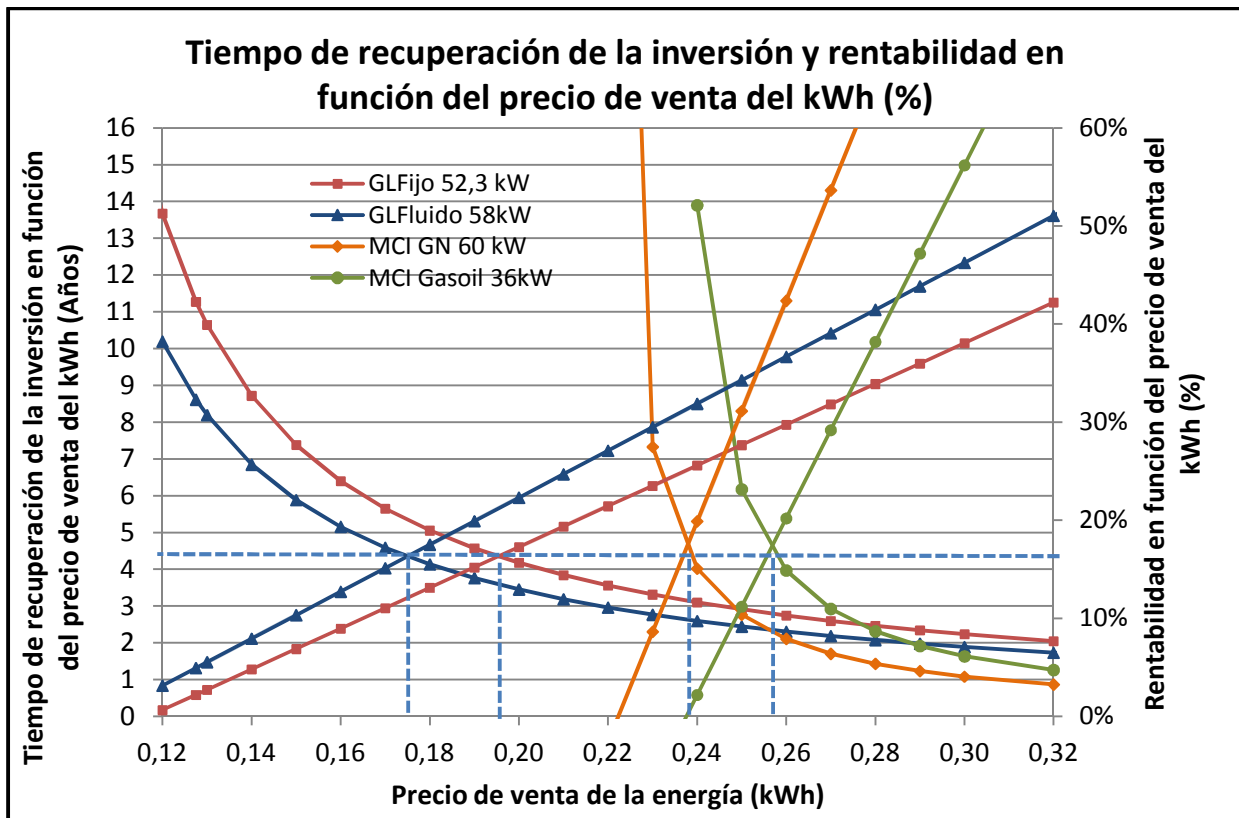
Figura 6.6 Costes de generación de EE – tecnologías: gasificación y MCI con gasoil o GN



Según la **Tabla 6.7** y la **Figura 6.6**, el coste de generación de energía eléctrica a partir del gas natural en un motor de combustión interna, para un precio del gas natural de 0,6 €/m³ es de: 0,32 €/KWh para una planta de 10 kW en operación continua y de 0,22 para una planta de 58 kW en operación continua, los costes del kW instalado son de 1.152 y 384 €/KW respectivamente para cada uno de los casos anteriores. El mismo análisis se hace para el caso de alimentar con gasoil, el resultado es que para un coste de gasoil de 0,8 €/l, el coste de generación es de 0,35 €/KWh para una planta de 6,8 kW en operación continua y de 0,24 €/KWh para una de 36 kW, los costes de kW instalado son de 1.271 y 480 €/KW, respectivamente.

Si comparamos los costes de generación de gas natural y gasoil con la gasificación de biomasa, con un precio de biomasa inferior a 50€/Ton (lo cual es posible si la biomasa procede de un residuo o si se compran cantidades superiores a 30 Ton), la generación de energía eléctrica a partir de gasificación de biomasa es más competitiva que la generación a partir de gas natural, aunque los costes de instalación son más altos en una planta de gasificación que una de gas natural o de gasoil, (**Figura 6.6**).

Figura 6.7 Comparativa - R. inversión y rentabilidad en función del precio de venta del kWh



Según la **Tabla 6.7**, hoy en día, con los precios que se pagan por verter energía a la red, no se recuperaría la inversión en ninguna de las plantas de 10 kW y solo se recuperaría en las plantas de gasificación de lecho fijo y de lecho fluido de 50 kW con un tiempo de recuperación de la inversión de 11,3 y 8,7 años respectivamente. En las plantas de 50 kW a gas natural y gasoil no se recuperaría la inversión. Como ya se ha mencionado, una instalación de gasificación de biomasa podría ser rentable en sitios

aislados de la red o cuando las subvenciones para este tipo de energía sean mayores, y, en el caso de sistemas aislados, serían más rentables que la generación mediante una planta a gas natural o a gasoil utilizando un MCI. En la **Figura 6.7** se muestra la disminución del tiempo de recuperación de la inversión y el aumento de la rentabilidad al aumentar el precio de venta del kWh para las cuatro posibilidades analizadas. Según la **Figura 6.7**, la mejor inversión para alcanzar una rentabilidad superior al 15% sería la de una planta de gasificación de lecho fluido, vendiendo el kWh como mínimo a 0,17€, de esta manera se recuperaría la inversión en menos de 5 años.

6.3. Viabilidad ambiental

6.3.1. Producción de cenizas y alquitranes

Los residuos producidos en una planta de gasificación (tanto de lecho fijo como fluido) son muy parecidos a los que tiene un sistema de generación de energía a partir de una caldera usando como combustible biomasa (cenizas y residuos de carbón vegetal). Adicionalmente, en el caso de los gasificadores, se producen alquitranes.

Tabla 6.8 Generación de alquitranes y cenizas en las plantas de lecho fijo y fluido

Planta	Pot. kW	Consumo biomasa kg/Año	Producci. kWh/año	Producción de alquitranes*			Producción de Cenizas		
				% respecto consumo biomasa	kg/año	kg/MWh	% respecto consumo biomasa	kg/año	kg/MWh
Lecho fijo	9	54.000	36.500	0,4%	200	5	1%	540	15
	53	270.000	226.000	0,4%	900	4	1%	2.700	12
lecho fluido	10	54.000	40.500	1,0%	500	12	1%	540	13
	58	270.000	250.000	1,0%	2.700	11	1%	2.700	11

* Se debe tener en cuenta que los alquitranes salen con agua y la cantidad que se muestra en la Tabla 6.8 es cuando se ha separado el agua de los alquitranes, la cantidad de agua que llevan los gases está en función la humedad de la biomasa y si se usa un lavador de gases, de que tanto se seca el gas después de salir del lavador.

Los alquitranes, al igual que las cenizas, son almacenados en depósitos separados, para su posterior tratamiento por parte de una empresa externa que gestione este tipo de residuos. El carbón vegetal es reutilizado para que en el proceso de encendido de la planta de gasificación se produzcan menos alquitranes y además, tiene un valor comercial por lo que podría colocarse en el mercado fácilmente. En la **Tabla 6.8** se muestran los índices de generación de alquitranes y cenizas en los tipos de plantas de gasificación estudiadas.

6.3.2. Emisiones de CO₂ a la atmósfera

En la generación de energía a partir de un MCI, se produce CO₂, pero ya está ampliamente estudiado y documentado que la cantidad de CO₂ que se produce en el proceso de combustión del gas pobre, es equivalente a la que absorbe en el proceso de fotosíntesis la biomasa utilizada; por lo tanto las emisiones de CO₂ a la atmósfera se consideran nulas en este proceso.

La **Tabla 6.9** muestra el ahorro de emisiones de CO₂ para las plantas estudiadas. El ahorro de emisiones de CO₂ a la atmósfera para una planta de gasificación de 10 kW en operación continua es de 8,7 Ton/año y el de una de 58 es de 53,8 Ton/año.

Tabla 6.9 Ahorro de emisiones de CO₂ por la generación de energía en las plantas estudiadas

Potencia kW	Media emisiones de CO ₂ en España* kg/kWh	Producción MWh/año	Ahorro emisiones CO ₂ Ton/Año
10	0,215	40,5	8,7
58		250	53,8

Fuente:*(Alonso, 2011)

6.4. Conclusiones del capítulo

- La generación de energía tanto térmica como eléctrica es técnicamente viable, mediante las plantas de gasificación de lecho fijo y de lecho fluido.
- Con los precios y las subvenciones actuales para generación de energía eléctrica a partir de la biomasa, la rentabilidad a partir de la gasificación en España para potencias inferiores a 50 kW operando de manera continua, es baja, ya que esta es inferior al 3% y al 5% en plantas de lecho fijo downdraft y lecho fluido burbujeante respectivamente. Para hacer que este tipo de plantas sean rentables se debe obtener un precio de biomasa inferior a 30-40 €/Tm y conseguir un precio de venta superior a 0,17 €/kWh.
- En aplicaciones de baja escala (<100 kW) y operando de forma continua, es más rentable una planta de gasificación de lecho fluido que una de gasificación de lecho fijo, y esta última a su vez es más rentable que una planta a gas natural, siendo la menos rentable de todas la planta de generación a partir de gasoil.
- Las emisiones más importantes en una planta de gasificación son los alquitranes y las cenizas. Las emisiones de alquitranes están entre 4 y 5 kg/MWh producido, y las de cenizas entre 11 y 15 kg/MWh.

6.5. Referencias del capítulo

Alonso, J. 2011. *Análisis de las Emisiones del Mix Eléctrico Español en 2010*. 2011.

EPA, U.S. 2007. *Biomass Combined Heat and Power Catalog of Technologies*. Environmental Protection Agency Combined Heat and Power Partnership. 2007.

7. CONCLUSIONES

El estudio realizado permite deducir las siguientes conclusiones de la comparación de los dos tipos de Gasificadores considerados:

1. Técnicamente es posible utilizar las tecnologías de gasificación de biomasa, tanto en configuraciones de lecho fijo downdraft como de lecho fluido burbujeante, para la generación de energía eléctrica en aplicaciones de baja potencia de manera fiable, continua y segura.

a. La utilización de un gasificador de lecho fijo downdraft tendría las siguientes ventajas:

- ✓ *No existen los problemas de aglomeraciones de ceniza y arena que hay en el gasificador de lecho fluido.*
- ✓ *Se requiere un sistema de limpieza de gases menos robusto y con menor consumo de energía debido a la menor concentración de alquitranes en el gas.*
- ✓ *El mantenimiento requerido por esta planta es inferior al mantenimiento requerido en una planta de gasificación de lecho fluido.*
- ✓ *No es imprescindible automatizar el proceso.*
- ✓ *La operación es más sencilla y se requiere menos conocimiento que una planta de gasificación de lecho fluido, sobretudo en la parte hidrodinámica requerida en el gasificador de lecho fluido para una fluidización adecuada.*

y los siguientes inconvenientes:

- ✓ *No es posible regular y mantener el valor adecuado la relación aire/biomasa a diferentes cargas.*
- ✓ *El poder calorífico y la eficiencia son inferiores a los de un gasificador de lecho fluido.*
- ✓ *La capacidad del gasificador está limitada por el tamaño de la garganta, es difícil llevar a cabo un diseño para potencias superiores a 100 KW eléctricos.*
- ✓ *Es difícil de modelar y de escalar.*
- ✓ *La caída de presión del lecho en la zona de la garganta no es solo función del caudal de aire, si no también del grado de descomposición de la biomasa, por lo tanto se requiere realizar ajustes para mantener dicha caída de presión en valores adecuados (entre 5 y 10 mbar).*

b. La utilización de un gasificador de lecho fluido burbujeante tendría las siguientes ventajas:

- *Es posible regular y mantener el valor adecuado de la relación aire/biomasa para cargas variables de biomasa.*
- *Obtener un poder calorífico del gas y una eficiencia energética superiores a los de un gasificador de lecho fijo downdraft.*
- *La capacidad del reactor puede llegar al orden de MWs.*

- *No existen los problemas de caída de presión en el lecho que tiene la planta de gasificación de lecho fijo Downdraft.*

Con los siguientes inconvenientes:

- *Necesidad de automatizar la operación, para regular en forma continuada la relación aire/biomasa.*
 - *Se requiere un sistema de limpieza de gases más robusto y con mayor consumo de energía que en un gasificador de lecho fijo downdraft.*
2. Desde un punto de vista de Logística, para aplicaciones de baja potencia, la elección entre una planta de gasificación de lecho fijo downdraft y una de lecho fluido burbujeante depende de las características de la demanda de energía. Si ésta no varía considerablemente es más adecuada una planta de gasificación de lecho fijo downdraft, por el contrario, para cargas variables, es más recomendable una planta de gasificación de lecho fluido.
 3. En el aspecto económico, la selección entre una planta de gasificación de lecho fijo downdraft y una de lecho fluido burbujeante dependerá del precio de la biomasa. Para costes bajos, (inferiores a 30 €/ton, año 2011) empiezan a ser rentables las plantas de gasificación de lecho fijo y fluido, siendo más rentables las de lecho fluido debido a su mayor eficiencia.
 4. Desde el punto de vista medioambiental, el impacto de ambos tipos de plantas es aceptable, las emisiones más importantes son los alquitranes y las cenizas. Las emisiones de alquitranes están entre 4 y 12 kg/MWh producido, y las de cenizas entre 11 y 15 kg/MWh.

8. REFERENCIAS

- Agico Group.** <http://www.chinapelletmill.com/Small-Pellet-Mill/Biomass-Pellet-Mill.html>. [En línea]
- Alonso, J. 2011.** *Análisis de las Emisiones del Mix Eléctrico Español en 2010*. 2011.
- Altafini, C.R., Wander, P.R. y Barreto, R.M. 2003.** *Prediction of the working parameters of a wood waste gasifier through an equilibrium model*. 2003. págs. 2763–2777.
- APPA. 2011.** *Inventario de plantas de biomasa, biogás y pellets*. Asociación de Productores de Energías Renovables. 2011.
- AVEN. Abril 2011.** *Jornadas de energías renovables*. Abril 2011.
- Aznar, M.P., y otros. 1997.** *Steam gasification in fluidfluidized bed of a synthetic refuse containing chlorine with a catalytic gas cleaning at high temperature*. s.l. : A.V., Boocock, D.G.B., 1997. págs. 1194-1208.
- Barrio, M. y Hustad, J.E. 2001.** *CO₂ gasification of birch char and the effect of CO inhibition on the calculation of chemical kinetics*. s.l. : Progress in Thermochemical Biomass Conversion, 2001.
- Basu, Prabir. 2010.** *Biomass Gasification and Pyrolysis, practical design and theory editorial*. s.l. : Elsevier, 2010. pág. 376. ISBN 13: 978-0-12-374988-8.
- . **2006.** *Combustion and Gasification in Fluidized Beds*. Estados Unidos : Taylor & Francis, 2006. pág. 143. ISBN: 9780849333965.
- BASU, Prabir. 2006.** *Combustion and Gasification in Fluidized Beds*. Estados Unidos : Taylor & Francis, 2006. pág. 143. ISBN: 9780849333965.
- Biu, T., Loof, R. y Bhattacharya, S.C. 1994.** *Multi-stage reactor for thermal gasification of wood*. 1994. págs. 977-404.
- Bjäreborn, Emil y Åkerman, Fredrik. Enero 2010.** *Thermodynamic modelling of biomass based power production*. Division of Thermal Power Engineering, Department of Energy Sciences, Faculty of Engineering, LTH, Lund University. Lund : s.n., Enero 2010. pág. 70, Thesis for the Degree of Master of Science. ISSN 0282-1990.
- Boerrigter, H. y Rauch, R. 2005.** *Syngas production and utilization*. s.l. : Biomass Gasification Handbook. Biomass Technology Group (BTG), Enschede, 2005.
- Brandini, A. 1983.** *Experiencias con gasificadores en el Brasil. Manual del curve de gasificación de la madera en Centro América y el Caribe*. Costa Rica : Olade, 1983.
- Carrillo, L. 2003.** *Microbiología Agrícola*. 2003.
- Castells, Xavier, y otros. 2005.** *Tratamiento y valorización energética de residuos*. Madrid : Díaz de Santos, 2005. 9788479786946.

Cengel, Yunus y Boles, Michale. 2001. *Termodinámica*. Segunda. s.l. : Mc GRAW-HILL, 2001.

Chembukulam, S.K., y otros. 1981. *Smokeless fuel from carbonized sawdust*. 1981. págs. 714-179.

Ciferno, J.P. y Marano, J.J. 2002. *Benchmarking biomass gasification technologies for fuels, chemicals and hydrogen production*. US Department of Energy, National Energy Technology Laboratory. 2002.

Consejería de educación de Andalucía. [En línea] http://www.juntadeandalucia.es/averroes/iesalfonso_romero_barcojo/trabajos_alumnado/la_madera/la_madera.html.

Cuba, Carlos. Febrero 2011. *Piloto de gasificador downdraft operado con biomasa*. Departament de Màquines, Universitat Politècnica de Catalunya. Barcelona : s.n., Febrero 2011. Tesis de master.

Dayton, D. 2002. *A Review of the Literature on Catalytic Biomass Tar Destruction*, National Renewable Energy Laboratory. [ed.] NREL Report. 2002. TP-510–32815.

Delgado, J., Aznar, M.P. y Corella, J. 1996. *Calcined dolomite, magnesite, and calcite for cleaning hot gas from a fluidized bed biomass gasifier with steam: life and usefulness*. 1996. págs. 3637-3643.

Devi, L., Ptansinski, K.J. y Jamssen, F.J.J.G. 2003. *A review of the primary measures for tar elimination in biomass gasification processes*. s.l. : Biomass and Bioenergy, 2003. págs. 125-140.

Di Blasi, Colomba. 2009. *Combustion and gasification rates of lignocellulosic chars*. 2009. págs. 131-140.

División de Ingeniería de Crane. 2000. *Flujo de fluidos en válvulas, accesorios y tuberías*. s.l. : Mc Graw-Hill, 2000.

Encinas, Jose y Gonzalez, Juan. 2001. *Catalyzed and uncatalyzed steam gasification of eucalyptus char. Influence of variables and kinetic study*. s.l. : Elsevier, 2001. págs. 2025-2036.

Energías Renovables. **Enero 2009**. 74, Enero 2009, Energías Renovables. ISSN 1578-6951.

EPA, U.S. 2007. *Biomass Combined Heat and Power Catalog of Technologies*. Environmental Protection Agency Combined Heat and Power Partnership. 2007.

FAO. 1993. *El gas de madera como combustible para motores*. Estudio FAO Montes 72, Subdirección de productos no madereros y energía, Subdirección de Industrias madereras, Departamento de Montes, Organización de las Naciones Unidas para la Agricultura y la Alimentación. Roma : s.n., 1993. ISBN 92-5-302436-4.

FG Wilson. <http://www.fgwilson.com/cda/>. [En línea]

Frias, Laura. Junio 2008. *Recuperación energética de los residuos urbanos con tecnología por plasma.* Escuela técnica superior de ingeniería, Universidad Pontificia Comillas. Junio 2008. Proyecto de fin de carrera.

Garcia, X.A., Alarcón, N.A. y Gordón, A.L. 1999. *Steam gasification of tars using a CaO catalyst source.* 1999. págs. 83-102.

Generación de energía eléctrica a partir de la gasificación de biomasa. **Ruiz J., Arauzo, J., y otros. 2004.** 2004. Grupo de Procesos Termoquímicos (GPT), Instituto de Investigación de Aragón (I3A). Universidad de Zaragoza.

Genergy. <http://www.genergy.es/biotrituradorapirineo.html>. [En línea]

Guo, B., y otros. 2001. *Simulation of biomass gasification with a hybrid neural network model.* 2001. págs. 77-83.

Herguido, J., Corella, J. y Gonzalez-Zaiz, J. 1992. *Steam gasification of lignocellulosic residues in a fluidized bed at a small pilot scale: effect of the type of feedstock.* Industrial and Engineering Chemistry Research : s.n., 1992. págs. 1274–1282.

Higman, C. y van der Burgt, M. 2008. *Gasification.* [ed.] Gulf Professional Publishing. 2. s.l. : Elsevier, 2008.

Junta de Andalucía.
http://www.juntadeandalucia.es/averroes/iesalfonso_romero_barcojo/trabajos_alumnado/la_madera/la_madera.html. [En línea]

Kaupp, Albrecht y Goss, John R. 1984. *Small Scale Gas Producer-Engine Systems.* Alemania : Vieweg, 1984.

Kinoshita, C.M., Wang, Y. y Zhou, J. 1994. *Tar formation under different biomass gasification conditions.* Journal of Analytical and Applied Pyrolysis : s.n., 1994. págs. 169-181.

Klass, D.L. 1998. *Biomass for Renewable Energy, Fuels, and Chemicals.* s.l. : Academic Press, 1998.

Knight, R.A. 2000. *Experience with raw gas analysis from pressurized gasification of biomass.* 2000. págs. 66-67.

Knoef, H.A.M. 2005. *Handbook Biomass Gasification.* The Netherlands : BTG Publisher, Enschede, 2005.

Li, X.T., y otros. 2001. *Equilibrium modeling of gasification: a free energy minimization approach and its application to a circulating fluidized bed coal gasifier.* Fuel. 2001. págs. 195–207.

Lindmark, G., y otros. 1982. *Gengas: The Swedish Classic on Wood Fueled Vehicles.* 1982. 978-0942914016 .

Maniatis, K. 2001. *Progress in biomass gasification: an overview.* In: Bridgwater, A.S. s.l. : Progress in Thermochemical Biomass Conversion, 2001. págs. 1-31.

Mastellone, M.L. y Arena, U. 2008. *Olivine as a tar removal catalyst during fluidized bed gasification plastic waste.* 2008. págs. 1656–1667.

Master Erma. [En línea] <http://mermaredalumni.blogspot.com/2011/01/analisis-de-las-emisiones-del-mix.html>.

Middleton, F.A y Bruce, C.S. 1946. *Engine tests with producer gas.* USA : s.n., 1946.

Milne, T. 2002. *Pyrolysis: the thermal behaviour of biomass below 600 °C.* 3rd ed. s.l. : Biomass Energy, 2002.

Milne, T.A., Evans, R.J. y Abatzoglou, N. 1998. *Biomass Gasifier Tars: Their Nature, Formation, and Conversion.* 1998.

Missouri Department of Natural Resources. 1983. *Missouri wood gasifier.* Division of energy, Missouri department of natural resources. 1983.

Mmettant, V., Basu, P. y Butler, J. *Agglomeration of biomass fed fluidized bed gasifier and combustor.* págs. 656–684.

Nature Materials. [En línea] http://www.nature.com/nmat/journal/v2/n12/fig_tab/nmat1025_F1.html.

Nature Review. [En línea] http://www.nature.com/nrg/journal/v9/n6/fig_tab/nrg2336_F1.html.

—. [En línea] http://www.nature.com/nmat/journal/v2/n12/fig_tab/nmat1025_F1.html.

Neeft, J.P.A., y otros. 1999. *Guideline for Sampling an Analysis of Tar and Particles in Biomass Producer Gas Version 3.1.* s.l. : Energy project, 1999. (tar protocol). EEN5-1999-00507.

Perry, Robert. *Manual Del Ingeniero Quimico.* Sexta.

Porobstein, R.F. y Hicks, R.E. 2006. *Synthetic Fuels.* s.l. : Synthetic Fuels, 2006.

Prediction of performance of a downdraft gasifier using equilibrium modeling for different biomass material. **Zainal, Z.A., y otros.**

Proenza, N. y Aiello, C. *Estudio termodinámico y dimensionamiento de un gasificador downdraft para un sistema de cogeneración compacto en comunidades aisladas.* Departamento de Mecánica, facultad de Electromecánica, Universidad de Camaguey, Cuba.

Quaak, P., Knoef, H.A.M. y Stassen, H. 1999. *Energy from biomass: a review of combustion and gasification technologies.* 1999. págs. 56-57. Energy Series, The World Bank.

Química en la guía 2000. [En línea] <http://quimica.laguia2000.com/elementos-quimicos/lignina-%E2%80%93-la-quimica-de-la-madera>.

Rapagnà, S., y otros. 2000. *Steam-gasification of biomass in a fluidized-bed of olivine particles.* 2000. págs. 187–197.

Red proteger. Higiene control y seguridad. [En línea] www.redproteger.com.ar.

Red Proteger. Higiene control y seguridad. [En línea] http://www.redproteger.com.ar/poder_calorifico.htm.

Red proteger. Higiene y control de seguridad. [En línea] www.redproteger.com.ar.

Reed, T.B. y Das, A. 1988. *Handbook of biomass downdraft gasifier for engine-system.* [ed.] Solar Energy Research Institute. 1988.

Risne, S.H, Soresen, L.H. y Hustad, J.E. 2001. *CO2 reactivity of chars from wheat, spruce and coal, Progress in Thermochemical Biomass Conversion.* s.l. : A. V. Bridgwater, 2001. págs. 61-71.

Servicios técnicos de investigación de la Universidad de Alicante. [En línea] http://www.ua.es/es/investigacion/sti/servicios/analisis_instrumental/rayosx/analisis_elemental.html.

Smoot, Leon y Smith, Philip. 1959. *Coal combustion and gasification.* 1959.

Solar Energy Research Institute. 1988. *Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine systems.* 1988.

Souza-Santos, M.L.D.,. 2004. *Solid fuels combustion and gasification.* s.l. : CRC Press, 2004.

Sridhar, G, y otros. *Development of Producer Gas Engines.* Combustion, Gasification an Propulsion Laboratory, Department of Aerospace Engineering, Indian Institute Of Science. Bangolare, India : s.n.

Susanto, H. y Beenackers, A.A.C.M. 1996. *Moving bed gasifier with internal recycle of pyrolysis gas.* 1996. págs. 1339–1347.

Sutton, D., Kelleher, B. y Ross, J.H.R. 2001. *Review of literature on catalysts for biomass gasification.* 2001. págs. 155-173.

U.S. Department of Energy. [En línea] <http://www.lbl.gov/Publications/YOS/Feb/>.

US Department of Energy. [En línea] <http://www.lbl.gov/Publications/YOS/Feb/>.

Vargas, Carlos. 2007. *Caracterización de Residuos Biomásicos de la Comunidad Valenciana y Análisis de su Combustión en Caldera.* Instituto de Ingeniería Energética, Universidad Politécnica de Valencia. Valencia : s.n., 2007. Trabajo de Investigación.

Vargas, Carlos, y otros. 2010. *Manual del Gasificador de Lecho Fluidizado de 10kW.* 2010.

Venselaar, Jan. Agosto de 1982. *Design rules for downdraft wood gasifiers, a short review.* Research development, Institute Teknogi. Bandung, Indonesia : s.n., Agosto de 1982. pág. Indonesia.

Walker, P.L., Rusinco, F. y Agustín, L.G. 1959. *Gas reaction of carbon.* New York : s.n., 1959. págs. 133-221.

Wark, Kenneth y Rrichards, Donal. 2001. *Termodinámica*. Sexta. s.l. : Mc GRAW-HILL, 2001.

Wikipedia. [En línea] <http://es.wikipedia.org/wiki/Despolimerizaci%C3%B3n>.

—. [En línea] http://es.wikipedia.org/wiki/Hidrocarburo_arom%C3%A1tico_polic%C3%ADclico.

—. [En línea] <http://es.wikipedia.org/wiki/Polimerizaci%C3%B3n>.

—. [En línea] http://en.wikipedia.org/wiki/Centrifugal_governor.

Zeleznik, F.J. y Gordon, S. 1968. *Calculation of complex chemical equilibria. Industrial and Engineering Chemistry*. 1968. págs. 27-57.

Nota: Las referencias bibliográficas se han realizado según la norma ISO 690.

ANEXOS

ANEXOS

A.	ANEXO A: ESPECIFICACIONES TÉCNICAS DE LOS EQUIPOS	A-1
A.1.	PLANTA DE GASIFICACIÓN DE LECHO FIJO	A-1
A.2.	PLANTA DE GASIFICACIÓN DE LECHO FLUIDO.....	A-23
B.	ANEXO B: METODOLOGÍA DEL MONTAJE DE LOS COMPONENTES PRINCIPALES..	B-1
B.1.	GASIFICADOR DE LECHO FIJO DOWNDRAFT.....	B-1
B.2.	GASIFICADOR DE LECHO FLUIDO BURBUJEANTE	B-5
C.	ANEXO C: METODOLOGÍA PARA LA REALIZACIÓN DE LAS PRUEBAS.	C-1
C.1.	METODOLOGÍA PARA REALIZAR LAS PRUEBAS EN EL GASIFICADOR DE LECHO FIJO.....	C-1
C.2.	METODOLOGÍA PARA REALIZAR LAS PRUEBAS EN EL GASIFICADOR DE LECHO FLUIDO	C-8
D.	ANEXO D: PLANOS DE LA PLANTA DE GASIFICACIÓN	D-1
D.1.	PLANTA DE GASIFICACIÓN DE LECHO FIJO	D-1
D.2.	PLANTA DE GASIFICACIÓN DE LECHO FLUIDO.....	D-10
E.	ANEXO E: PLAN DE MANTENIMIENTO DE LAS PLANTAS DE GASIFICACIÓN.	E-1
E.1.	PLAN DE MANTENIMIENTO DE LA PLANTA DE GASIFICACIÓN DE LECHO FIJO DOWNDRAFT.	E-1
E.2.	PLAN DE MANTENIMIENTO DE LA PLANTA DE GASIFICACIÓN DE LECHO FLUIDO BURBUJEANTE.....	E-7
F.	ANEXO F: CARACTERIZACIÓN DE LOS RESIDUOS BIOMÁSICOS A GASIFICAR	F-1
F.1.	ESTRUCTURA DE LA BIOMASA	F-1
F.2.	CONSTITUYENTES DE LA BIOMASA CELULAR	F-4
F.3.	CLASIFICACIÓN GENERAL DE LA BIOMASA	F-6
F.4.	PROPIEDADES TERMODINÁMICAS DE LA BIOMASA.....	F-9
F.5.	ANÁLISIS ELEMENTAL.....	F-10
F.6.	ANÁLISIS INMEDIATO.....	F-11
F.7.	PODER CALORÍFICO DE LA BIOMASA (HV O PC).....	F-12
F.8.	CARACTERIZACIÓN DE ALGUNOS RESIDUOS BIOMÁSICOS UTILIZADOS PARA REALIZAR LAS PRUEBAS.....	F-13
F.9.	CONCLUSIONES DE LA CARACTERIZACIÓN.	F-15
G.	ANEXO G: DISEÑO DE UNA PLANTA DE GASIFICACIÓN DE BIOMASA.....	G-1
G.1.	TIPOS DE GASIFICADORES	G-1
G.2.	DISEÑO DEL REACTOR	G-2
H.	ANEXO H: COSTES DE UNA PLANTA DE GASIFICACIÓN.....	H-1
I.	REFERENCIAS DE LOS ANEXOS	I-1

ÍNDICE DE TABLAS DE LOS ANEXOS

Tabla A.1 Datos técnicos de la bomba de vacío Sodeca CMA-324-2T	A-2
Tabla A.2 Características de las bombas Panther 75M y 100M	A-3
Tabla A.3 Características del motor del aerotermo.	A-4
Tabla A.4 Características técnicas del aerotermo	A-4
Tabla A.5 Caída de presión del aerotermo en función del caudal de agua.	A-4
Tabla A.6 Datos del motor-generador utilizado para realizar las pruebas	A-5
Tabla A.7 Resumen de los equipos auxiliares de la planta de gasificación	A-6
Tabla A.8 Especificaciones técnicas del Modulo MAC3580	A-13
Tabla A.9 Características técnicas del Analizador de redes Siemens Sentron PAC3200.	A-15
Tabla A.10 Características técnicas de la Fuente de Alimentación CJ1W – PA202	A-16
Tabla A.11 Características del autómatas CJ2M.	A-17
Tabla A.12 Velocidad del autómatas CJ2M	A-17
Tabla A.13 Especificaciones del modulo de comunicación CJ1W SCU31 V1	A-18
Tabla A.14 Especificaciones del modulo de comunicación CJ1W SCU31 V1	A-18
Tabla A.15 Especificaciones del modulo de temperaturas OMRON CJ1W TS56	A-19
Tabla A.16 Características del modulo CJ1M MAD42	A-20
Tabla A.17 Características del modulo de salidas digitales OMRON CJ1W OC211	A-20
Tabla A.18 Características del variador OMRON V1000	A-21
Tabla A.19 Características del terminal táctil OMRON NS5	A-23
Tabla A.20 Potencia nominal de los principales consumidores de energía eléctrica.	A-25
Tabla B.1 Procedimiento para la carga de biomasa en el reactor	B-1
Tabla B.2 Procedimiento para el montaje del filtro de gas	B-2
Tabla C.1 Determinación de la relación A/C en función de la cantidad de aire introducida	C-18
Tabla E.1 Plan de mantenimiento de la planta de gasificación de lecho fijo.	E-2
Tabla E.2 Lista de tornillos tuercas y arandelas utilizados en el gasificador de lecho fijo.	E-3
Tabla E.3 Lista de juntas utilizadas en el gasificador de lecho fijo.	E-3
Tabla E.4 Lista de los materiales filtrantes usados en el filtro de gas del gasificador de lecho fijo.	E-4
Tabla E.5 Rejillas y mallas utilizadas en el gasificador de lecho fijo	E-4
Tabla E.6 Resolución de problemas en el gasificador de lecho fijo.	E-5
Tabla E.7 Rango de medidas para una adecuada operación en el gasificador downdraft	E-6
Tabla E.8 Plan de mantenimiento de la planta de gasificación de lecho fluido.	E-8
Tabla E.9 Tornillos utilizados en la planta de gasificación de lecho fluido.	E-9
Tabla E.10 Juntas de grafito utilizadas en la planta de gasificación de lecho fluido.	E-9
Tabla E.11 Juntas cartón utilizadas en la planta de gasificación de lecho fluido.	E-10
Tabla E.12 Juntas de sellado adhesivas utilizadas en la planta de gasificación de lecho fluido.	E-10
Tabla E.13 Juntas de goma utilizadas en la planta de gasificación de lecho fluido.	E-10
Tabla E.14 Filtros de papel utilizados en la planta de gasificación de lecho fluido.	E-10
Tabla E.15 Mallas utilizadas en la planta de gasificación de lecho fluido.	E-10
Tabla E.16 Resolución de problemas en la planta de gasificación de lecho fluido	E-11
Tabla E.17 Rango de medidas para una adecuada operación en el gasificador de lecho fluido	E-12
Tabla F.1 Calor de formación a 25 °C de algunos compuestos importantes	F-9
Tabla F.2 Temperatura de ignición de algunos compuestos	F-10
Tabla G.1 Rango de producción de syngas por unidad de biomasa gasificada.	G-6
Tabla G.2 Valores de la entalpia de formación $\Delta h^0_{f,298}$ en condiciones estándar.	G-7
Tabla G.3 Calor específico de los gases que hacen parte del proceso de gasificación	G-8
Tabla G.4 Parámetros de diseño de un gasificador de lecho fijo downdraft	G-11
Tabla G.5 Toberas apropiadas para gasificadores que alimentan MCI de cuatro tiempos.	G-13

<i>Tabla G.6 Cálculo del diámetro interior del reactor de lecho fluido.</i>	G-17
<i>Tabla G.7 Determinación de la velocidad mínima de fluidización teórica para tres tipos de arena.</i>	G-20
<i>Tabla G.8 Cálculo de a_1 y b_1</i>	G-22
<i>Tabla G.9 Determinación de la velocidad mínima de fluidización para los tres tipos de arena.</i>	G-24
<i>Tabla G.10 Altura del reactor en el que se realizaron las pruebas.</i>	G-25
<i>Tabla G.11 Propiedades de la chamota</i>	G-27
<i>Tabla G.12. Determinación de la caída presión del lecho.</i>	G-28
<i>Tabla G.13 Relación ΔP distribuidor (válvula) / ΔP_{total}.</i>	G-29
<i>Tabla G.14 Determinación de la caída de presión adecuada en el distribuidor.</i>	G-30
<i>Tabla G.15. Determinación del % de área adecuado para los tipos de arena analizados.</i>	G-31
<i>Tabla G.16. Características del distribuidor.</i>	G-31
<i>Tabla G.17. Resumen de los datos del diseño del distribuidor para la chamota.</i>	G-32
<i>Tabla H.1 Costes de instalación de una planta de gasificación de lecho fijo</i>	H-1
<i>Tabla H.2 Costes de instalación de una planta de gasificación de lecho fluido</i>	H-2

ÍNDICE DE FIGURAS DE LOS ANEXOS

Figura A.1 Datos de placa y fotografía de las bombas de vacío y alquitranes	A-1
Figura A.2 Bomba de vacío centrífuga marca Sodeca.	A-2
Figura A.3 Curva de la bomba de vacío Sodeca CMA-324-2T	A-2
Figura A.4 Datos de placa y fotografía de una de las bombas Panther	A-3
Figura A.5 Curvas características de las bombas Panther 75M y 100M.	A-3
Figura A.6 Aerotermo	A-4
Figura A.7 Motor-generador utilizado para realizar las pruebas.	A-5
Figura A.8 Placa del generador de energía eléctrica acoplado al motor Honda GX390	A-6
Figura A.9 Simulador de carga mediante resistencias eléctricas	A-6
Figura A.10 Termopar tipo K	A-7
Figura A.11 Curva de un termopar tipo k	A-7
Figura A.12 Especificaciones técnicas del transductor de presión Dwyer	A-8
Figura A.13 Anemómetro de hilo caliente Kimo modelo CTV 100	A-8
Figura A.14 Especificaciones técnicas del Anemómetro de hilo caliente Kimo CTV 100	A-9
Figura A.15. Medidor de caudal de agua DESIN LFQ-40	A-9
Figura A.16 Analizador de gases marca Cubic, serie GASBOARD-3100P	A-11
Figura A.17 Metodo de medición del analizador de gases marca Cubic, serie GASBOARD-3100P.	A-11
Figura A.18 Termómetro tipo reloj	A-12
Figura A.19 Manómetro diferencial	A-12
Figura A.20 Rotámetro para la medida del caudal de gas.	A-12
Figura A.21 Modulo MAC3580 DESIN, con 8 entradas analógicas.	A-14
Figura A.22 Modulo DESIN DS4200 para medida del caudal de agua.	A-14
Figura A.23 Especificaciones técnicas del modulo DESIN DS4200.	A-14
Figura A.24 Analizador de redes Siemens Sentron PAC3200	A-16
Figura A.25 Fuente de alimentación CJ1W – PA202	A-17
Figura A.26 Autómata CJ2M CPU11	A-17
Figura A.27 Módulo de temperaturas OMRON CJ1W TS56	A-19
Figura A.28 Modulo de 4 entradas y 2 salidas analógicas CJ1W MAD42	A-20
Figura A.29 Variador OMRON V1000	A-21
Figura A.30 Configuración del sistema del variador OMRON V1000	A-21
Figura A.31 Conexionado del variador de frecuencia V1000	A-22
Figura A.32 Terminal táctil OMRON NS5	A-22
Figura A.33 Motor del tornillo sinfín y datos de placa del motor	A-23
Figura A.34 Bomba de vacío Busch y su placa de datos.	A-24
Figura A.35 Curva de operación de la bomba de vacío Busch.	A-24
Figura A.36 Bomba de agua del circuito de refrigeración y placa de la bomba.	A-25
Figura B.1 Filtro de agua	B-4
Figura B.2 Montaje del filtro de agua.	B-4
Figura B.3 Vista superior del filtro de gas	B-5
Figura B.4 Esquema del lavador húmedo, filtro de gruesos y filtro de finos.	B-6
Figura B.5 Lavador de gas, filtro de gruesos y filtro de finos	B-6
Figura C.1 Carga de 1,5 kg de residuo carbonoso.	C-2
Figura C.2 Carga de 25 kg de pellets en el reactor	C-2
Figura C.3 Válvulas del circuito de gas	C-3
Figura C.4 Válvulas del circuito de agua	C-4
Figura C.5 Ubicación de las válvulas de los manómetros diferenciales.	C-4
Figura C.6 Ubicación de las válvulas de toma de muestras de agua	C-5
Figura C.7 Ubicación de válvulas	C-5

Figura C.8 Botones de la pantalla principal. -----	C-6
Figura C.9 Manguito de encendido-----	C-7
Figura C.10 Ubicación de las válvulas en la planta de gasificación-----	C-10
Figura C.11 Funciones de la pantalla principal. -----	C-11
Figura C.12 Flujo de biomasa vs frecuencia para dos tipos diferentes de biomasa.-----	C-12
Figura C.13 Pantalla 1 del terminal táctil antes de iniciar el proceso de encendido -----	C-13
Figura C.14 Pantalla 1 con un mensaje que indica que la bomba y el tornillo deben ser encendidas ---	C-13
Figura C.15 Pantalla 2 que indica que se debe reiniciar el mensaje activo en la pantalla 1 -----	C-14
Figura C.16 Pantalla 1 con un mensaje que indica que se debe insertar el soplete.-----	C-14
Figura C.17 Pantalla 2 indicando que se debe reiniciar el mensaje activo en la pantalla 1. -----	C-14
Figura C.18 Manómetros diferenciales a) Lecho y salida de gas b) Filtro c) Int. de calor. -----	C-15
Figura C.19 Pantalla 1 con un mensaje indicando que el soplete debe ser retirado. -----	C-15
Figura C.20 Pantalla 2 indicando que se debe reiniciar el mensaje activo de la pantalla 1 -----	C-15
Figura C.21 Pantalla 1 indicando la planta ha pasado a modo automático. -----	C-16
Figura C.22 Pantalla "BIOMASA", muestra la cantidad de energía que se podría producir-----	C-16
Figura C.23 Procedimiento de encendido y operación automática del gasificador-----	C-17
Figura C.24 Procedimiento de apagado del gasificador -----	C-20
Figura F.1 Componentes de la biomasa lignocelulósica -----	F-1
Figura F.2 Sección trasversal de un tronco -----	F-2
Figura F.3 Estructura celular principal de la madera o traqueidas-----	F-3
Figura F.4 Concentración de celulosa, hemicelulosa y lignina en las capas (pared celular)-----	F-3
Figura F.5 Estructura celular detallada de la madera -----	F-4
Figura F.6 Concentración en masa de los constituyentes principales de la madera-----	F-4
Figura F.7 Estructura molecular de la celulosa-----	F-5
Figura F.8 Estructura molecular típica de la hemicelulosa xilano -----	F-5
Figura F.9 Estructura de la lignina-----	F-6
Figura F.10 Clasificación de los combustibles sólidos por su relación H/C y O/C-----	F-7
Figura F.11 Clasificación de la biomasa por su relación celulosa-hemicelulosa/lignina-----	F-7
Figura F.12 Diagrama ternario CHO -----	F-8
Figura F.13 Análisis elemental de (a) carbón fósil y madera (b) combustibles de biomasa -----	F-11
Figura F.14 Base para expresar la composición del combustible-----	F-12
Figura F.15 Pellets -----	F-13
Figura F.16 Restos de Pino triturado-----	F-14
Figura G.1 Rango de aplicación para los tipos de gasificadores más comunes.-----	G-1
Figura G.2 Calculo del flujo de biomasa y de agente gasificante mediante el balance de masa. -----	G-4
Figura G.3 Gasificador de lecho fijo downdraft con garganta -----	G-8
Figura G.4 Tipos de gasificador de lecho fijo downdraft.-----	G-9
Figura G.5 Gasificador downdraft con garganta tipo Imbert.-----	G-10
Figura G.6 Geometría del reactor del gasificador de lecho fijo downdraft -----	G-12
Figura G.7 Reactor de lecho fijo downdraft Suizo con garganta y toberas en la pared.-----	G-13
Figura G.8 Altura del plano de las toberas en relación con el estrechamiento del hogar.-----	G-14
Figura G.9 Toberas adecuadas en un downdraft para operación de un MCI multi-cilindro -----	G-14
Figura G.10 $D_{reactor}$ a la altura de los inyectores en relación con el $D_{garganta}$ -----	G-15
Figura G.11 Esquema original del gasificador de lecho fluido burbujeante de Winkler. -----	G-16
Figura G.12 Formación del lecho fluido a partir de uno fijo: a) Aumento de U_{mf} ; b) variación de ΔP y hG -18	
Figura G.13 Diagrama de Geldart, clasificación de las partículas de acuerdo a la ρ y al d_p -----	G-20
Figura G.14 Caída de presión del lecho de arena en función de la velocidad mínima de fluidización ---	G-21
Figura G.15 Balance de fuerzas de una partícula en un lecho fluido -----	G-21
Figura G.16 Altura del lecho vs velocidad de fluidización -----	G-24

<i>Figura G.17 Reactor para realizar pruebas de fluidización en frío</i>	<i>G-26</i>
<i>Figura G.18 Geometría del reactor utilizado para realizar las pruebas en frío</i>	<i>G-27</i>
<i>Figura G.19 Rango de ΔP total adecuada (lecho + distribuidor) en función de la cantidad de arena.</i>	<i>G-29</i>
<i>Figura G.20 ΔP total vs % de área perforada del distribuidor para la Chamota</i>	<i>G-30</i>

A. ANEXO A: ESPECIFICACIONES TÉCNICAS DE LOS EQUIPOS

En estos anexos se muestran las características de los equipos utilizados en cada una de las plantas de gasificación.

A.1. Planta de gasificación de lecho fijo

Los equipos utilizados en la planta de lecho fijo, se han clasificado en: equipos auxiliares eléctricos, equipos de medida y equipos para la automatización y el control.

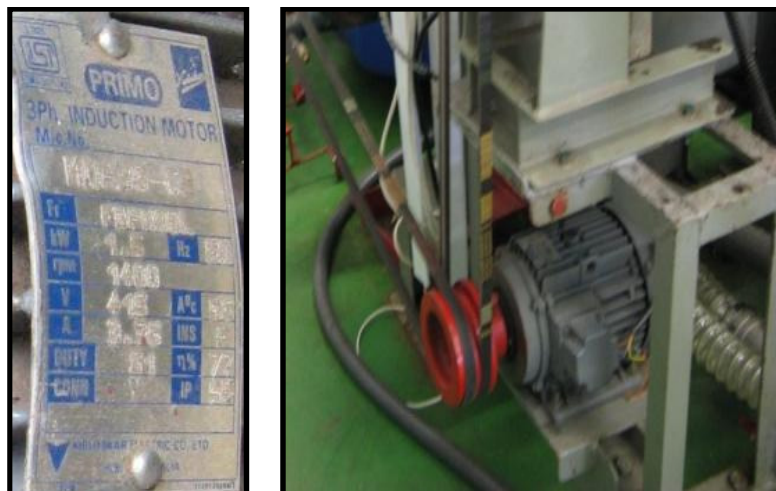
A.1.1. Equipos auxiliares eléctricos.

Son los equipos de la planta que normalmente requieren energía eléctrica para cumplir alguna tarea con el fin de lograr el funcionamiento adecuado de la planta. Adicionalmente en esta sección se muestran las especificaciones técnicas del motor generador de energía eléctrica.

Entre los equipos auxiliares tenemos:

- **Motor eléctrico de la bomba de vacío y del separador centrífugo de alquitranes, marca primo, modelo MUA36:** La bomba de vacío y el separador centrífugo comparten un motor que acciona los dos dispositivos mediante poleas y correas, se ha configurado de esta manera debido a que tanto la bomba de vacío como el separador de alquitranes generan vacío en el sistema, y si estos son accionados mediante la misma polea pueden ser controlados mediante un solo variador de velocidad. El montaje del sistema y los datos de placa se muestran en la **Figura A.1**.

Figura A.1 Datos de placa y fotografía de las bombas de vacío y alquitranes



- **Bomba de vacío Sodeca modelo CMA 324-2T:** La bomba de vacío y el separador de alquitranes se encargan de generar el vacío requerido para que entre el flujo de aire necesario en el reactor para llevar a cabo el proceso de gasificación. La **Figura A.2** y la **Figura A.3** muestran respectivamente, la bomba de vacío

utilizada en la planta de gasificación y su curva característica y en la **Tabla A.1** se pueden ver los datos técnicos de la misma.

Figura A.2 Bomba de vacío centrífuga marca Sodeca.



Figura A.3 Curva de la bomba de vacío Sodeca CMA-324-2T

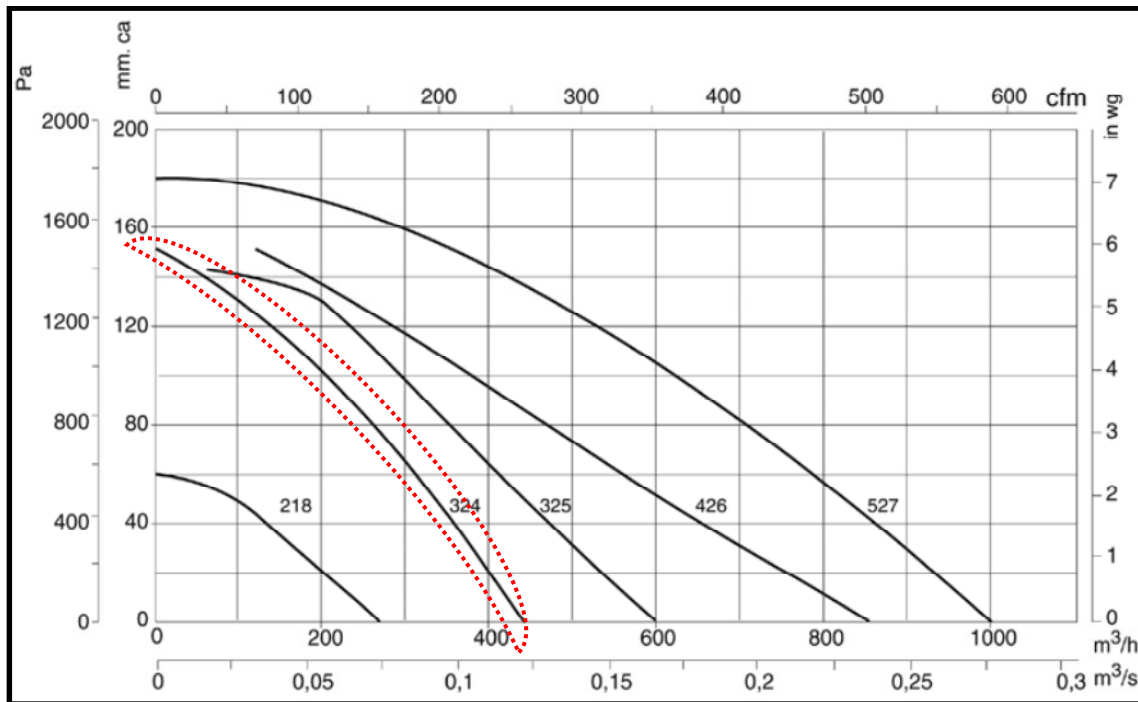


Tabla A.1 Datos técnicos de la bomba de vacío Sodeca CMA-324-2T

Modelo	Velocidad (r/min)	Intensidad máxima admisible (A)		Potencia instalada (kW)	Caudal máximo (m³/h)	Nivel de presión sonora dB(A)	Peso aprox. (Kg)
		230V	400V				
CMA-218-2T	2920	0,61	0,35	0,12	265	63	6,0
CMA-218-2M	2920	0,60		0,12	265	63	6,0
CMA-324-2T	2850	1,21	0,70	0,18	440	70	9,0
CMA-324-2M	2850	1,50		0,18	440	70	9,0

Bombas de agua Panther 75 M y 100M: encargadas de hacer que el agua circule por todo el circuito. Aunque una sola bomba sería suficiente para recircular el agua por todo el sistema, debido a que no hay suficiente altura para almacenar el volumen requerido entre el nivel de la salida de agua del filtro de gas y la parte

inferior del depósito, es necesario trasvasar el agua mediante una bomba adicional a un depósito más grande. Los planos del circuito de agua de la **sección D.1.2** muestran la ubicación de los dos depósitos y las dos bombas. Los datos de placa de las bombas se muestran en la **Figura A.4**, las características técnicas en la **Tabla A.2** y las curvas en la **Figura A.5**.

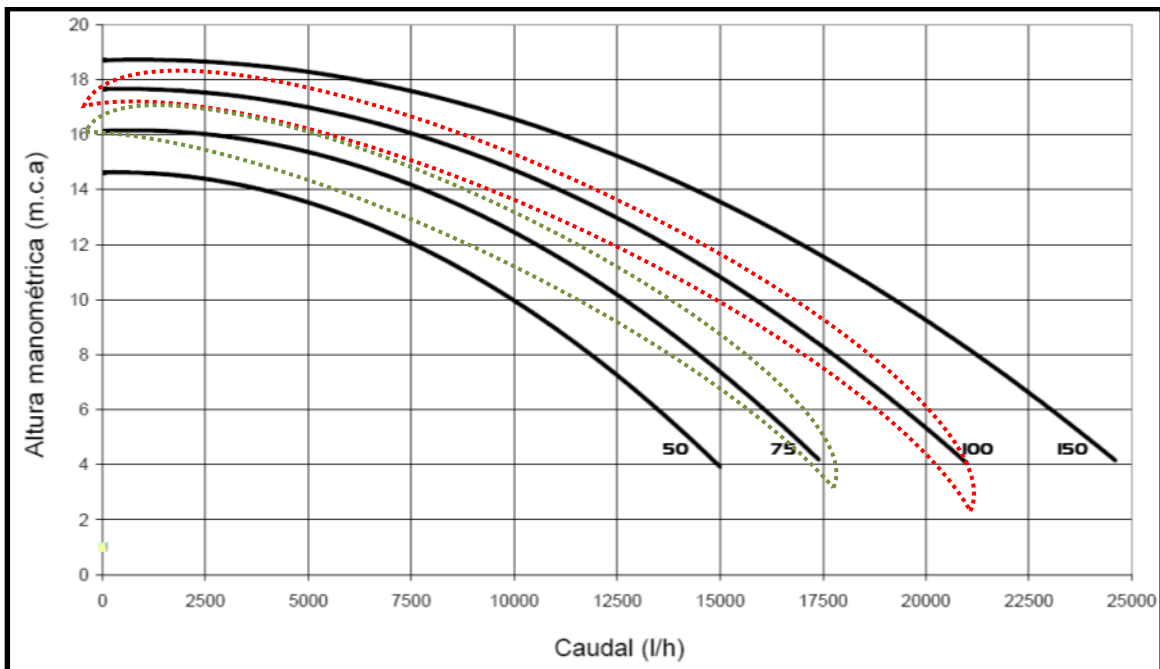
Figura A.4 Datos de placa y fotografía de una de las bombas Panther



Tabla A.2 Características de las bombas Panther 75M y 100M

Modelo	Potencia		Tensión (V)	Consumo (A)	r.p.m	Condensador (µF)
	CV	kW				
PANTHER 50 M	0,5	0,37	230	3,7	2850	16
PANTHER 50 T	0,5	0,37	230 / 400	2,3 / 1,5	2850	---
PANTHER 75 M	0,75	0,55	230	5,5	2850	16
PANTHER 75 T	0,75	0,55	230 / 400	3,8 / 2,2	2850	---
PANTHER 100 M	1	0,75	230	6,2	2850	16
PANTHER 100 T	1	0,75	230 / 400	4,3 / 2,5	2850	---
PANTHER 150 M	1,5	1,1	230	7,1	2850	25
PANTHER 150 T	1,5	1,1	230 / 400	5,1 / 2,9	2850	---

Figura A.5 Curvas características de las bombas Panther 75M y 100M.



- **Intercambiador de calor (Aeroterma):** se encarga de retirar el calor que el agua ha ganado al mezclarse con el syngas que sale del reactor. Es necesario enfriar el agua para que cuando esta regrese a la entrada del scrubber tenga las condiciones de temperatura adecuadas para enfriar el gas. Los planos del circuito de agua de la **sección D.1.2** muestran la ubicación del aeroterma en el circuito y la **Figura A.6** muestra una fotografía del aeroterma y sus datos de placa. Las características técnicas del motor se muestran en la **Tabla A.3** y las del aeroterma en la **Tabla A.4**. La **Tabla A.5** muestra la caída de presión del aeroterma en función del caudal de agua.

Figura A.6 Aeroterma



Tabla A.3 Características del motor del aeroterma.

Características del motor del aeroterma	
Marca	Sodeca
Tensión	220-240 V 50 Hz
Intensidad de la corriente	0,67 A
Potencia	0,1
Velocidad	1.440 RPM

Tabla A.4 Características técnicas del aeroterma

Tipo	HC-35-4M/L-F/N
Capacidad de retirar calor (Kcal/h)	10.000 a 20.000
Arreglo	10 tubos, 2 filas
Diámetro conexión	3/4"

Tabla A.5 Caída de presión del aeroterma en función del caudal de agua.

Caudal (l/h)	1.000	1.250	1.500	1750	2.000	2250
Caída de presión (mcda)	0,4	0,55	0,8	1	1,25	1,5

- **Motor-generador Honda Modelo ECT7000:** el motor-generador utilizado durante las pruebas para generar energía eléctrica a partir del syngas es una planta auxiliar modelo ECT7000. El motor de combustión interna es un honda GX390 acoplado a un generador Linz electric modelo E1S10M H. Los datos de placa del generador se muestran en la **Figura A.8**, el motor-generador se muestra en la **Figura A.7** y los datos del motor se muestran en la **Tabla A.6**.

Figura A.7 Motor-generator utilizado para realizar las pruebas.



Tabla A.6 Datos del motor-generator utilizado para realizar las pruebas

Modelo	
Motor	Honda GX390
Cilindrada	389 cc
Arranque	Manual y eléctrico
Depósito de carburante (gasolina)	6,5 l
Autonomía	1,6 h
Tiempos	4
Potencia Máxima (HP)	13
Diámetro x Carrera	88x64
Número de Pistones	1
Relación de Compresión	8:1
Máximo Torque (Kgf/m)	2,7
Velocidad (RPM)	3600
Tipo de Válvulas	OHV (Over Head Valves – Válv. en la culata)
Consumo utilizando gasolina (l/h)	4,06
Capacidad de Aceite (l)	1.1
Sistema de Enfriamiento	Aire forzado
Dimensiones (Lg x An x Al) en cm	44x55x43.5
Peso (Kg)	31
Generador	Linz Electric
Modelo	E1S10M H
Salida constante monofásica VA	3600
Salida máxima monofásica VA	4000
Salida constante trifásica VA	6500
Salida máxima trifásica VA	7000
Nivel sonoro (Lwa)	97
Regulación de voltaje	Transformador
Dimensiones motor-generator	
Altura cm	54
Anchura cm	55
Longitud cm	80
Peso (sin gasolina ni aceite) kg	77

Figura A.8 Placa del generador de energía eléctrica acoplado al motor Honda GX390



- **Simulador de carga eléctrica (Resistencias eléctricas):** Mediante estas resistencias se simula una posible demanda de energía. La demanda de energía puede ser variada, manteniendo las tres fases balanceadas, desde 0,9 kW hasta 9 kW con un paso de 0,9 kW, con lo cual se pueden simular diez valores de carga diferentes (ver **Figura 3.20**).

Figura A.9 Simulador de carga mediante resistencias eléctricas



- **Resumen de los equipos auxiliares:** En la **Tabla A.7** se resumen los datos de los equipos auxiliares del gasificador de lecho fijo.

Tabla A.7 Resumen de los equipos auxiliares de la planta de gasificación

Motores eléctricos	Marca	Modelo	Mono/ Trifási	Corriente (A)	Tensión (V)	P. Nominal (kW)	RPM
B. vacío y B. centr.	Primo	MUA36	T	3,75	415	1,5	1.500
B. agua de recirc.	Panther	75M	M	5,1	230	0,55	2.850
B. agua trasvase	Panther	100M	M	5,9	230	0,75	2.850
Aerotermino	Sodeca	HC-35	M	0,67	230	0,1	1.440
Total				15,42		2,9	
Generador y simulador de carga							
Simulador de carga eléctrica.	Fabricado por el IIE	-	T	14,43	400	10	-
Generador	Linz	E1S10M	T	17,6/10,1	230/240	7	3.000

A.1.2. Equipos de medida.

Se encargan de medir las variables necesarias para controlar el proceso. En la sección 3.2.3. “Equipos de adquisición y medida” se muestran donde están ubicados dichos dispositivos. Los equipos de medida se dividen en:

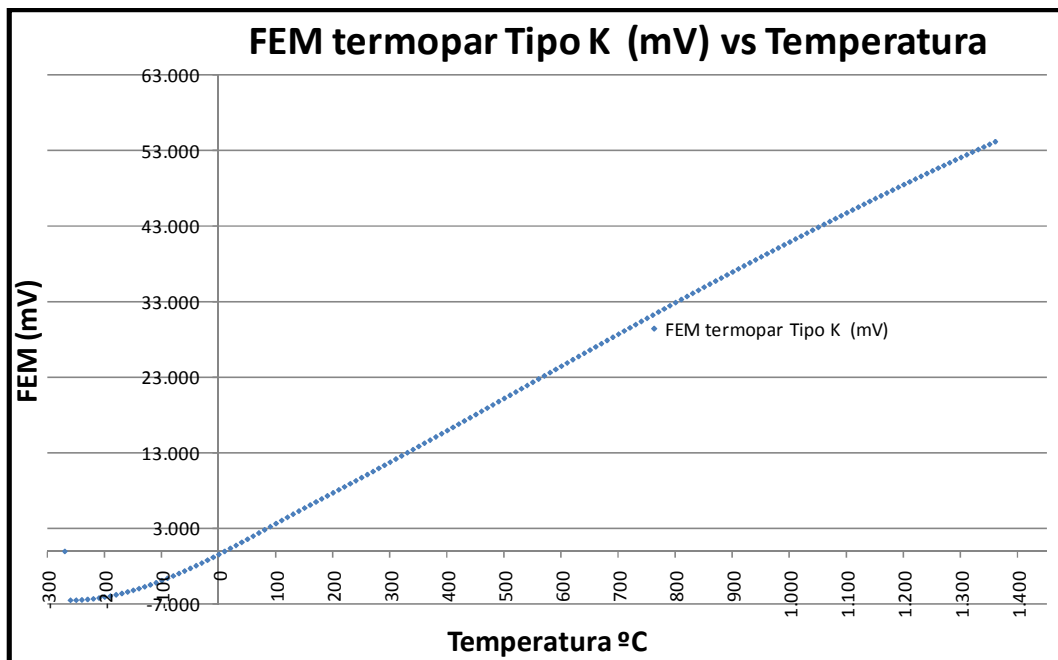
Equipos de medida analógicos con registro de señal: son aquellos que pueden enviar una señal analógica que es digitalizada por los módulos de adquisición y, a través del autómat, enviada al terminal táctil para visualizar en pantalla, los datos pueden ser registrados para posteriormente realizar gráficas y de esta manera analizar el proceso. Algunas de estas señales son tratadas y hacen parte del programa del autómat. Entre estos equipos tenemos:

- **Termopares tipo K:** es un transductor formado por la unión de dos metales distintos que produce un voltaje, que es función de la diferencia de temperatura entre uno de los extremos denominado "punto caliente" o unión de medida y el otro denominado "punto frío" o unión de referencia. Por los rangos de temperatura y costes, los termopares escogidos para la planta de gasificación son del tipo K, los cuales tienen una amplia variedad de aplicaciones. Estos termopares están disponibles a un bajo coste y en una amplia variedad de sondas. Tienen un rango de medida de $-200\text{ }^{\circ}\text{C}$ a $+1.372^{\circ}\text{C}$ (Ver **Figura A.11**) y una sensibilidad $41\mu\text{V}/^{\circ}\text{C}$ aproximadamente, además posee buena resistencia a la oxidación.

Figura A.10 Termopar tipo K




Figura A.11 Curva de un termopar tipo k



- **Transductores de presión marca Dwyer modelo 616K-04:** mediante éstos se mide la presión en los sitios de interés, estos sitios se muestran en **Tabla 3.3 “Parámetros medidos en la planta de gasificación de lecho fijo”**. Las especificaciones técnicas de los transductores utilizados se muestran en la **Figura A.12**. La diferencia de presión máxima que soporta el transductor de presión Dwyer 616K-04 es de 10 “H₂O (25 mbar).

Figura A.12 Especificaciones técnicas del transductor de presión Dwyer

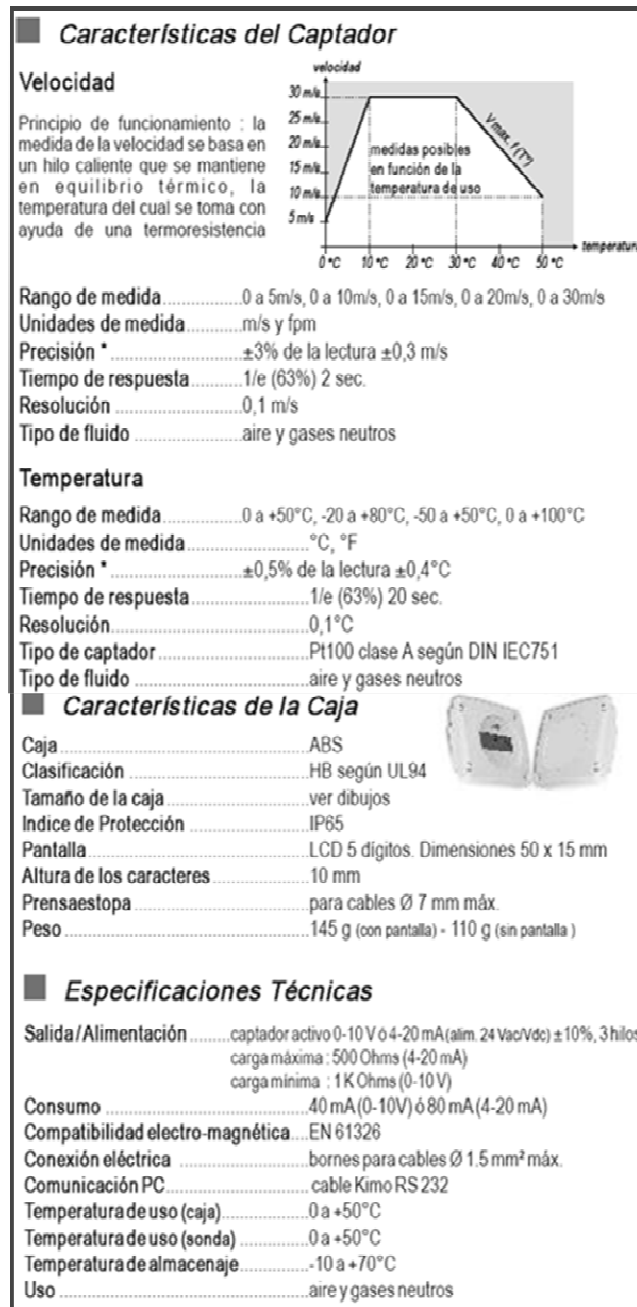
	<p>SPECIFICATIONS</p> <p>Service: Air and non-combustible, compatible gases.</p> <p>Wetted Materials: Consult factory.</p> <p>Accuracy: ±2.0% F.S.</p> <p>Stability: ±1% F.S./yr.</p> <p>Temperature Limits: 32 to 122°F (0 to 50°C).</p> <p>Pressure Limits: 2 PSI (13.8 kPa).</p> <p>Thermal Effect on Span: ±0.11% F.S./°F (+0.19% F.S./°C) typ.</p> <p>Thermal Effect on Zero: 616K-X0: 0.6%/°F (1%/°C); 616K-X1: 0.3%/°F (0.5%/°C); 616K-X2: 0.2%/°F (0.33%/°C); 616K-X3: 0.12%/°F (0.2%/°C); 616K-X4: 0.06%/°F (0.1%/°C) F.S. max.</p> <p>Power Requirements: 16-35 VDC (2 or 3 wire); 20-28 VAC (3 wire).</p> <p>Output Signal: 4 to 20 mA.</p> <p>Zero and Span Adjustments: Pushbutton.</p> <p>Loop Resistance: DC: 1000 ohms maximum. AC: 1200 ohms maximum.</p> <p>Current Consumption: 21 mA maximum.</p> <p>Warm Up Time: 30 minutes.</p> <p>Electrical Connections: Screw-type terminal block.</p> <p>Process Connections: Barbed, dual size to fit 1/8" and 3/16" (3.12 mm and 4.76 mm) I.D. rubber or vinyl tubing.</p> <p>Mounting Orientation: Position insensitive.</p> <p>Weight: 1.8 oz (51 g).</p>
--	---

- **Anemómetro de hilo caliente marca Kimo, modelo CTV 100:** se encarga de medir la velocidad del aire de entrada. El caudal de aire de entrada es calculado con la velocidad y puede ser fijado mediante el PID del autómatas que, a través de un variador de frecuencia, aumenta o disminuye la velocidad del motor de la bomba de vacío para así mantener el caudal de aire de entrada.

Figura A.13 Anemómetro de hilo caliente Kimo modelo CTV 100

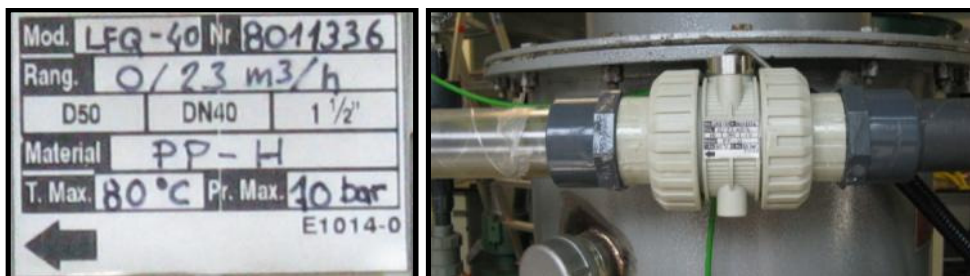


Figura A.14 Especificaciones técnicas del Anemómetro de hilo caliente Kimo CTV 100



- **Medidor del caudal de agua marca DESIN, modelo LFQ-40:** Mediante el medidor de caudal de agua se mide y controla el flujo a través del circuito de agua.

Figura A.15. Medidor de caudal de agua DESIN LFQ-40



- **Analizador de gases:** La composición del gas se determinó mediante el analizador de gases marca cubic analyzer (**Figura A.16**). Este analizador mide la concentración de CO, CO₂ y CH₄ mediante un sensor NDIR; la concentración de H₂ mediante un sensor TCD y la de O₂ mediante un sensor ECD. A continuación se explica brevemente cómo funciona cada uno:
 - **NDIR (Nondispersive infrared sensor)** o sensor infrarrojo no dispersivo: es un dispositivo estereoscópico que se usa como detector de la composición del gas. Los componentes principales de un sensor NDIR son una fuente de infrarrojos (lámpara), una cámara para la muestra o tubo de luz, un filtro de longitud de onda, y el detector de infrarrojos. El gas se bombea a la cámara de la muestra, y la concentración de gas se mide electroópticamente por la absorción de una determinada longitud de onda en el infrarrojo (IR). La luz infrarroja se dirige, cruzando la cámara de la muestra, hacia el detector. El detector tiene un filtro óptico frente a él, que elimina toda la luz, salvo la longitud de onda que pueden absorber las moléculas del gas seleccionado. Lo ideal sería que las moléculas de otro tipo de gas no absorbieran la luz de esa longitud de onda, y no afectasen a la cantidad de luz que llega al detector.
 - **TCD (thermal conductivity detector)** o sensor de conductividad térmica: Utiliza cambios en la conductividad térmica de la corriente de gas, ocasionados por las moléculas de las especies químicas cuya presencia o concentración se desea conocer. El sensor de conductividad térmica consiste en un elemento calentado eléctricamente, normalmente mediante una resistencia, la cual tiene una temperatura para una potencia eléctrica constante que depende del gas circundante. La resistencia puede ser un hilo fino de platino, oro o tungsteno, o un termistor semiconductor.
 - **ECD** o detector de captura de electrones: Su funcionamiento básico se basa en la emisión de una partícula β (electrón) por parte de átomos como Ni o Tritio adsorbido sobre una placa de platino o titanio. Típicamente, un ECD contiene unos 5 milicurios de emisor β . Dicho electrón ioniza el gas portador y se produce una ráfaga de electrones. Si se aplica un campo eléctrico constante, mediante un par de electrodos, por ejemplo, se tendrá una corriente constante entre ambos del orden de un nanoamperio. Sin embargo, si se tienen especies orgánicas en el gas, éstas capturarán parte de los electrones, disminuyendo por tanto la intensidad de la corriente. Normalmente es necesario aplicar el potencial en forma de impulsos para lograr una respuesta lineal del detector. Este detector es muy selectivo, y es sensible a la presencia de moléculas con grupos electronegativos como halógenos, peróxidos, quinonas y grupos nitro, grupos que contienen átomos de halógeno (cloro, bromo, yodo), **oxígeno** y nitrógeno. grupos como el alcohol, amina e hidrocarburos no dan señal, por lo cual no pueden ser medidos mediante este método.

Figura A.16 Analizador de gases marca Cubic, serie GASBOARD-3100P

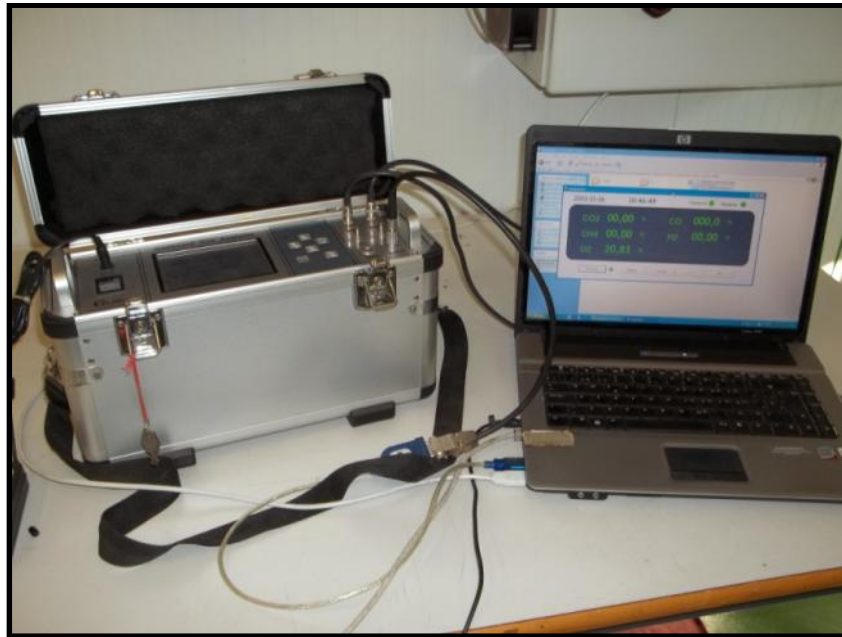
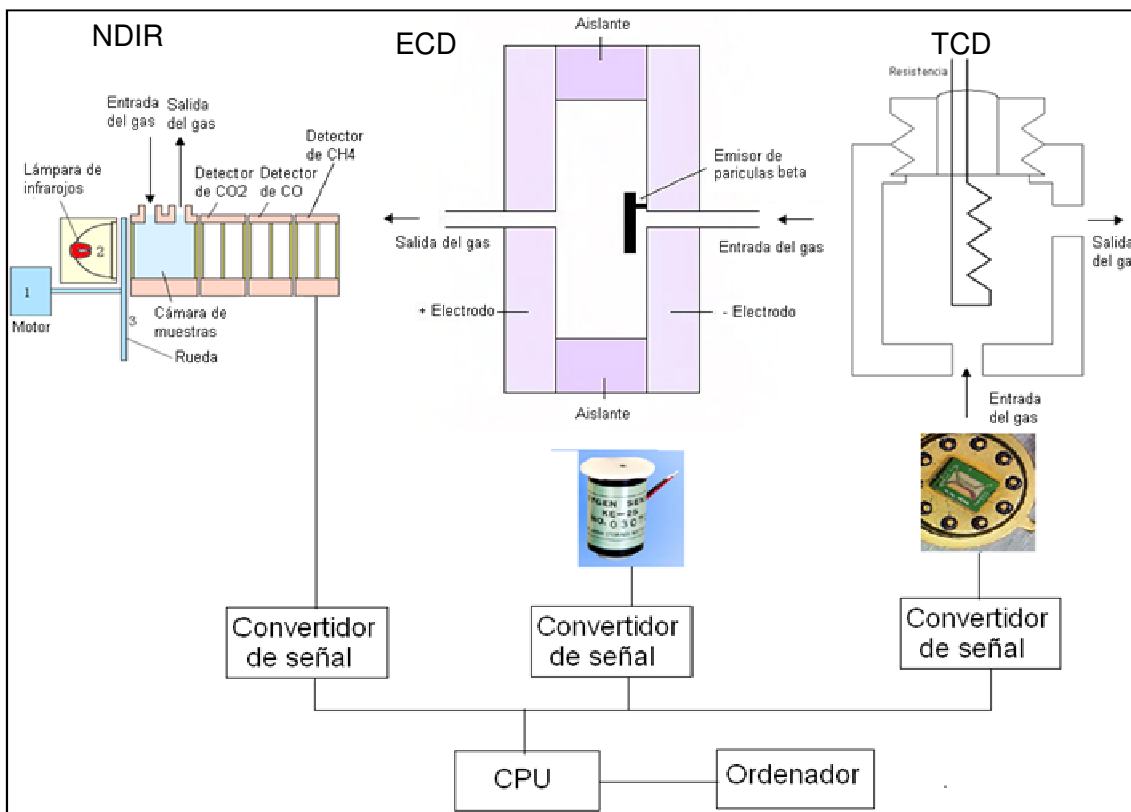


Figura A.17 Metodo de medición del analizador de gases marca Cubic, serie GASBOARD-3100P.



Equipos de medida analógicos sin registro de señal: en éstos solo puede verse la medida en el sitio donde está el equipo y no es enviada a los módulos de adquisición, entre estos equipos tenemos:

- **Medidores de temperatura tipo reloj**

Figura A.18 Termómetro tipo reloj



- **Medidores de presión diferencial:** para visualizar la caída de presión.

Figura A.19 Manómetro diferencial



- **Rotámetro** modelo PT-11 3-30NM3/H R, 1": mide el caudal del gas de salida.

Figura A.20 Rotámetro para la medida del caudal de gas.



A.1.3. Equipos para la automatización y el control de la planta.

Los equipos de automatización y control se encargan de recibir datos, procesarlos mediante un programa previamente realizado y enviar órdenes. En la **sección 3.2.3** "Equipos de adquisición y medida" se explican cuales son los puntos de medida, los equipos de adquisición y medida y el esquema de comunicación. Los equipos principales de automatización y control y sus especificaciones técnicas se muestran a continuación:

- 2 Módulos MAC-3580 para medida de temperaturas y presiones.
- 1 DS-4200 para medida de caudal de agua.
- 1 Fuente de alimentación de 24 V marca DESIN.
- 2 analizadores de redes SIEMENS SENTRON PAC3200
- 1 Fuente de alimentación OMRON.
- 1 Autómata CJ2M-CPU11 OMRON.
- 1 Modulo de comunicaciones OMRON CJ1W-SCU31
- 1 Modulo de termopares OMRON CJ1W-TS56
- 1 Modulo de 4 entradas y 2 salidas analógicas CJ1W-MAD42
- 1 Modulo en entradas digitales CJ1W-OC211.

- 1 variador de velocidad OMRON V1000.
- 1 terminal táctil OMRON NS5.

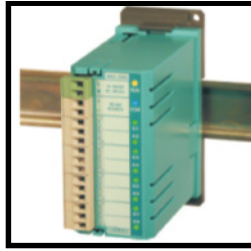
A continuación se muestran las especificaciones técnicas de los equipos mencionados.

- **Módulos MAC-3580 para medida de temperaturas y presiones:** Los MAC-3580 son módulos de adquisición de datos con 8 entradas analógicas configurables para tensión o corriente, con bloques de función y comunicación mediante Modbus RS-485. El módulo está basado en la tecnología **Programmable Analogic Control (PAC)** que es una tecnología de diseño de equipos de instrumentación aplicados al control analógico y lógico de procesos, estos se programan mediante bloques de función. Los módulos se programan mediante el software LOOPWIN.

Tabla A.8 Especificaciones técnicas del Módulo MAC3580

ENTRADAS ANALÓGICAS:
- Entradas 8 canales de 0..4-20 mA (en opción mV/mA)
- Impedancia para entrada mA: Shunt Interno de 3,74 Ω
- Opción 8 entradas mV (o mA shunt externo) : 0...75 mV
- Impedancia para opción entrada mV: > 1 M Ω
- Exactitud a 25 °C: $\pm 0,1\%$
- Resolución de convertidor A/D: 64000 puntos
- Tiempo de muestreo: 125 ms
CONSIGNAS AUXILIARES:
- 8 Celdas de introducción manual de valores para cálculos
SELECTORES:
- 4 Bloques de Selección analógica
- Selectores de 4 entradas y una salida analógica
- Selección Binaria o Incremental configurables
INTEGRADOR:
- 1 Bloque para realizar Integrales analógicas
- Configurable en Factor de tiempo, Preset, Hold y Reset
DERIVADOR:
- 2 Bloques para realizar Derivadas analógicas
- Configurable en Factor de tiempo
MEMORIA ANALÓGICA:
- 1 Bloque de fijación de medida (Hold)
- Configurable como Máximo, Mínimo o Instantáneo
LINEALIZACIÓN ANALÓGICA:
- 4 Bloques de Linealización
- Configurables en 10 tramos
DISPLAY:
- 2 Leds Indicadores de estado de uP y comunicación
- 8 Leds Indicadores de estado de entradas analógicas
COMUNICACIONES:
- Tipo: Puerto RS-485
- Protocolo: Modbus RTU
- Velocidad: 9600, 19200, 38400 bauds
MÁXIMAS DE UTILIZACIÓN:
- Temperatura ambiente de trabajo: 0 a 50 °C
- Temperatura de almacenamiento: -20 a 70 °C
- Humedad Relativa: máx. 85 HR% (sin condensación)
NORMAS CE:
- EN 50081 Emisión, EN 50082 Inmunidad, EN 61010 seg. elec.
ALIMENTACIÓN Y CONSUMO:
- Tensión nominal de trabajo: 85 a 265 Vac/dc (opción 12 ó 24 Vac/dc)
- Potencia consumida: máx. 3 VA

Figura A.21 Modulo MAC3580 DESIN, con 8 entradas analógicas.



- **DESIN DS-4200 para medida de caudal de agua:** se encarga de medir el caudal de agua del sistema de enfriamiento.


Figura A.22 Modulo DESIN DS4200 para medida del caudal de agua.










Figura A.23 Especificaciones técnicas del modulo DESIN DS4200.

Salidas Analógicas: Disponen de dos salidas 4-20 mA, la salida **AO1** transmite la Velocidad del Fluido con un rango de 0 a 1...30 m/s para gases, ó 0 a 5 m/s para líquidos; y la otra **AO2** para el Caudal Instantáneo, ambas con los rangos definidos en **P3** y **P4** de **AO1** y **AO2** respectivamente (ver Configuración).

Salidas Lógicas: Disponen de dos salida por relés: **DO2** de Alarma para Caudal o para velocidad del fluido. En opción, la salida **DO1** puede suministrarse como salida de pulsos proporcional a un valor seleccionado de Caudal.

Alarma: Visible y preseleccionable por teclado o por RS-485. Por teclado se muestra al pulsar la tecla , el display presentará **AL 1** con el valor actual.

Preselección del valor de Alarma: Pulsar , el display mostrará el valor y abajo **SPA 1**. Pulsar de nuevo  y el primer dígito parpadeará. Modificar con las teclas  y  hasta ver el nuevo valor. Pulsar de nuevo  y despues  con lo que el display mostrará **Hi 1** que es la Histéresis de conmutación. Modificar si es necesario como ya se ha descrito. Salir con la tecla .

Salida de Pulsos: Función opcional. La salida **DO 1** da un pulso cada cantidad de caudal predefinido en el parámetro **P05** en **Int**. A la vez, el Acumulador Totalizador incrementa en una unidad su valor histórico.

DS transmitiendo pulsos de Caudal y una Alarma

PLC con entradas 4-20 mA y entradas lógicas 24 Vdc

FMC transmitiendo 2 salidas 4-20 mA



- **Analizadores de redes SIEMENS SENTRON PAC3200:** mediante este se monitorizan y guardan variables de la energía eléctrica que alimenta la planta de gasificación: potencia activa, reactiva y aparente, tensión L-L y tensión L-N, corriente de cada línea, frecuencia, factor de potencia entre otras variables.

Tabla A.9 Características técnicas del Analizador de redes Siemens Sentron PAC3200.

Valores efectivos instantáneos		
Tensión	entre fases/fase-neutro	✓
Corrientes	por fase	✓
Energía aparente, activa y reactiva	por fase y total	✓
Factor de potencia	por fase y total	✓
Frecuencia de red		✓
THD tensión y corriente	por fase	✓
Valores mín./máx.	función mín./máx.	✓
Promedios	todas las fases	✓
Contadores de energía		
Energía activa	suministro/recuperación, tarifa alta/baja	✓ / ✓
Energía reactiva	sentido positivo/negativo, tarifa alta/baja	✓ / ✓
Energía aparente	tarifa alta/baja	✓
Consumo de energía por periodo de medida	promedio energía activa y reactiva	✓
Periodo de medida ajustable		1 ... 60 minutos
Valores energéticos mín./máx. por periodo de medida		✓
Contador de las horas de servicio	horas de servicio de consumidores	✓
Contador universal	por ejemplo, registro de impulsos energéticos en contadores externos, etc.	✓
Límites de error		
Tensiones y corrientes		±0,2%
Potencias		±0,5%
Energía activa		clase 0,5S, según IEC 62053-22
Energía reactiva		clase 2, según IEC 62053-23
Otros		
Protección por contraseña		✓
Datos técnicos		
Dos cuadrantes (referencia) / cuatro cuadrantes		4Q
Medida (consumo y recuperación)		
Medida en redes de una/varias fases		1 fase, 2 fases o 3 fases
Tipos de red		TN, TT, IT
Registro de señales		continuo
Entradas de tensión	conexión directa hasta triangulo/estrella sin transformador	690 V/400 V (CAT III)
Entradas de corriente	ajustables en el medidor	×/1 A o ×/5 A
Tensión auxiliar	AC DC	95...240 V AC (±10%) 140...340 V DC (±10%)
Dimensiones	long. x ancho x prof. en mm prof. de montaje sin módulo (mm) prof. de montaje con módulo (mm)	96 x 96 x 56 51 73
Tipo de protección	cara frontal cara posterior	IP54 IP20
Temperatura de servicio	°C	-5...+55
Display	tipo resolución (píxeles)	display gráfico LCD con iluminación de fondo 128 x 96
Visualización de texto		varios idiomas de usuario disponibles

Figura A.24 Analizador de redes Siemens Sentron PAC3200



- Fuente de alimentación OMRON CJ1W-PA202.

Tabla A.10 Características técnicas de la Fuente de Alimentación CJ1W – PA202

Item	Specifications					
	Power Supply Unit	CJ1W-PA205R	CJ1W-PA205C	CJ1W-PA202	CJ1W-PD025	CJ1W-PD022
Supply voltage		100 to 240 V AC (wide-range), 50/60 Hz			24 VDC	
Operating voltage and frequency ranges		85 to 264 V AC, 47 to 63 Hz			19.2 to 28.8 V DC	21.6 to 26.4 V DC
Power consumption		100 VA max.		50 VA max.	50 W max.	35 W max.
Inrush current *1		At 100 to 120 V AC: 15 A/8 ms max. for cold start at room temperature At 200 to 240 V AC: 30 A/8 ms max. for cold start at room temperature		At 100 to 120 V AC: 20 A/8 ms max. for cold start at room temperature At 200 to 240 V AC: 40 A/8 ms max. for cold start at room temperature	At 24 V DC: 30 A/20 ms max. for cold start at room temperature	
Output capacity *7		5.0 A, 5 V DC (including supply to CPU Unit) 0.8 A, 24 V DC Total: 25 W max.		2.8 A, 5 V DC (including supply to CPU Unit) 0.4 A, 24 V DC Total: 14 W max.	5.0 A, 5 V DC (including supply to CPU Unit) 0.8 A, 24 V DC Total: 25 W max.	2.0 A, 5 V DC (including supply to CPU Unit) 0.4 A, 24 V DC Total: 19.6 W max.
Output terminal (service supply)		Not provided.				
RUN output *2		Contact configuration: SPST-NO Switch capacity: 250 V AC, 2 A (resistive load) 120 V AC, 0.5 A (inductive load), 24 V DC, 2A (resistive load) 24 V DC, 2 A (inductive load)	Not provided.			
Replacement notification function		Not provided.	With Alarm output (open-collector output) 30 V DC max., 50 mA max.	Not provided.		
Insulation resistance		20 MΩ min. (at 500 V DC) between AC external and GR terminals *3	• 20 MΩ min. (at 500 V DC) between all external terminals and GR terminal, and between all alarm output terminals. • 20 MΩ 1 min. (at 250 V DC) between all alarm output terminals and GR terminal.	20 MΩ min. (at 500 V DC) between AC external and GR terminals *3	20 MΩ min. (at 500 V DC) between DC external and GR terminals *3	- *6
Dielectric strength *4		2,300 V AC 50/60 Hz for 1 min between AC external and GR terminals *3 Leakage current: 10 mA max.	• 2,300 VAC, 50/60 Hz for 1 minute between all external terminals and GR terminal and between all alarm output terminals with a leakage current of 10 mA max. • 1,000 V AC, 50/60 Hz for 1 minute between all alarm output terminals and GR terminal with a leakage current of 10 mA max.	2,300 V AC 50/60 Hz for 1 min between AC external and GR terminals *3 Leakage current: 10 mA max.	1,000 V AC, 50/60 Hz for 1 minute between DC external and GR terminals *3 Leakage current: 10 mA max.	- *6
Noise immunity		1,000 V AC, 50/60 Hz for 1 minute between DC external and GR terminals *3 Leakage current: 10 mA max.				
Vibration resistance		2 kV on power supply line (conforming to IEC61000-4-4)				
Shock resistance		10 to 57 Hz, 0.075-mm amplitude, 57 to 150 Hz, acceleration: 9.8 m/s ² in X, Y, and Z directions for 80 minutes (Time coefficient: 8 minutes × coefficient factor 10 = total time 80 min.) (according to JIS C0040)				
		147 m/s ² 3 times each in X, Y, and Z directions (Relay Output Unit: 100 m/s ²) (according to JIS C0041)				

Figura A.25 Fuente de alimentación CJ1W – PA202



- **Autómata CJ2M-CPU11 OMRON:** Equipo programable que controla en tiempo real los procesos de la planta. Puede leer datos de los módulos de temperatura, presión, caudal de aire y agua para utilizarlos en el programa.

Figura A.26 Autómata CJ2M CPU11



Tabla A.11 Características del autómata CJ2M.

CPU	CJ1M	CJ2M
Puerto de Programación	Mini-periféricos	USB
RS232	Integrado	Integrado (CPU1x) Opcional (CPU3x)
Compact Flash	Sí	Sí
CPU con Ethernet	Modelo ETN (FINS)	CPU3x (FINS & EIP)
CPU con Motion	Sí, CPU2x - 2 ejes	Unidad Opcional 2 x 2 ejes (Q3 2010)
Memoria de Datos (K words DM + EM)	32K	64K (CPUx1/2/3) 160K (CPUx4/5)
Memoria de Programa (K steps)	5 / 10 / 20	5 / 10 / 20 / 30 / 60 (+ 20k FB)
Unidades	10 (9) / 10 (9) / 20 (19) (x9 = ETN)	40 (10 local + 3 x 10 como expansión)
Puntos de I/O [words]	160 / 320 / 640 [10 / 20 / 40]	2560 [160]

Tabla A.12 Velocidad del autómata CJ2M

Ítem	Definición	CJ1M	CJ1G	CJ2M
Overhead	-	500 μ s	400 μ s	160 μ s (sin E/IP)
Ejecución de Instrucción	LD	0.10 μ s	0.04 μ s	0.04 μ s
	SEN	47.9 μ s	42.2 μ s	0.86 μ s
	Matemática en Coma Flotante	13.3 μ s	9.2 μ s	0.66 μ s
Function Block overhead	-	15.0 μ s	8.8 μ s	7.4 μ s

- **Modulo de comunicaciones OMRON CJ1W SCU31:** Se encarga de comunicar los módulos DESIN de temperatura, presión y caudal de agua con el autómata a través del protocolo Modbus RS485.

Tabla A.13 Especificaciones del modulo de comunicación CJ1W SCU31 V1

PLC Series		CS Series	CJ Series
Name		Serial Communications Unit	
Classification		CPU Bus Unit	
Model		CS1W-SCU31-V1	CJ1W-SCU31-V1
Serial ports	Port 1	RS-422A/485	
	Port 2	RS-422A/485	
Protocol	Port 1	Host Link, protocol macro, NT Link, loopback test, Modbus-RTU Slave Mode, or 1:1 Host Link can be selected for each port.	Serial Gateway, no-protocol, and 1:1 Host Link modes. (Note: The Serial Gateway can also be executed in protocol macro mode.) *1
	Port 2		
Number of mountable Units	CPU Rack	A total of up to 16 CPU Bus Units, including all other CPU Bus Units (unit numbers 0 to F). No restrictions on mounting locations.	A total of up to 16 CPU Bus Units (unit numbers 0 to F). No restrictions on mounting locations.
	Expansion Rack		
Supporting CPU Units		CS1 CPU Unit Note: A CS1 CPU Unit with unit version 3.0 or later is required to use the no-protocol mode.	CJ1 CPU Unit Note: A CJ1 CPU Unit with unit version 3.0 or later is required to use the no-protocol mode.
Simple Backup Function		The CPU Unit's Simple Backup Function can be used to back up the Protocol Macro data in the Serial Communications Board/Unit to a Memory Card. The backed-up data can be restored or compared.	
Current consumption		400 mA	380 mA
Weight		250 g max.	110 g max.

Tabla A.14 Especificaciones del modulo de comunicación CJ1W SCU31 V1

PLC		CJ series					
Device name		Serial Communications Unit					
Classification		CPU Bus Unit					
Model number		CJ1W-SCU22	CJ1W-SCU32	CJ1W-SCU42	CJ1W-SCU21-V1	CJ1W-SCU31-V1	CJ1W-SCU41-V1
Serial ports	Port 1	RS-232C	RS-422A/485	RS-422A/485	RS-232C	RS-422A/485	RS-422A/485
	Port 2	RS-232C	RS-422A/485	RS-232C	RS-232C	RS-422A/485	RS-232C
Protocol	Port 1	Host Link, protocol macro, Serial Gateway, No-protocol, NT Link, Modbus-RTU Slave, loopback test, or 1:1 Host Link can be selected for each port. *1, *2			Host Link, protocol macro, NT Link, or loopback test can be selected for each port. * Unit Ver. 1.2 or later also supports Serial Gateway, no-protocol, and 1:1 Host Link modes. (Note: The Serial Gateway can also be executed in protocol macro mode.) *1 * Unit Ver. 1.3 or later also supports Modbus-RTU slave mode.		
	Port 2						
Number of mountable Units	CPU Unit	None					
	CPU Rack	A total of up to 16 Units, including all other CPU Bus Units. No restrictions on the mounting location. However, if an external interrupt task is used, the Unit must be mounted in one of the following slots on the CPU Rack.			A total of up to 16 Units, including all other CPU Bus Units. No restrictions on the mounting location.		
	Expansion Rack	<ul style="list-style-type: none"> • CJ2H-CPU6□-EIP CPU Unit: Slots 0 to 3 • CJ2H-CPU6□, CJ2M-CPU□□ or CJ1G/H-CPU□□H CPU Unit: Slots 0 to 4 • CJ1M-CPU□□ CPU Unit: Slots 0 to 2 External interrupt tasks will not be started if the Unit is mounted to any other slot.					
Data exchange with the CPU Unit	Ordinary refreshing of software switches and status	Allocated 25 words of the 25 words in the CPU Bus Unit CIO Area (constant data exchange with the CPU Unit)					
	Transfer from the CPU Unit set by the system	Of the CPU Bus Unit DM Area, each serial port is allocated 10 words (total 20 words). Data is transferred from the CPU Unit at the following times: <ul style="list-style-type: none"> • Startup or restart • Ladder instruction: STUP(237) • Port Settings Changing Flag turns ON (Auxiliary Area) 					
Simple Backup Function		The CPU Unit's Simple Backup Function can be used to backup the Protocol Macro data in the Serial Communications Unit to the CPU Unit's Memory Card. The backed-up data can be restored or compared. (The Simple Backup Function can be used with the CJ1-H and CJ1M CPU Units only.)					
Current consumption *3		280mA+x	400mA	360mA+x	280mA+x	380mA	380mA+x
Weight		160g Max.	120g Max.	140g Max.	110g Max.	110g Max.	110g Max.
General specifications		Conforms to general specifications for SYSMAC CJ Serie.					

*1. Serial Gateway: The Serial Gateway can also be executed in protocol macro mode.
 *2. No-protocol: An external interrupt task can be executed when data is received in No-protocol Mode. If the CJ2H CPU Units with unit version 1.1 or later and CJ2M CPU Units is used, the high-speed communications instructions (DRXDU(261) and DTXDU(262)) can also be used.
 *3. The current consumption is for one Serial Communications Unit. When an NT-AL001 Link Adapter is connected to the Serial Communications Unit, power is supplied to the Link Adapter from the Unit. A current consumption of 150 mA must be added for each Link Adapter that is connected. In the above specifications, "x" indicates that 150 mA must be added for each port to which an NT-AL001 Link Adapter is connected to provide the required 5-V power supply.

- **Modulo de termopares OMRON CJ1W TS56:** es una unidad con 6 canales de entrada para termopares tipo J o K.

Figura A.27 Módulo de temperaturas OMRON CJ1W TS56



Tabla A.15 Especificaciones del modulo de temperaturas OMRON CJ1W TS56

Thermocouple input	K-type or J-type (IEC 60584)
Number of inputs	1 to 6
Measurement range	K-type: -200.0 to +1300.0 °C J-type: -100.0 to +850.0 °C
Indication resolution	0.1 °C
Cold junction compensation - Accuracy	Internal measurement of terminal temperature, once in each scan cycle. ± 2.0 °C in a stable temperature environment (no direct heat or airflow).
Temperature value Data representation	16-bit signed integer in units of 0.1 °C: #F830 = -200.0 °C, #32C8 = +1300.0 °C
Indication accuracy * over full operational range (0 – 55 °C ambient temperature)	± 0.5 % of indicated value or ± 0.7 °C (whichever is larger) ± 1 digit max. ±2.0 °C ± 1 digit max. using a K-type thermocouple below –100 °C.
Input response time (per active input)	40 ms (100 Hz suppression) 67 ms (60 Hz suppression) 80 ms (50 Hz suppression) 400 ms (50+60 Hz suppression)
Input update cycle time (all active inputs)	[number of active inputs + 1] x [input response time] + 40 ms
I/O refresh time (influence on PLC cycle time)	1-3 inputs (48pt mode): 0.008 ms 4 inputs (64pt mode): 0.011 ms 5-6 inputs (96pt mode): 0.016 ms

* Indication accuracy is guaranteed with the supplied terminal block. Do not replace the supplied terminal block by a different model (e.g. screw type by screwless type or vice versa).

- **Modulo de 4 entradas y 2 salidas analógicas CJ1M MAD42.**

Figura A.28 Modulo de 4 entradas y 2 salidas analógicas CJ1W MAD42

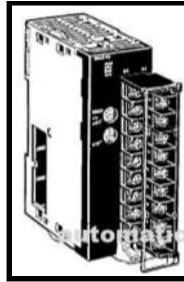


Tabla A.16 Características del modulo CJ1M MAD42

CJ1W-MAD42	
Tipo de unidad	Unidad especial de E/S de la serie CJ.
Aislamiento	Entre las señales de E/S y el PLC: Optoacoplador. (No hay aislamiento entre las señales de E/S individuales).
Terminales externos	Bloque de tornillos (M3) de 18 puntos desmontables.
Consumo de corriente	580 mA máx. a 5 Vcc.
Dimensiones (mm)	31 x 90 x 65
Peso	150 g máx.
Especificaciones generales	Conforme a las especificaciones generales de la serie CJ.
Posición donde ser instalada	Sólo en el rack de la CPU de la serie CJ o rack expansor de la serie CJ
Número máximo de unidades (ver Nota 1)	En el rack de la CPU: 7 unidades máximo. En el rack de expansión: 8 unidades máximo. Total: (7 unid. Máx. en el rack de la CPU) + (8 unid. Máx. en el rack expansor x 3 racks) = 31 unid. Máx.
Intercambio de datos con CPU	Área de unidad de E/S especiales: CIO 200000 al CIO 295915 (canales CIO 2000 al CIO 2959). Intercambio de 10 canales de datos por unidad. Área interna de DM de la unidad de E/S especial (D20000 al D29599)
Nota 1: El número máx. de unidades de E/S analógicas que se pueden montar en un rack, dependerá del modelo de la fuente de alimentación y del consumo de corriente del resto de unidades montadas en dicho rack.	

- **Modulo con salidas digitales CJ1W OC211.**

Tabla A.17 Características del modulo de salidas digitales OMRON CJ1W OC211



CJ1W-OC211 Contact Output Unit (16 Points)	
Name	16-point Contact Output Unit with Terminal Block
Model	CJ1W-OC211
Max. Switching Capacity	2 A 250 VAC (cosφ = 1), 2 A 250 VAC (cosφ = 0.4), 2 A 24 VDC (8 A/Unit)
Min. Switching Capacity	1 mA 5 VDC
Relays	NY-24W-K-IE (Fujitsu Takamizawa Components, Ltd.), Cannot be replaced.
Service Life of Relay	Electrical: 150,000 operations (24 VDC, resistive load)/ 100,000 operations (250 VAC, cosφ = 0.4, inductive load) Mechanical: 20,000,000 operations Service life will vary depending on the connected load.
ON Response Time	15 ms max.
OFF Response Time	15 ms max.
Number of Circuits	16 points/common, 1 circuit
Insulation Resistance	20 MΩ between external terminals and the GR terminal (500 VDC)
Dielectric Strength	2,000 VAC between the external terminals and the GR terminal for 1 minute at a leakage current of 10 mA max.
Internal Current Consumption	110 mA 5 VDC max. 96 mA 24 VDC max. (6 mA × No. of ON points)
Weight	170 g max.

- Variador de velocidad OMRON V1000, modelo VZA42P2BAA:

Figura A.29 Variador OMRON V1000



Tabla A.18 Características del variador OMRON V1000

Clase 400 V												
		Trifásico: VZ-□										
		40P2	40P4	40P7	41P5	42P2	43P0	44P0	45P5	47P5	4011	4015
kW del motor ¹	Para configuraciones HD	0,2	0,4	0,75	1,5	2,2	3,0	4,0	5,5	7,5	11	15
	Para configuraciones ND	0,37	0,75	1,5	2,2	3,0	3,7	5,5	7,5	11	15	18,5
Características de salida	Capacidad del variador kVA	0,9	1,4	2,6	3,7	4,2	5,5	7,2	9,2	14,8	18	24
	Corriente nominal de salida (A) en HD	1,2	1,8	3,4	4,8	5,5	7,2	9,2	14,8	18,0	24	31
	Corriente nominal de salida (A) en ND	1,2	2,1	4,1	5,4	6,9	8,8	11,1	17,5	23	31	38
	Tensión máxima de salida	0 a 480 V (proporcional a la tensión de entrada)										
Frecuencia máxima de salida		400 Hz										
Fuente de alimentación	Tensión y frecuencia nominales de entrada	Trifásico de 380 a 480 V c.a., 50/60 Hz										
	Fluctuaciones de tensión admisibles	-15%..+10%										
	Fluctuaciones de frecuencia admisibles	+5%										
	1. Potencia basada en un motor estándar de 4 polos para la salida máxima aplicable del motor: Modo de régimen de trabajo alto (HD) con una capacidad de sobrecarga del 150% Modo de régimen de trabajo normal (ND) con una capacidad de sobrecarga del 120%											

Figura A.30 Configuración del sistema del variador OMRON V1000

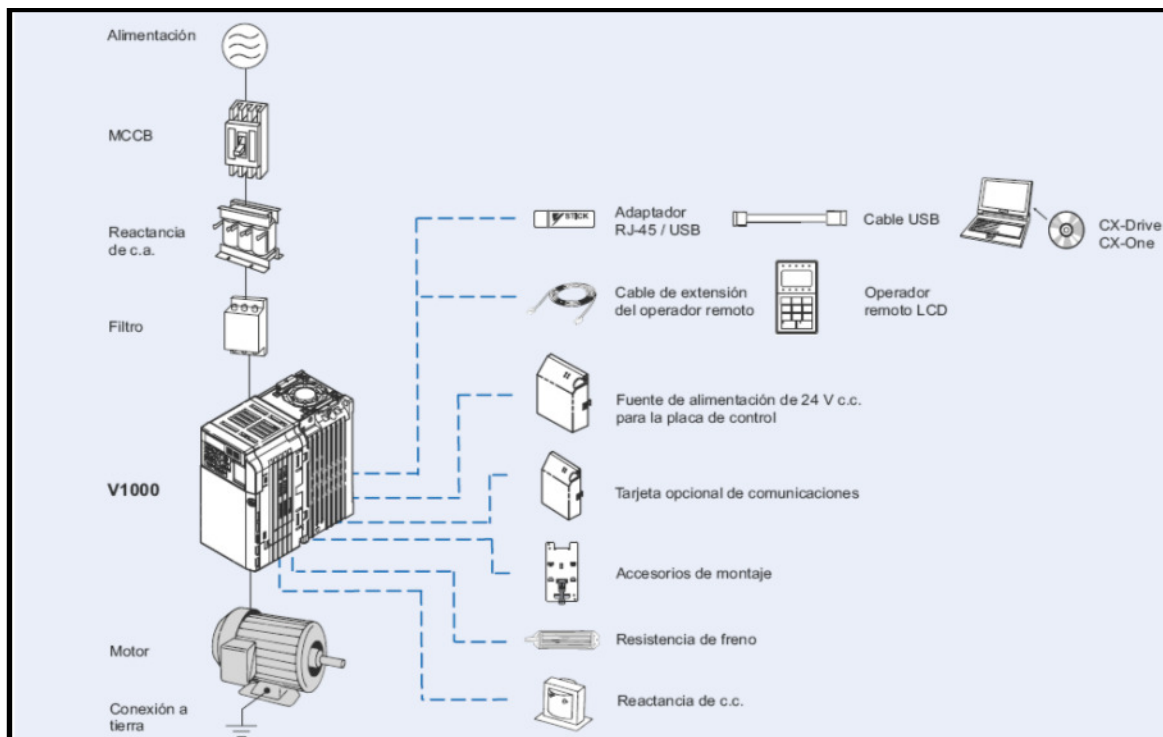
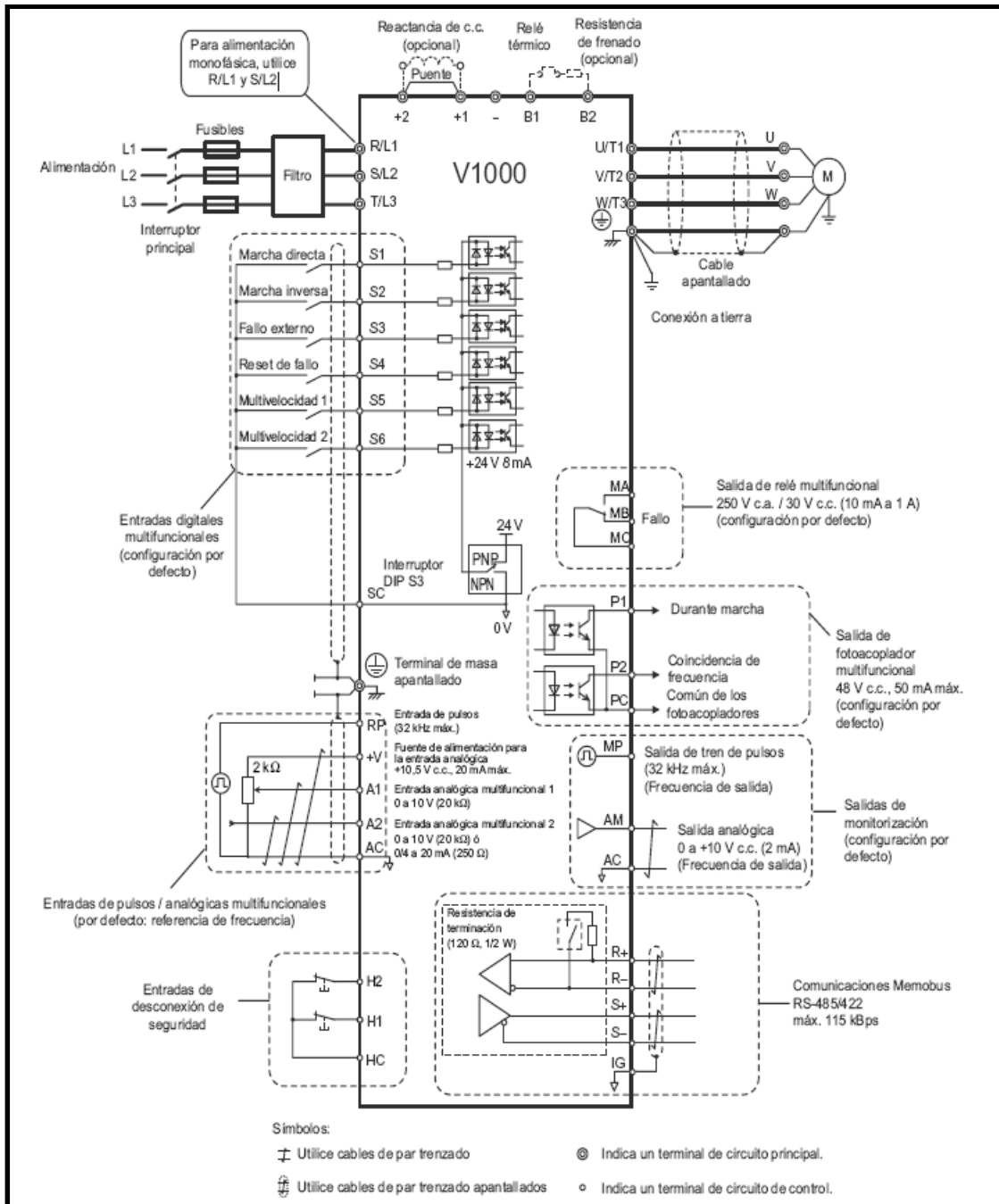


Figura A.31 Conexión del variador de frecuencia V1000







- Terminal táctil OMRON NS.

Figura A.32 Terminal táctil OMRON NS5



Tabla A.19 Características del terminal táctil OMRON NS5

Terminales HMI avanzados NS				
				
Modelo	NS12	NS10	NS8	NS6
Display	Pantalla TFT color de 12,1"	Pantalla TFT color de 10,4"	Pantalla TFT color de 8,4"	Pantalla monocromo o STN/TFT color de 5,7"
Resolución	800 x 600 pixeles	640 x 480 pixeles	640 x 480 pixeles	320 x 240 pixeles
Número de colores	256 (32.768 en datos de imagen)	256 (32.768 en datos de imagen)	256 (32.768 en datos de imagen)	Pantalla monocromo de 16 escalas de grises, STN/TFT de 256 colores (STN 4.096, TFT 32.768 en imágenes)
Tamaño de memoria	60 MB de memoria de pantalla, memoria interna de 32.768 canales + 32.768 bits y memoria no volátil de 8.192 canales + 8.192 bits	60 MB de memoria de pantalla, memoria interna de 32.768 canales + 32.768 bits y memoria no volátil de 8.192 canales + 8.192 bits	60 MB de memoria de pantalla, memoria interna de 32.768 canales + 32.768 bits y memoria no volátil de 8.192 canales + 8.192 bits	60 MB de memoria de pantalla, memoria interna de 32.768 canales + 32.768 bits y memoria no volátil de 8.192 canales + 8.192 bits
Opciones	Ethernet, Controller Link, tarjeta de entrada de video (RGB/compuesto)	Ethernet, Controller Link, tarjeta de entrada de video (RGB/compuesto)	Ethernet, tarjeta de entrada de video (RGB/compuesto)	Ethernet
Dimensiones en mm (H x A x F)	241x315x48,5	241x315x48,5	177x195x48,5	142x195x54

A.2. Planta de gasificación de lecho fluido

Al igual que en la planta de gasificación de lecho fijo downdraft, los equipos utilizados en la planta de lecho fluido burbujeante, se clasifican en equipos eléctricos auxiliares, equipos de medida y equipos para la automatización y el control.

A.2.1. Equipos auxiliares eléctricos

Son los equipos que permiten que la planta de gasificación lleve a cabo sus funciones. Entre estos tenemos:

- **Tornillo sin fin:** transporta la biomasa desde la tolva hasta el reactor, puede procesar biomasa triturada hasta un tamaño de 20 mm y está accionado mediante un motor eléctrico trifásico de 550 W que a su vez está gobernado por un variador de frecuencia.

Figura A.33 Motor del tornillo sinfín y datos de placa del motor



- **Bomba de vacío BUSCH SB 0200 D0:** Junto con el motor de combustión, crea la depresión requerida en el sistema para que el aire entre al gasificador y el gas llegue hasta la antorcha o el MCI. En la **Figura A.34** se muestra una foto y los datos de placa de la bomba de vacío y en
- **Figura A.35** se puede ver la curva de operación de la bomba.

Figura A.34 Bomba de vacío Busch y su placa de datos.

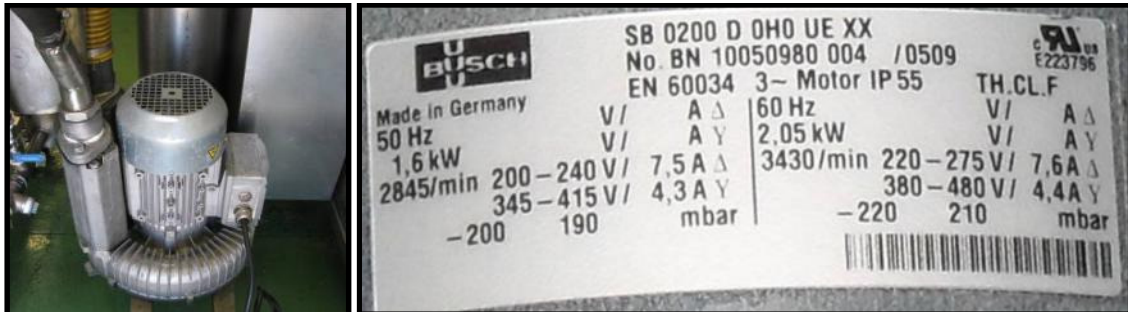
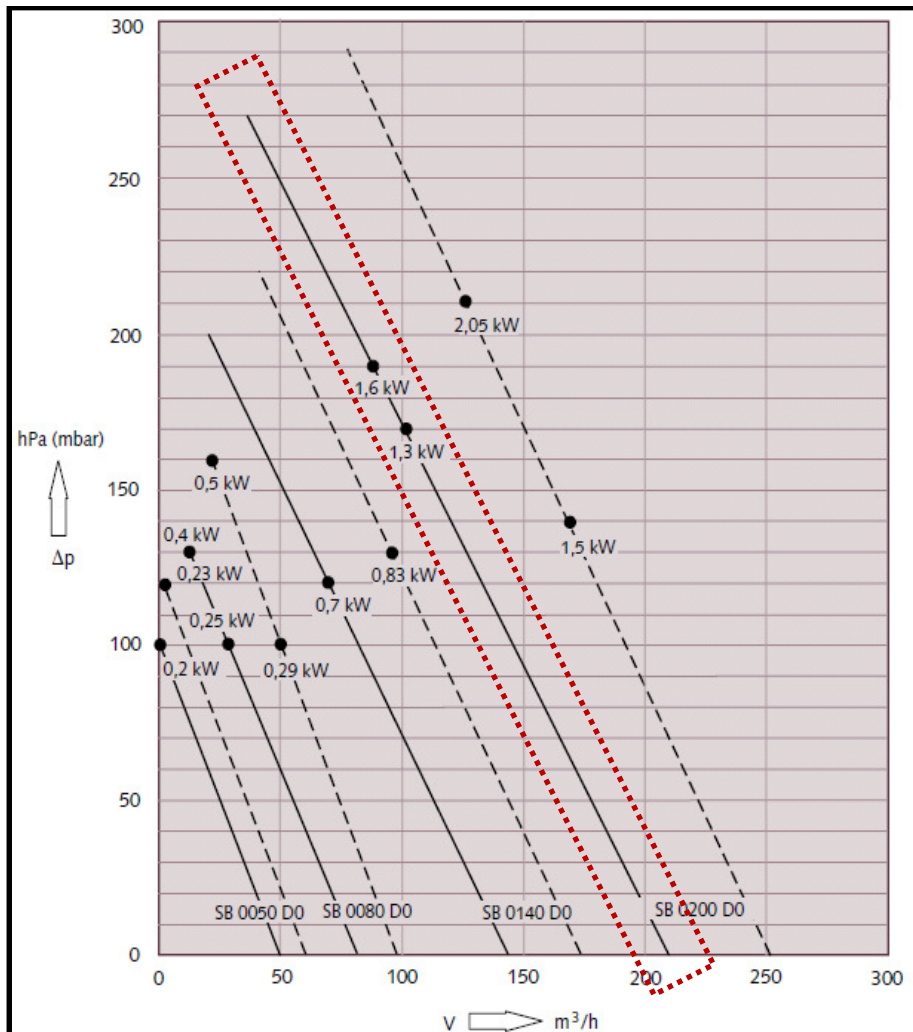
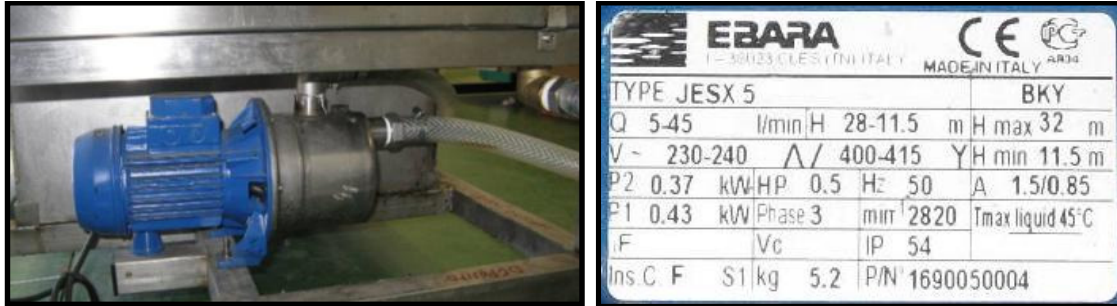


Figura A.35 Curva de operación de la bomba de vacío Busch.



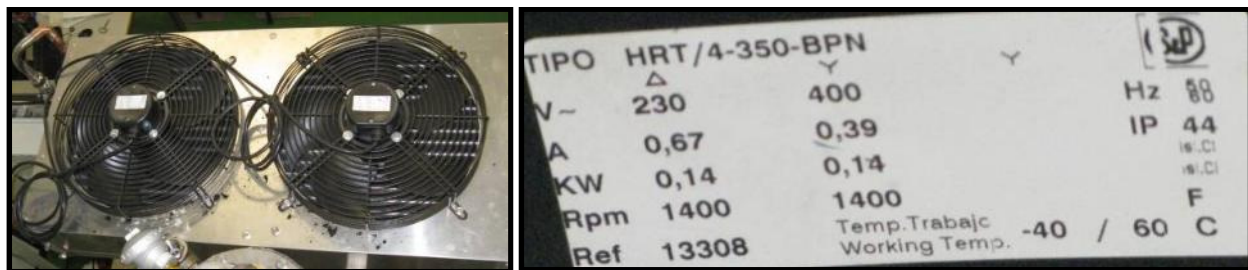
- **Bomba de agua:** impulsa el agua en el circuito cerrado de refrigeración

Figura A.36 Bomba de agua del circuito de refrigeración y placa de la bomba.



- **Aerotermino (Intercambiador de placas agua-aire):** tiene la función de enfriar el agua del circuito de refrigeración.

Figura A. Aerotermino o Intercambiador Agua-aire con sus datos de placa



- **Resumen de los equipos auxiliares:** En la **Tabla A.20** se muestran el resumen de las características de los equipos auxiliares del gasificador de lecho fijo.

Tabla A.20 Potencia nominal de los principales consumidores de energía eléctrica.

Motores eléctricos	Marca	Modelo	M/T*	I (A)	Tensión (V)	Potencia Nominal (kW)	RPM
B. de vacío	Busch	SB 0200 D OHO	T	4,4/7,6	230/400	2,05	3.430
T. aliment.	Bonfiglioli	M1LA4	T	2,72/1,57	230/400	0,65	1.680
B. de agua	EBARA	JESX5	T	0,85/1,5	230/400	0,43	2.820
Aerotermino		HRT/4-350-BPN	T	0,39/0,67	230/400	0,14	1.400
Total						3,27	

*M=monofásico, T=Trifásico

A.2.2. Equipos de medida.

Estos equipos miden las variables necesarias para controlar el proceso, se dividen en:

Equipos de medida analógicos con registro de señal:

- Termopares tipo K.
- Anemómetro de hilo caliente marca DESIN.
- Analizador de gases.

Equipos de medida analógicos sin registro de señal:

- Medidores de temperatura tipo reloj.
- Medidores de presión diferencial.
- Rotámetro.

Las características técnicas de todos estos equipos se revisaron en el **Anexo A.1.2.**

A.2.3. Equipos para la automatización y el control de la planta.

Los equipos de automatización y control se encargan de recibir datos, procesarlos mediante un programa y enviar órdenes. En la **sección 3.3.5. “Esquema general, diagrama de flujo del proceso e instrumentación”** se explican cuales son los puntos de medida, los equipos de adquisición y medida y el esquema de comunicación. Los equipos principales de automatización y control y sus especificaciones técnicas se muestran a continuación:

- 1 Módulos MAC-3580 para medida de temperaturas.
- 1 Fuente de alimentación de 230 a 24 V marca OMRON.
- 1 analizador de redes SIEMENS SENTRON PAC3200
- 1 Fuente de alimentación OMRON.
- 1 Autómata CJ1M-CPU11 OMRON.
- 1 Modulo de comunicaciones OMRON CJ1W SCU31
- 1 variador de velocidad OMRON V1000
- 1 terminal táctil OMRON NS5.

Las características técnicas de todos estos equipos se revisaron en el **Anexo A.1.3**

B. ANEXO B: METODOLOGÍA DEL MONTAJE DE LOS COMPONENTES PRINCIPALES

En este anexo se muestra el procedimiento para el montaje de los principales equipos de la planta.

B.1. Gasificador de lecho fijo downdraft

Los componentes principales del gasificador de lecho fijo que requieren una metodología para su montaje u operación son: el reactor, el filtro de gas y el filtro de agua. En esta sección se explicara el proceso: para la carga de biomasa al depósito, montaje del filtro de gas y del filtro de agua.

B.1.1. Carga del reactor con biomasa.

Los pasos para introducir la biomasa en el reactor son los mostrados en la **Tabla B.1**.












Tabla B.1 Procedimiento para la carga de biomasa en el reactor


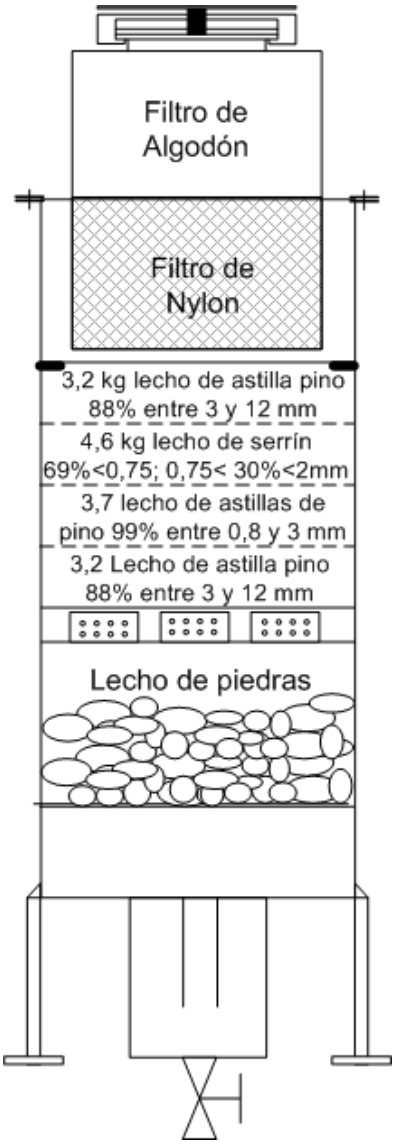






Paso	Fotografía	Deposito y Reactor
1 Seleccionar el tipo de biomasa a utilizar y en función de esta escoger el plato perforado o la rejilla intercambiable (ver sección 3.2.1.1.2 “Zona de reacciones”)		
2 Preparar residuo carbonoso con un volumen equivalente al que va desde la rejilla fija hasta el nivel del orificio de encendido. (ver el orificio en la figura 3.6)		
3 Pesar la biomasa que se desea gasificar (no menos de 25 kg)		
4 Abrir las compuertas lateral y superior e introducir el carbón vegetal por la compuerta lateral hasta el nivel del orificio de encendido.		
5 Introducir la biomasa por la compuerta lateral. Si se llega al nivel de esta compuerta, cerrarla y seguir introduciendo por la parte superior hasta ingresar toda la cantidad deseada, cerrar la compuerta superior. Con esto el reactor estará cargado y listo para operar.		

B.1.2. Montaje del filtro de gas.

El procedimiento para el montaje del filtro de gas es el mostrado en la **Tabla B.2**. Un esquema del filtro y todos sus componentes se muestra en la **Figura 3.16**.

Tabla B.2 Procedimiento para el montaje del filtro de gas

	Dispositivo	Fotografía	Filtro vacío
1	Revisar y limpiar el separador gas-agua (parte de abajo del filtro, ver figura 3.22 “separador agua-gas”)		
2	Poner la rejilla para sostener el lecho de piedras		
3	Poner las piedras (estas se encargan de condensar una parte del agua que contiene el gas).		
4	Poner la campana de borboteo sobre el lecho de piedras (encargada de hacer que condense más agua mediante diferencia de temperatura entre la zona de antes y después de la campana)		
5	Colocar sobre la campana de borboteo el plato perforado de acero. $D_{\text{agujeros}}=3 \text{ mm}$, $e=2 \text{ mm}$		
6	Colocar 9 cm de altura de astillas tamizadas (aprox 3,2 kg), de las cuales el 88% están entre los tamices de 3 y 12 mm		
7	Colocar el plato perforado de acero. $D_{\text{agujeros}}: 5\text{mm}$, $e=2\text{mm}$		
8	Colocar 9 cm de astillas tamizadas (aprox 3,7 kg), de las que el 99% está entre los tamices de 0,8 y 3 mm		
9	Colocar el plato perforado de plástico $D_{\text{agujeros}}: 3\text{mm}$, $e=2\text{mm}$		

10	Colocar 9 cm de altura de serrín (aprox 4,6 kg), de las cuales el 69% < 0,75 mm y el 30% está entre 0,75 y 2 mm.		
11	Colocar el plato perforado de acero para separar las astillas del serrín. $D_{\text{agujeros}} = 5 \text{ mm}$, $e = 2 \text{ mm}$.		
12	Colocar 9 cm de altura de astillas tamizadas (aprox 3,2 kg), de las cuales el 88% están entre los tamices 3 y 12 mm		
13	Colocar el plato perforado de acero + malla 200 micras. $D_{\text{agujeros}}: 3 \text{ mm}$ $e=2 \text{ mm}$		
14.	Verificar el estado del filtro de Nylon de 200 micras y, si es necesario, reemplazarlo. Montarlo sobre la tapa del filtro.		
15	Verificar el estado del algodón y si necesario reemplazarlo. U		
16	Cerrar la compuerta superior y realizar una prueba de fugas. Un vez llevado a cabo el procedimiento anterior, el filtro está listo para su funcionamiento dentro de la planta de gasificación.		

B.1.3. Montaje del filtro de agua.

El filtro está dividido en 5 compartimientos de los cuales el primero y el quinto son de agua y los 3 que están en medio de material filtrante (**Figura B.1**). El procedimiento para el montaje del filtro de agua (**Figura B.2**) es el siguiente:

- Limpiar y dejar vacíos los compartimientos 1 y 5.
- En el compartimiento 2 colocar astillas entre 0,2 y 0,5 cm.
- En el compartimiento 3 colocar astillas entre 0,5 y 1 cm.
- En el compartimiento 4 colocar arena de sílice de 0,4 mm de diámetro.
- Atornillar la tapa de metacrilato presionándola con el marco.

Figura B.1 Filtro de agua

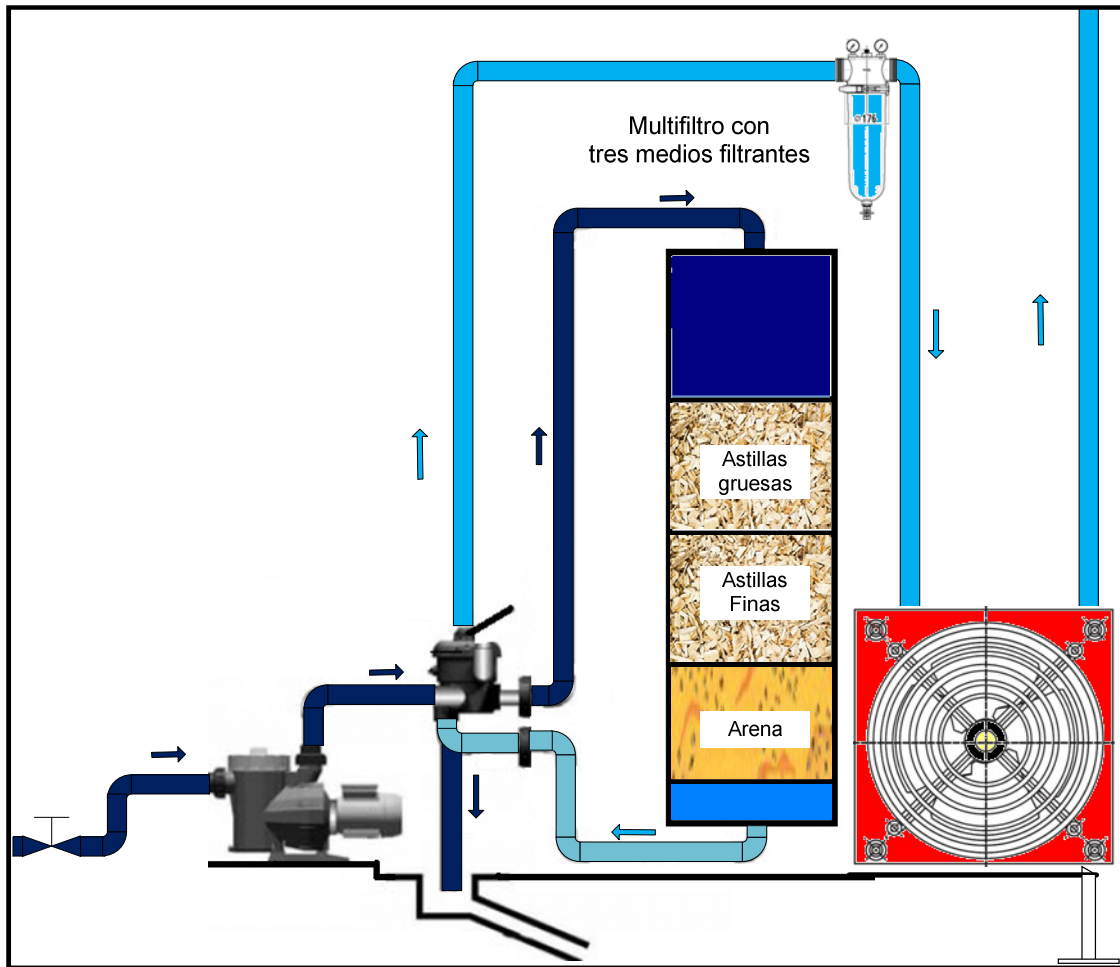


Figura B.2 Montaje del filtro de agua.



B.2. Gasificador de lecho fluido burbujeante

En la planta de gasificación de lecho fluido, de los equipos principales, el que requiere una metodología para su montaje es el filtro de gas.

B.2.1. Montaje del Filtro de gas

La primera parte del filtro de gas consta de un lavador húmedo que tiene la función de limpiar el gas, retirando parte de los sólidos y alquitranes que aún pueda contener el gas después de ser condensados en el intercambiador de calor. Luego del lavado, el gas es filtrado, utilizando biomasa triturada en el filtro de gruesos, y serrín en el filtro de finos, de esta manera la humedad y los restos de alquitrán que puedan quedar en el gas son separados, con lo que se garantiza un gas en condiciones de limpieza adecuadas para ser quemado en un MCI. El filtro posee un manómetro diferencial para controlar la caída de presión, esta debe estar entre 45 y 60 mbar. Si es mayor el filtro está obstruido, si es menor es preciso verificar que el nivel de agua no sea bajo o que el filtro de finos no tenga menos de 7 kg. El filtro cuenta con 5 compartimientos comunicados entre sí, de los cuales el primero contiene agua, los tres siguientes astillas y el último de astillas y serrín (**Figura B.3, Figura B.4 y Figura B.5**).

El procedimiento para el montaje del filtro es el siguiente:

- Rellenar el primer compartimiento con agua hasta alcanzar 45 cm de altura.
- Rellenar los compartimientos 2, 3 y 4 con pino triturado (o madera con características similares, el tamaño debe estar entre 1- 2,5 cm de largo y 2-6 mm de ancho).
- Rellenar el último compartimiento con la biomasa utilizada en los compartimientos anteriores hasta alcanzar una altura de 30 cm sobre su nivel más bajo.
- Poner una malla de 150 micras para separar las astillas del serrín.
- Poner 7 kg de serrín encima de la malla.
- Poner una lámina perforada cubierta con una malla de 150 micras para evitar que el serrín salga del filtro.

Figura B.3 Vista superior del filtro de gas



Figura B.4 Esquema del lavador húmedo, filtro de gruesos y filtro de finos.

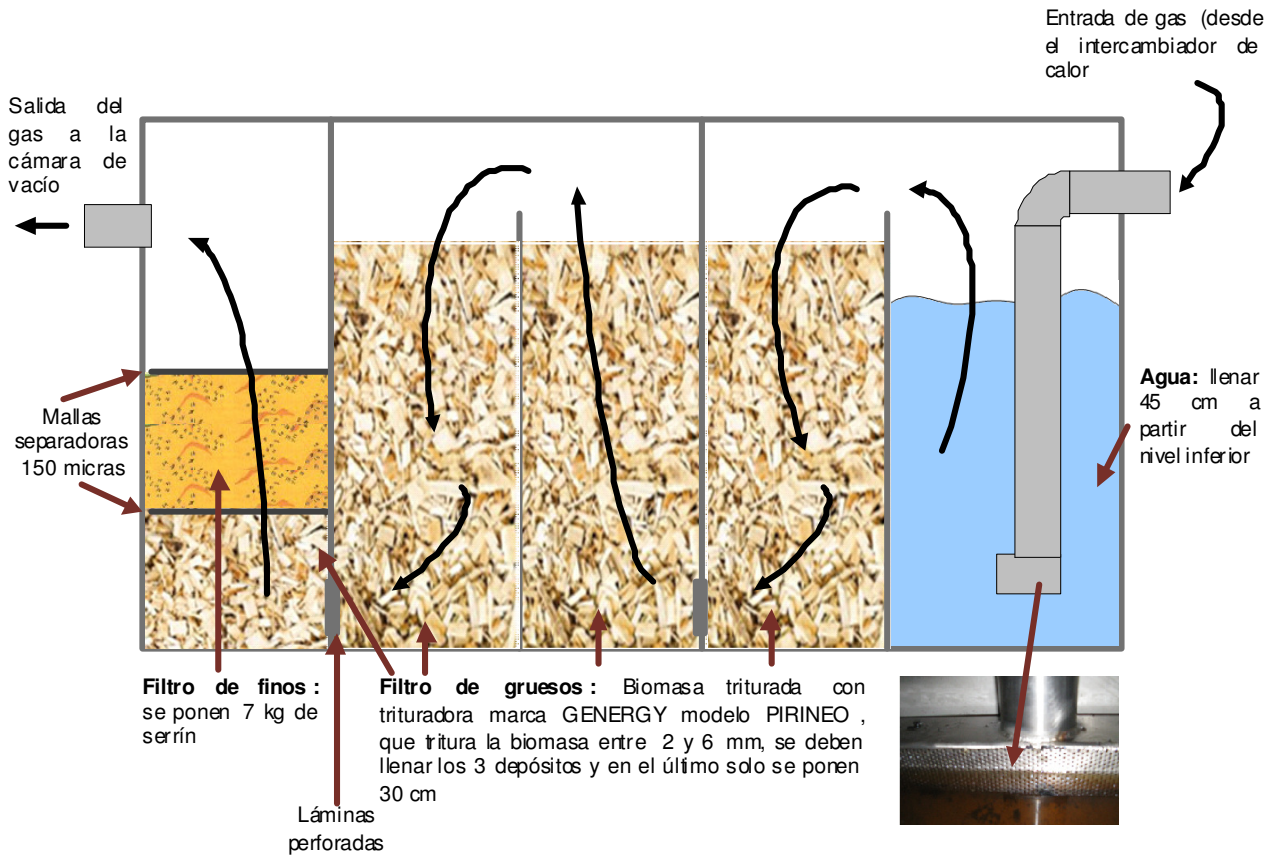


Figura B.5 Lavador de gas, filtro de gruesos y filtro de finos



C. ANEXO C: METODOLOGÍA PARA LA REALIZACIÓN DE LAS PRUEBAS.

En este anexo se detalla la metodología para la operación de las plantas gasificación de lecho fijo y fluido.

C.1. Metodología para realizar las pruebas en el gasificador de lecho fijo.

Para llevar a cabo las pruebas de forma segura y estandarizar el proceso para la operación de la planta, se ha diseñado una metodología para cada procedimiento, entre estos procedimientos se encuentran:

1. Preparación del combustible y almacenamiento del mismo en el reactor.
2. Preparación de la planta de gasificación para su encendido.
3. Prueba de fugas.
4. Visualización de medidas en la pantalla principal.
5. Operación Manual.
6. Procedimiento de encendido.
7. Operación Automática.
8. Procedimiento de apagado.
9. Procedimiento de apagado de emergencia.

A continuación se explica la metodología de cada procedimiento.

C.1.1. Preparación y almacenamiento del combustible

En esta etapa deben ser conocidas la composición elemental, densidad aparente, tamaño medio y la humedad de la biomasa. Estos parámetros son importantes para dosificar el aire a introducir, para determinar la rejilla a utilizar debajo de la zona de reducción y calcular la cantidad máxima de biomasa que se puede introducir en el reactor.

En función del tamaño de la biomasa se coloca un plato perforado o una rejilla fija, como se explica en el apartado "Zona de reducción" de la **sección 3.2.1.1.2**. Una vez seleccionada la rejilla móvil, esta se coloca sobre la rejilla fija que está debajo de la zona de reducción, si lo que se escoge es un plato perforado, este se ubica sobre la garganta.

Se procede a pesar la cantidad de biomasa que se va introducir en el depósito. Se puede utilizar residuo carbonoso en la zona de oxidación para disminuir la producción de alquitranes durante el encendido y el tiempo de encendido, lo que es conveniente para evitar que los conductos de gas se saturen con los alquitranes. Se introducen el carbón vegetal antes que la biomasa, como se muestra en la **Figura C.1** y luego se introduce la biomasa (siempre una cantidad mayor de 25 kg) como se muestra en la **Figura C.2**.

El procedimiento de almacenamiento de combustible se explica detalladamente en el **Anexo B.1.1**.

Figura C.1 Carga de 1,5 kg de residuo carbonoso.



Figura C.2 Carga de 25 kg de pellets en el reactor



Para cargar el combustible se realiza el siguiente procedimiento:

- Abrimos la puerta lateral del depósito del gasificador, e introducimos residuo carbonoso (carbón vegetal) hasta el nivel del orificio de encendido o hasta sobrepasarlo ligeramente. Alternativamente, el gasificador puede ser llenado totalmente con la biomasa a gasificar, pero el proceso de encendido tardará más y se emitirá mayor cantidad de alquitranes.
- A continuación se introduce la cantidad deseada de biomasa, se cierra la puerta lateral y si se desea seguir llenando el gasificador se hace por la puerta superior. Es necesario comprobar que las puertas estén bien cerradas, de manera que no existan filtraciones de aire durante el proceso de gasificación.

C.1.2. Preparación de la planta de gasificación para su encendido

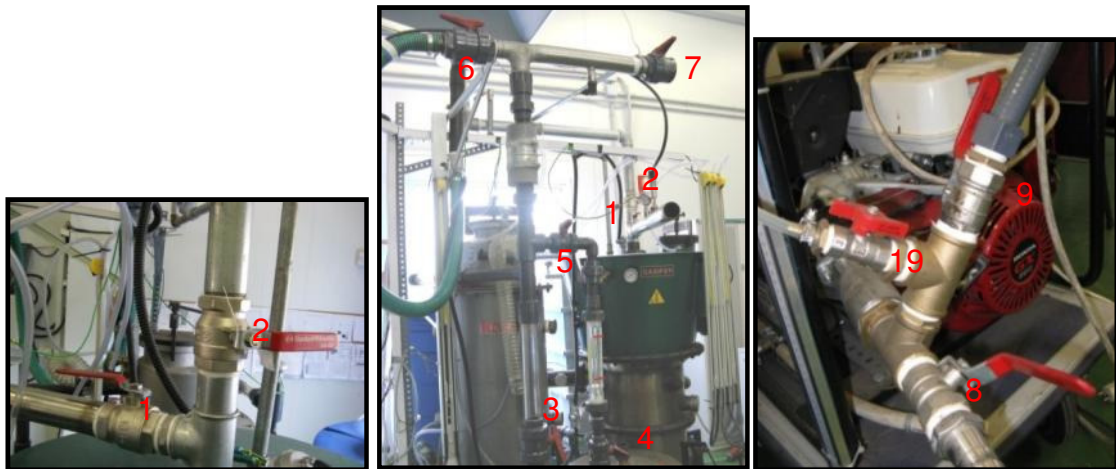
Antes de encender la planta de gasificación se debe verificar que todas las válvulas están en su posición adecuada, existen válvulas para el circuito de gas, para el circuito de agua y otras válvulas para los manómetros diferenciales, purgas de agua del circuito de gas, medida de nivel de agua y toma muestras de agua o de gas.

También se debe verificar que todos los manómetros diferenciales tengan agua y realizar una prueba de fugas o estanqueidad la primera vez que se opera el gasificador y posteriormente de forma periódica según se detalla en el **Anexo A**.

Las Válvulas del circuito de gas, según la **Figura C.3** son:

1. Válvula de entrada de aire.
2. Válvula de salida de gas en el proceso de apagado del gasificador.
3. Válvula para controlar el paso del gas por el rotámetro o por la antirretorno.
4. Válvula para permitir o evitar el paso de gas por el rotámetro.
5. Esta válvula cerrada, junto con la 4, permiten quitar el rotámetro y seguir operando el gasificador, también sirven para darle al gas la contrapresión requerida por el rotámetro para operar adecuadamente.
6. Válvula de salida de gas a la antorcha.
7. Válvula de salida de gas al motor.
8. Válvula para controlar la entrada de gas al motor de combustión.
9. Válvula para controlar la entrada de aire al motor de combustión.

Figura C.3 Válvulas del circuito de gas



Las Válvulas del circuito de agua, según la **Figura C.4** son:

10. Válvula de salida de agua del depósito de 500l.
11. Válvula selectora: mediante ésta se puede direccionar el flujo que va del depósito hacia el filtro, “bypasear” el filtro; hacer que el agua entre al filtro en sentido inverso para lavar el filtro, o purgar el depósito de agua.
12. Válvula para controlar la presión: mediante esta válvula controla la presión a la que trabaja el filtro.
13. Tiene la función de controlar el caudal de agua y purgar el aire del medidor de caudal de agua.
14. Válvula para contralar el caudal de agua de trasvase del depósito: mediante esta válvula se puede controlar el caudal de agua que se trasvasa del depósito de 100 l al depósito de 500 l.

La instalación de lecho fluido tiene 6 manómetros diferenciales que permiten medir la presión en diferentes sitios (**ver tabla 3.3 y Figura 3.26**), de estos manómetros, 5 tienen una válvula que permite inhabilitar el manómetro de tal manera que la instalación puede seguir operando. Las válvulas de los manómetros diferenciales según la **Figura C.5** son:

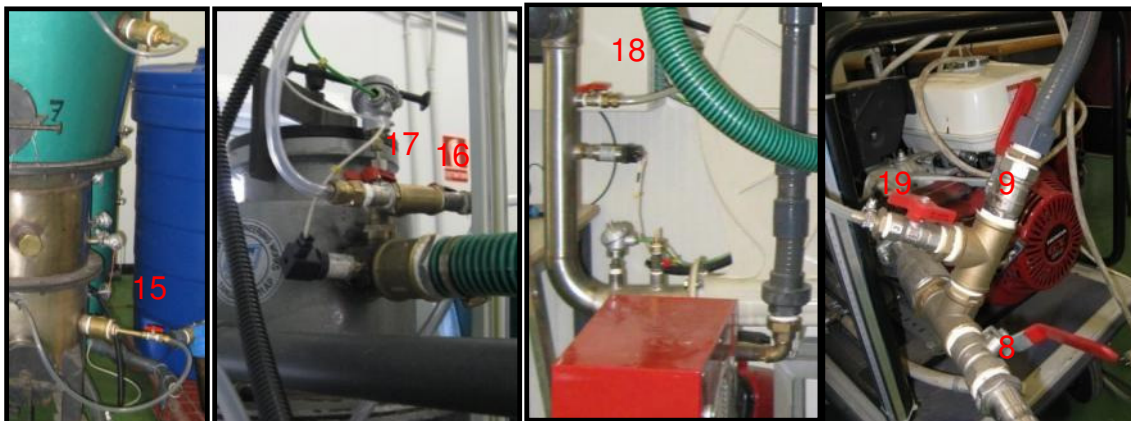
15. Válvula del manómetro que mide la caída de presión del lecho de biomasa.

16. Válvula del manómetro que mide la presión de salida del filtro de astillas.
17. Válvula del manómetro que mide la caída de presión del filtro de astillas.
18. Válvula del manómetro que mide la presión de salida de la bomba de vacío.
19. Válvula del manómetro que mide la presión de la mezcla aire-gas a la entrada del motor de combustión interna.

Figura C.4 Válvulas del circuito de agua

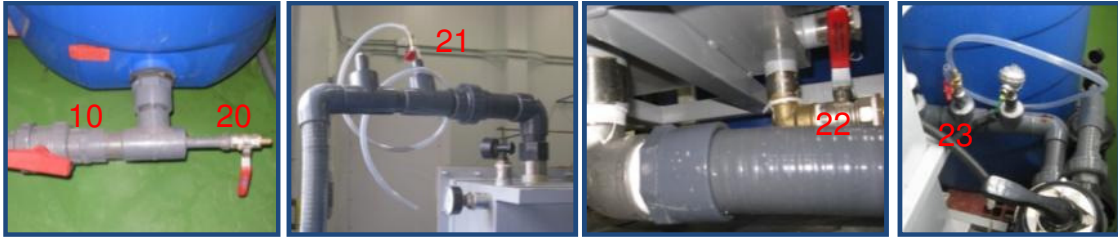


Figura C.5 Ubicación de las válvulas de los manómetros diferenciales.



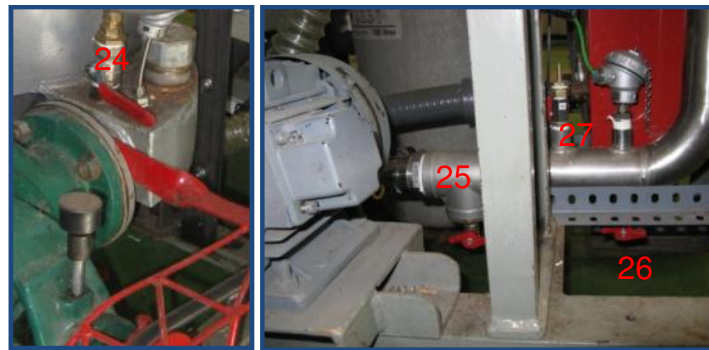
Las válvulas para tomar muestras de agua se muestran en la **Figura C.6:**

20. Válvula de toma de muestra de agua a la salida del tanque de 500l.
21. Válvula de toma de muestra de agua a la entrada del filtro de agua.
22. Válvula de purga del filtro de agua, también sirve para toma de muestra de agua a salida del filtro de agua.
23. Válvula de toma de muestra de agua a la entrada del aerotermo.

Figura C.6 Ubicación de las válvulas de toma de muestras de agua

El resto de válvulas se muestran en la **Figura C.7**, y estas son:

- 24. Válvula para controlar nivel de agua en el filtro de gases.
- 25. Válvula 1 de purga de agua a la salida de la bomba de vacío.
- 26. Válvula 2 de purga de agua a la salida de la bomba de vacío.
- 27. Válvula de toma de muestra de gases a la salida de la bomba de vacío.

Figura C.7 Ubicación de válvulas

Antes de iniciar el proceso de enciendo se debe verificar en cada circuito el estado de las válvulas:

- En el circuito de gas deben estar cerradas las válvulas 2, 4, 5, 7, 8, 9 y deben estar abiertas las válvulas: 1, 3 y 6 (**Figura C.3**).
- En el circuito de agua ninguna válvula debe estar cerrada, excepto las de toma de muestra de agua y deben estar abiertas al máximo la 10 y la 13, la 12 se utiliza para mantener la presión del filtro de agua entre 0,3 y 0,5 bares, la 14 contrala el flujo de trasvase del depósito de 100 al de 500 l y la 11 que es la válvula selectora, debe estar en modo filtro (**Figura C.4**)
- Las válvulas de los manómetros deben estar todas abiertas (verificar que todos los manómetros tenga agua), éstas válvulas son la 16, 17 18 y 19 (**Figura C.5**)
- Las válvulas de verificación de nivel del filtro de gas, purga y toma de muestras de gas deben estar todas cerradas, estas son la 24, 25 ,26 y 27 (**Figura C.7**).

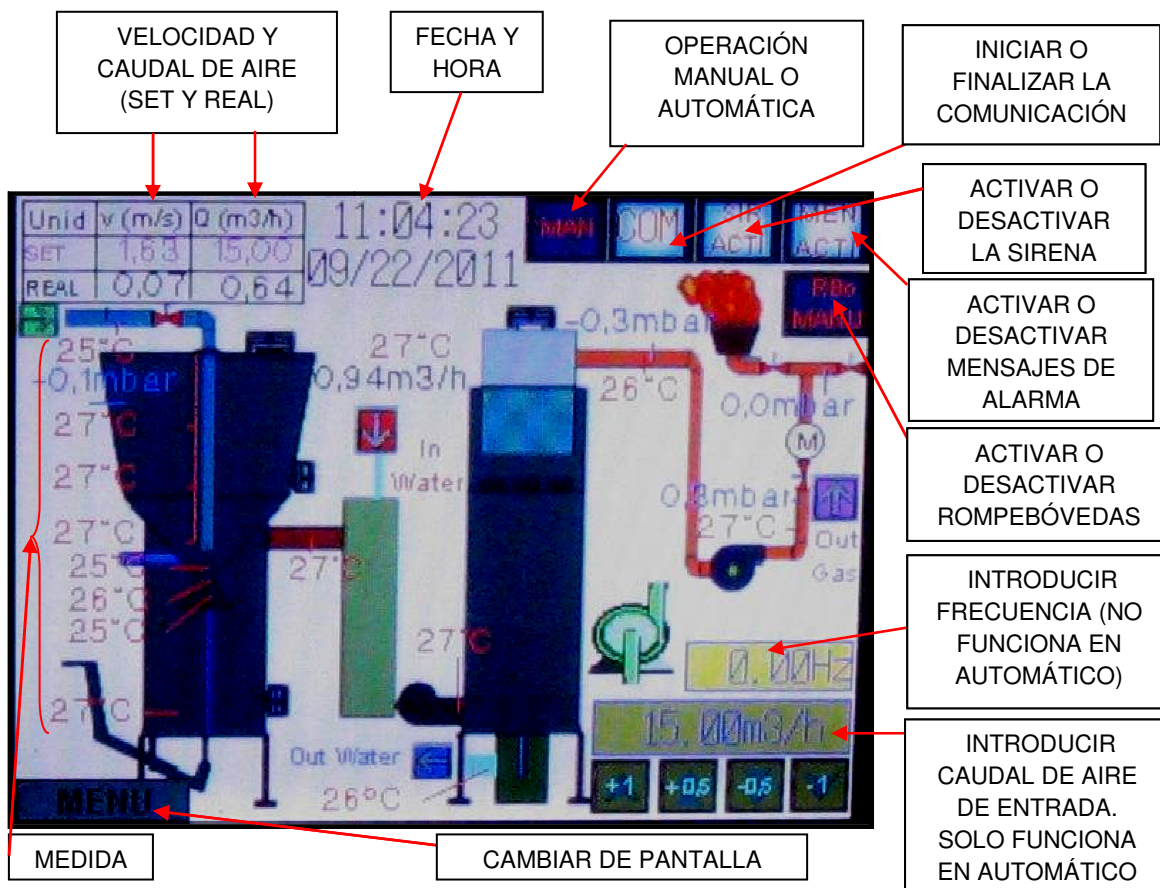
C.1.3. Prueba de fugas.

Para realizar la prueba de fugas se deben cerrar las válvulas 2, 3 y 4 e introducir aire a presión hasta alcanzar 35 mbar, una vez hecho esto y manteniendo la presión, se debe revisar con agua jabonosa todos los posibles sitios donde puedan existir fugas y si hay alguna corregirla.

C.1.4. Visualización de medidas en el terminal táctil.

Todas Las señales de medida son enviadas al autómatas CJ2M OMRON el cual se comunica a través de su puerto periférico con el terminal táctil. La **Figura C.8** muestra las funciones de la pantalla principal.

Figura C.8 Botones de la pantalla principal.



C.1.5. Operación Manual

El modo manual del gasificador se utiliza para operar el variador de la bomba de vacío de forma manual, y permite imponer la frecuencia del motor de la bomba de vacío cuando así se requiera, por ejemplo durante el proceso de encendido. Para operar bomba de vacío en manual, simplemente se fija una frecuencia **entre 0 y 50 Hz** y se enciende la bomba de vacío mediante el botón de encendido (botón con la bomba color verde), una vez encendido se puede variar la frecuencia.

C.1.6. Proceso de encendido

El proceso de encendido requiere una energía de activación (mediante un mechero que se introduce por la puerta de encendido) hasta que el gasificador alcance la temperatura de operación en la zona de combustión. Se requieren unos 5 minutos si se usa carbón vegetal y 15-20 minutos si se utiliza solo biomasa. Una vez introducido el combustible y preparada la planta para su operación, el proceso de encendido consiste en:

- Encender el cuadro eléctrico y la campana extractora del laboratorio.
- Encender la bomba de vacío imponiendo una frecuencia tal que el caudal de entrada de aire sea $15 \text{ m}^3/\text{h}$, verificando en terminal táctil que la planta esté en modo manual.
- Encender también la planta de depuración de agua, el rompebóvedas y el aerotermo (verificando que el sistema de trasvase funciona adecuadamente), ajustar el caudal de agua entre $0,9$ y $1 \text{ m}^3/\text{h}$ mediante las válvulas 12 y 13 y sin sobrepasar los $0,5$ bares de presión a la entrada del filtro de agua.
- Verificar que las temperaturas sean cercanas a la temperatura ambiente, verificar que las presiones sean las correctas (**Tabla E.7**)
- Calibrar el analizador de gases, conectarlo y abrir la válvula 27 para tomar las muestras de gas mediante el analizador de gases.
- Abrir la tapa del manguito de encendido (**Figura C.9**) y posteriormente cerrar la válvula
- Introducir el mechero (energía de activación) hasta que se observe que el residuo carbonoso está encendido.

Figura C.9 Manguito de encendido



- Una vez encendido el carbón vegetal, abrir la válvula 1 (entrada de aire), y poner la tapa del manguito de encendido.

C.1.7. Operación Automática

Mediante la operación automática, el autómatas controla la cantidad de aire que entra al reactor. Cuando termina el proceso de encendido se enciende el programa de operación automática y se fija el flujo de aire de entrada dependiendo de la biomasa utilizada. En el programa de operación automática sólo permite variar el caudal de entrada de aire, el programa del autómatas aumenta o disminuye la velocidad de la bomba de vacío para mantener caudal de aire constante. Siguiendo los pasos de la sección anterior, después del proceso de encendido se continúa con el proceso de operación automático de la siguiente manera:

- Pasar la planta a modo automática mediante el terminal táctil y ajustar el caudal de entrada de aire a un valor entre 7 y $15 \text{ m}^3/\text{h}$ en función de la biomasa a gasificar.
- Cuando la temperatura en la zona de combustión alcance los 500°C y se compruebe que el PCI del gas según el analizador de gases es mayor a $1.000 \text{ kCal}/\text{m}^3$ se enciende la antorcha.

- Si se desea encender el motor se abren las válvulas de entrada de gas (8) y de aire (9) y se cierra la válvula de salida a la antorcha (6) y se enciende el motor. Mediante la válvula 9 se ajusta la cantidad de aire que entra al motor para regular la mezcla aire-gas. Si se desea conectar el motor de combustión es conveniente esperar 5-10 minutos una vez se alcanza las condiciones de operación normales.

C.1.8. Procedimiento de apagado

El procedimiento de apagado incluye las siguientes acciones:

1. Si el motor está operando con syngas, se deben desconectar las cargas y una vez que el motor está operando en vacío, en este orden, abrir la válvula que va a la antorcha (6) y cerrar la válvula de gas que va al motor (8), unos segundos después el motor se apagará. Si el motor no está encendido pasar al paso 2.
2. Pasar de modo automático a modo manual mediante el terminal táctil, con esto se apagará la bomba de vacío y el separador de alquitranes.
3. Abrir la válvula 2 y cerrar la válvula 1 al mismo tiempo (o inmediatamente después siguiendo el orden 2 – 1).
4. Esperar unos minutos y apagar la depuradora de agua.
5. Desconectar el rompebóvedas.
6. Esperar a que baje la temperatura hasta 150 °C en todas las zonas del reactor y apagar el cuadro eléctrico
7. Esperar a que baje la temperatura hasta 70 °C en todas las zonas del reactor antes abrir alguna de las tapas del reactor.

C.1.9. Procedimiento de apagado de emergencia.

Si ocurre algo inesperado en la planta, y la planta debe ser apagada de emergencia, se debe seguir el siguiente procedimiento:

1. Presionar el botón de paro para que se apague todo en la planta.
2. Abrir la válvula 2 y cerrar la válvula 1 al mismo tiempo (o inmediatamente después siguiendo el orden 2 – 1).
3. Una vez nos aseguremos de que la planta es segura, se puede volver a encender el cuadro eléctrico, llevando el botón de paro a su posición normal.

C.2. Metodología para realizar las pruebas en el gasificador de lecho fluido

Para llevar a cabo las pruebas de forma segura y estandarizar el proceso de operación, se ha diseñado una metodología para cada procedimiento, entre estos procedimientos se encuentran:

1. Preparación del combustible y almacenamiento del mismo en la tolva de alimentación.
2. Verificación del estado de las válvulas.
3. Prueba de fugas.
4. Visualización de las medidas y operación mediante el terminal táctil.
5. Operación manual.
6. Proceso de encendido.

7. Operación automática.
8. Procedimiento de apagado
9. Procedimiento de apagado de emergencia.

A continuación se explica la metodología de cada procedimiento.

C.2.1. Preparación y almacenamiento del combustible en la tolva de alimentación.

El sistema de alimentación está compuesto por la tolva de alimentación y el tornillo sinfín. Se debe llenar la tolva con astillas entre 2 y 6 mm, la densidad aparente de la biomasa triturada debe estar entre 180 y 210 g/l. La alimentación puede realizarse por tres niveles diferentes como muestra las **Figura 3.33 y 3.39** aunque se ha determinado que el nivel intermedio es el más adecuado.

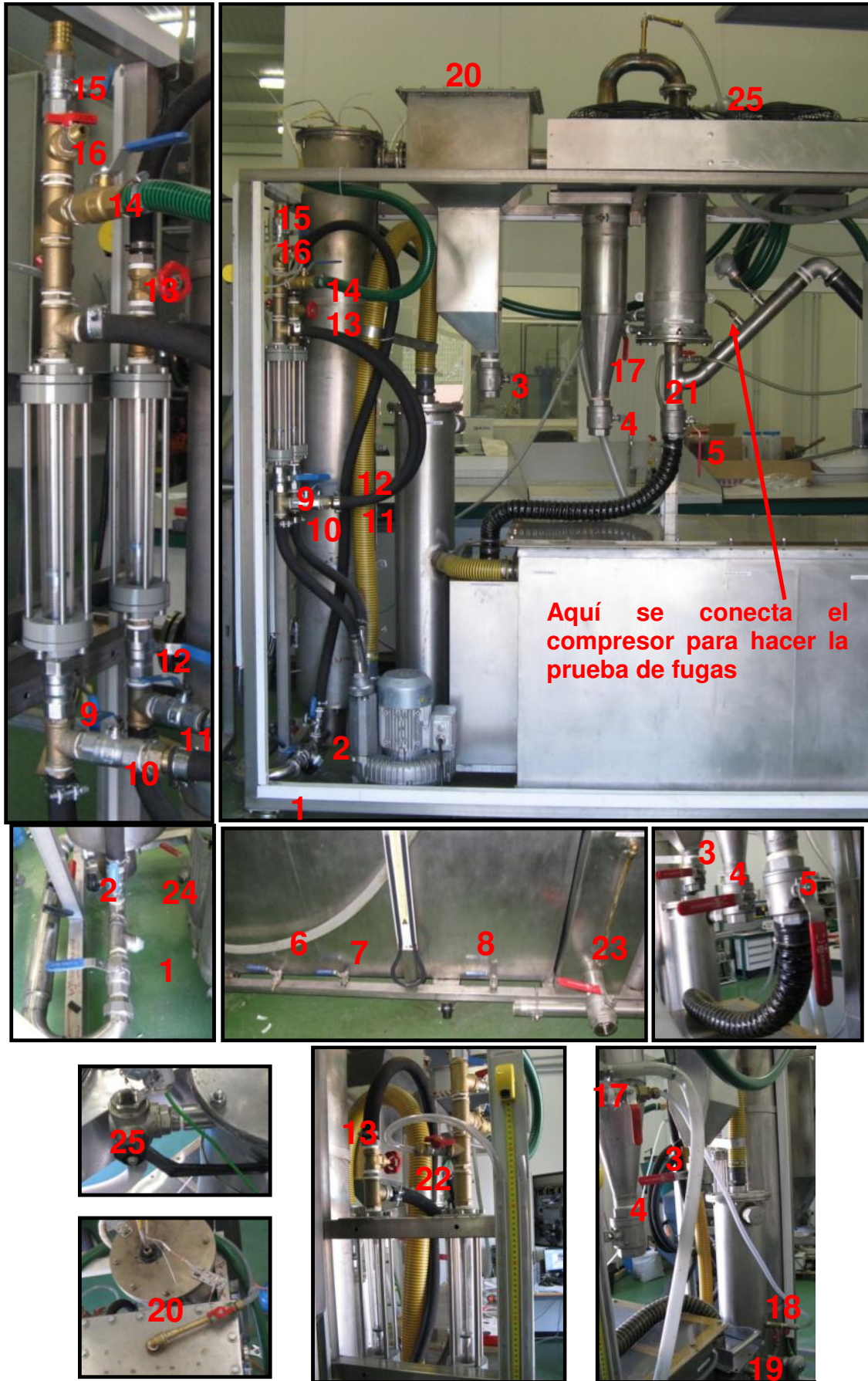
C.2.2. Verificación del estado de las válvulas.

La planta de gasificación cuenta con un total de 25 válvulas, que se enumeran a continuación:

1. Válvula de entrada de aire.
2. Válvula inferior de recirculación de gas.
3. Válvula de descarga del separador de sólidos.
4. Válvula de descarga del ciclón.
5. Válvula de salida de alquitranes del intercambiador de tubos.
6. Válvula de vaciado del lavador de gases.
7. Válvula de salida de líquidos del filtro de gruesos
8. Válvula de salida de líquidos del filtro de finos.
9. Válvula de entrada al rotámetro del gas de salida.
10. Válvula de bypass de rotámetro del gas de salida.
11. Válvula del bypass al rotámetro de recirculación de gas.
12. Válvula de entrada al rotámetro de recirculación de gas.
13. Válvula de compuerta para dosificar el gas recirculado.
14. Válvula de salida del gas hacia la antorcha.
15. Válvula de salida del gas hacia el motor.
16. Válvula de salida de gas al analizador de gases o para toma de muestras.
17. Válvula del intercambiador de tubos para prueba de fugas.
18. Válvula en la cámara de vacío para la prueba de fugas.
19. Válvula para manómetro diferencial del lavador de gases y filtros de serrín.
20. Válvula para manómetro diferencial del lecho.
21. Válvula para manómetro diferencial del intercambiador.
22. Válvula para manómetro diferencial de salida del gas.
23. Válvula de vaciado del depósito de alquitranes
24. Válvula de vaciado de humedad de la cámara de vacío.
25. Válvula de tres vías (para enfriar el gas con aire o con agua, normalmente opera enfriando con agua).

La ubicación de cada válvula se muestra en la **Figura C.10** :

Figura C.10 Ubicación de las válvulas en la planta de gasificación



Antes de iniciar el proceso de encendido, las siguientes válvulas deben estar **cerradas**: 1, 3, 4, 5, 6, 7, 8, 10, 11, 12, 15, 16, 17, 18, 23, 24.

Y las siguientes válvulas deben estar **abiertas**: 2, 9, 13, 14, 19, 20, 21, 22, 25.

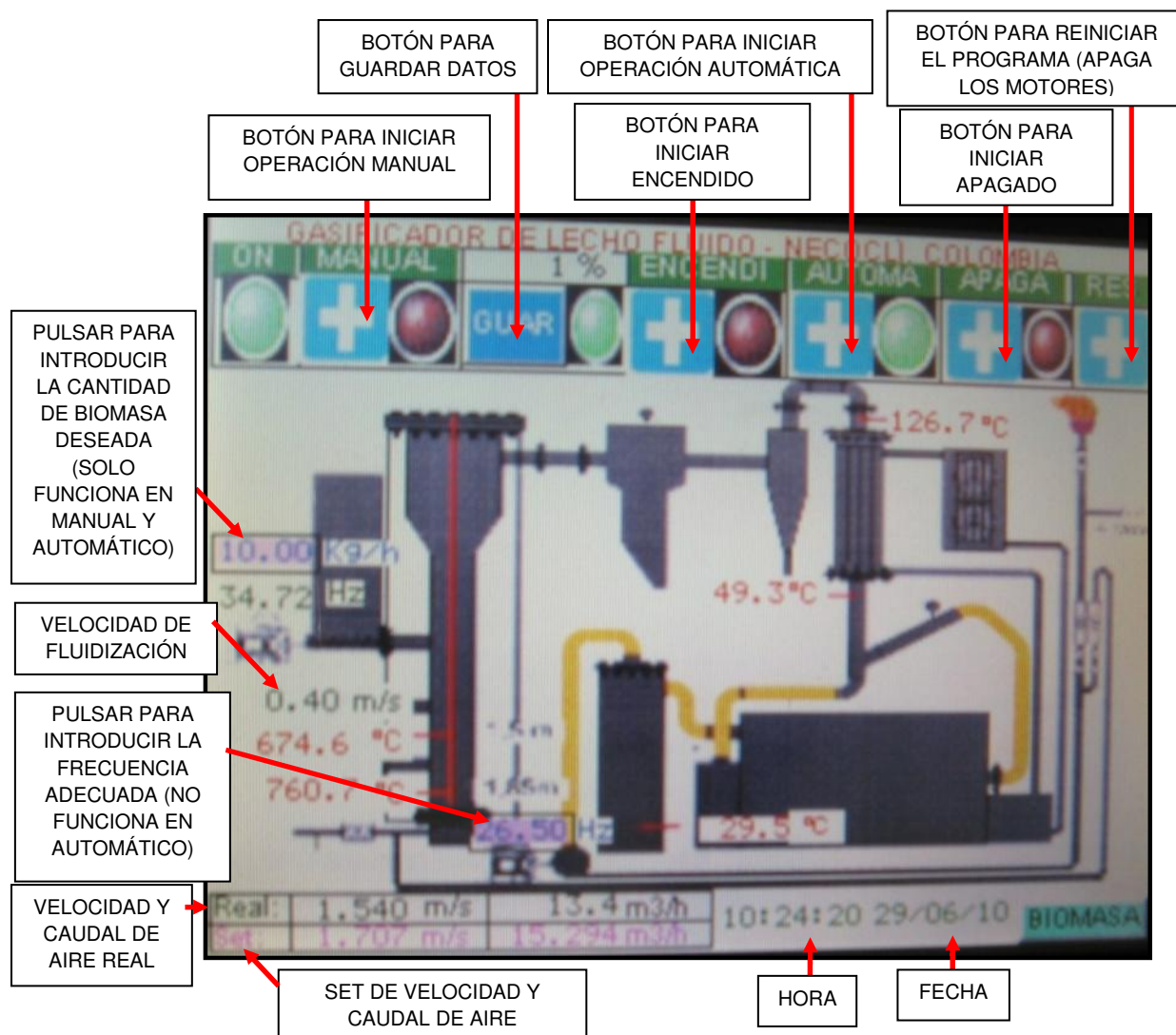
C.2.3. Prueba de fugas.

Para realizar la prueba de fugas se conecta el compresor a la toma que se encuentra en la tubería de gas que sale del intercambiador como se muestra en la **Figura C.10**, se cierran todas las válvulas del circuito de gas excepto la 17 y la 18 y posteriormente se introduce aire a presión hasta alcanzar 70 mbar, posteriormente se debe revisar con agua jabonosa todos los posibles sitios donde puedan existir fugas. En caso de haber alguna esta debe ser corregida.

C.2.4. Visualización de las medidas.

Las señales de medida son enviadas al autómatas CJ1M OMRON el cual se comunica con el terminal táctil. La **Figura C.11** muestra las funciones de la pantalla principal.

Figura C.11 Funciones de la pantalla principal.



C.2.5. Operación manual.

La operación de la planta de gasificación en modo manual, permite operar el variador de la bomba de vacío y el variador del la tornillo sinfín para regular la relación aire/combustible, ajustándola al tipo de biomasa a utilizar, y de esta manera determinar la ecuación para operar de manera automática, además se pueden operar la bomba de vacío y el motor del tornillo sin fin de manera independiente.

- **Operar la bomba de vacío en manual:** simplemente de pone una frecuencia **entre 0 y 32 Hz** hasta ajustar el caudal de aire deseado. Exceder de 32 Hz, puede llevar a que la arena del lecho salga del reactor y se deposite en la tubería de gas y en el separador de sólidos.
- **Operar el tornillo sinfín:** Para operar el tornillo sinfín, se fija en el terminal táctil el flujo de biomasa deseado. Cada flujo de biomasa se relaciona con una frecuencia del variador mediante una relación que depende del tipo de biomasa, su presentación y su humedad. En el caso de biomasa de pino con un 8% de humedad y diámetro entre 2 y 6 mm, dicha relación es:

$$F_{Tornillo} = \frac{\dot{M} + 0,1033}{0,2909} \text{ (Hz)}$$

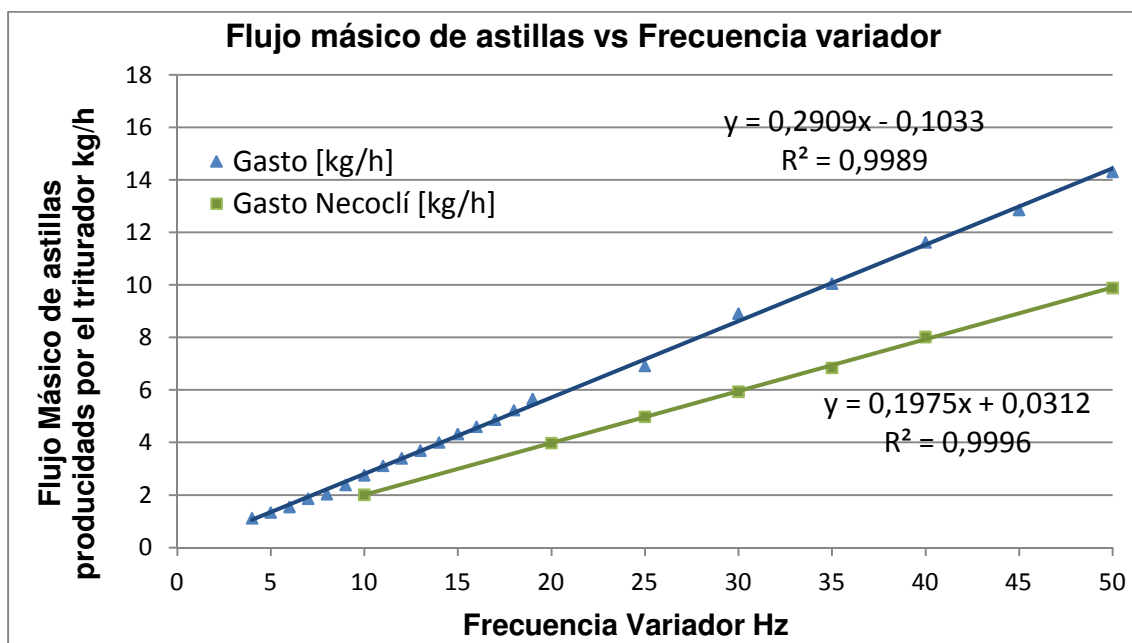
Para las pruebas realizadas en Necoclí (Colombia) con una biomasa cuya humedad es del 22% y una densidad aparente de 175-180 kg/m³, la relación es la siguiente:

$$F_{Tornillo} = \frac{\dot{M} - 0,0312}{0,1975} \text{ (Hz)}$$

Donde: $F_{Tornillo}$ es la frecuencia del tornillo y M es el flujo másico de biomasa.

En la **Figura C.12** se representan gráficamente las ecuaciones anteriores.

Figura C.12 Flujo de biomasa vs frecuencia para dos tipos diferentes de biomasa.



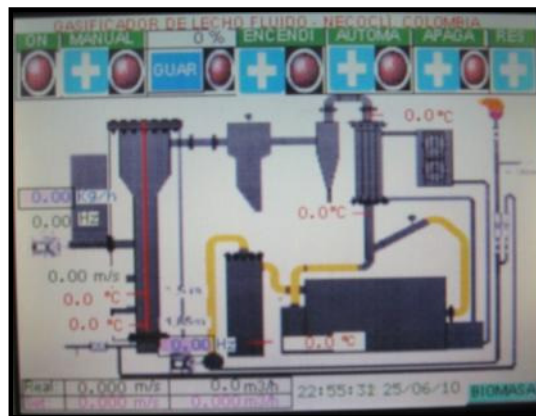
De la **Figura C.12** se obtienen las ecuaciones que hacen parte del programa del PLC para calcular al flujo de biomasa en función de la frecuencia del motor eléctrico.

C.2.6. Proceso de encendido

El programa de encendido se lleva a cabo mediante el siguiente procedimiento.

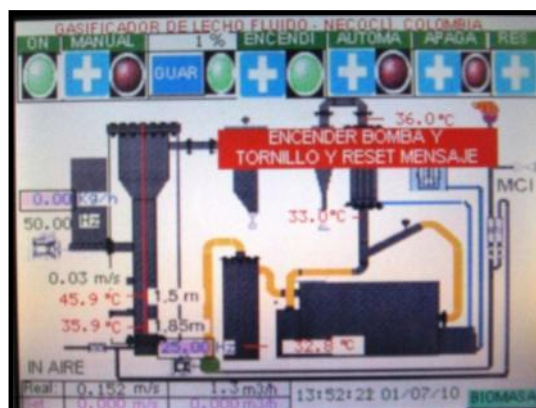
- Encender el interruptor general.
- Encender los interruptores de la bomba de agua y del aerotermo.
- Antes pulsar el botón de encendido, el terminal táctil debe estar de la siguiente manera:

Figura C.13 Pantalla 1 del terminal táctil antes de iniciar el proceso de encendido



- Presionar el botón de guardar datos hasta que se encienda el led verde.
- El proceso se inicia presionando sobre el terminal táctil el botón de encendido, la Pantalla 1 debe indicar que: se están guardando los datos, la memoria está al 1% de su capacidad, se está ejecutando el programa de encendido y con un mensaje en pantalla que indica que la bomba y el tornillo deben ser encendidas de forma manual, como se muestra en la **Figura C.14**

Figura C.14 Pantalla 1 con un mensaje que indica que la bomba y el tornillo deben ser encendidas



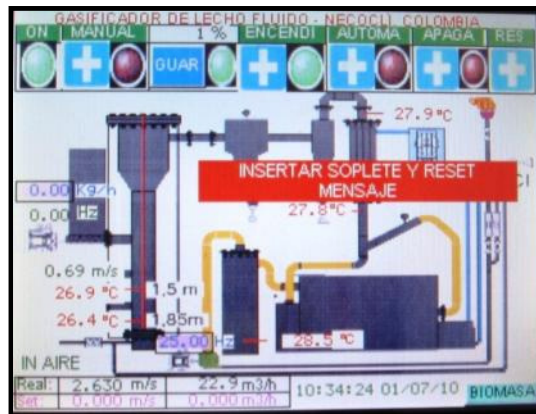
- Encender los interruptores de la bomba de vacío y del tornillo sinfín, pulsar el botón F2 y reiniciar el mensaje como se indica en la **Figura C.15**. Una vez reiniciado el mensaje se enciende el tornillo sinfín.

Figura C.15 Pantalla 2 que indica que se debe reiniciar el mensaje activo en la pantalla 1



- Cuando el tornillo se detiene, se activa el mensaje introducir soplete, como se observa en la **Figura C.16**.

Figura C.16 Pantalla 1 con un mensaje que indica que se debe insertar el soplete.



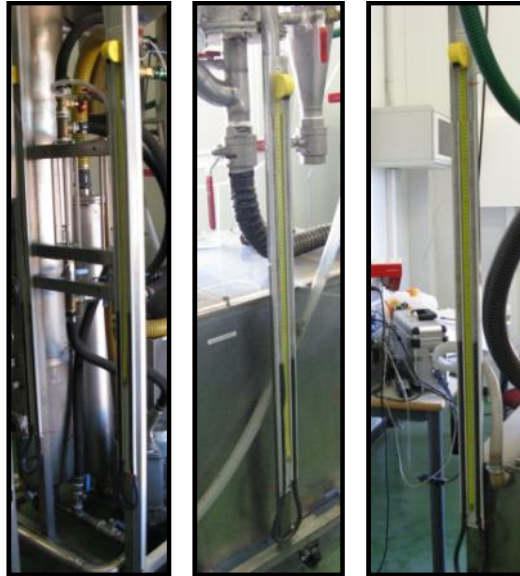
- Reiniciar mensaje de insertar soplete como se indica en la **Figura C.17**.

Figura C.17 Pantalla 2 indicando que se debe reiniciar el mensaje activo en la pantalla 1.



- Verificar caídas de presión (filtro 50-60 mbar, intercambiador 0 mbar, lecho 9 – 15 mbar, salida del gas 0-2 mbar, ver **Figura C.18**).

Figura C.18 Manómetros diferenciales a) Lecho y salida de gas b) Filtro c) Int. de calor.



- Cuando $T_4=300^{\circ}\text{C}$ y $T_5=400^{\circ}\text{C}$ se enciende el tornillo a 50 Hz durante 60s (240g).
- Cuando $T_4=530^{\circ}\text{C}$ y $T_5=650^{\circ}\text{C}$ se enciende el tornillo a 50 Hz durante 90s (361g) y se activa el mensaje quitar soplete y poner tapón (Ver **Figura C.19.**)

Figura C.19 Pantalla 1 con un mensaje indicando que el soplete debe ser retirado.



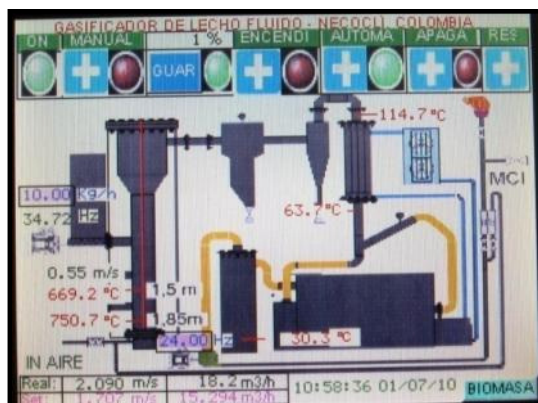
- Reiniciar el mensaje “quitar soplete y poner tapón y abrir la válvula de entrada de aire” como se indica en la **Figura C.20.**

Figura C.20 Pantalla 2 indicando que se debe reiniciar el mensaje activo de la pantalla 1



- Cuando la temperatura en el reactor disminuya por agotamiento de biomasa en el reactor se debe introducir más biomasa para no interrumpir el proceso de encendido, ello se hace mediante el botón “intro_biom” de la pantalla F2, con el cual se introducen 118 g de biomasa (30 s a 50 Hz).
- Cuando T3=660°C y T4=730°C se reinicia el sistema y después de 3 segundos se activa la operación automática con un flujo de biomasa de 10 kg/h, como se observa en la **Figura C.21**.

Figura C.21 Pantalla 1 indicando la planta ha pasado a modo automático.



C.2.7. Operación automática.

La operación automática se lleva a cabo una vez ha terminado el proceso de encendido de la planta y por lo tanto es la fase siguiente al último paso del encendido:

- Una vez operando en automático, desde la pantalla F1 del terminal táctil, el flujo de biomasa de entrada puede ser cambiado para variar la cantidad de gas generado. Pulsando el botón “biomasa” se puede ver cuánto gas se puede generar y la potencia eléctrica que aproximadamente se puede producir, en función del flujo de biomasa (**Figura C.22**).

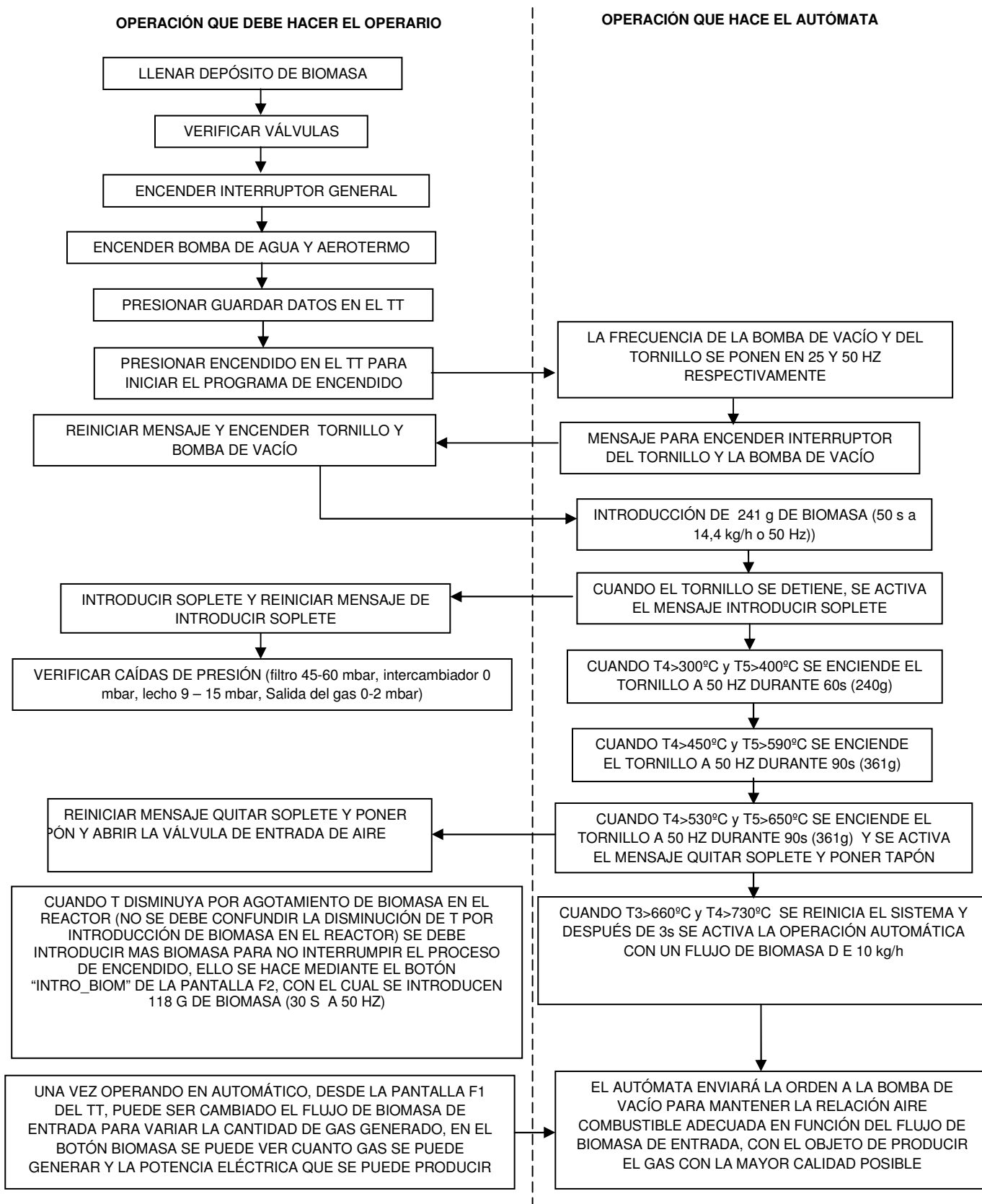
Figura C.22 Pantalla “BIOMASA”, muestra la cantidad de energía que se podría producir

Biomasa Kg/h	Frecuencia HZ	Aire m³/h	Caudal de gas	PE KW
8,00	27,86	12,2	17,6	8,1
8,50	29,57	13,0	18,7	8,6
9,00	31,29	13,8	19,8	9,2
9,50	33,01	14,5	20,9	9,7
10,00	34,73	15,3	22,0	10,2
10,50	36,45	16,1	23,1	10,7
11,00	38,17	16,8	24,2	11,2
R A/C m³ de aire/kg de biomasa				1,53
% estequimetrico				33
Caudal de gas generado por kg de				2,2
PCI kCal/m³				1.590
Eficiencia total %				25
				VOLVER

- Con el objetivo de producir el gas con el mayor PCI posible, el autómata enviará la orden a la bomba de vacío para mantener la relación A/C adecuada en función del flujo de biomasa impuesto.

La **Figura C.23** muestra un esquema del proceso de encendido y operación automática de la planta de gasificación de lecho fluido.

Figura C.23 Procedimiento de encendido y operación automática del gasificador



Mediante la operación automática, el PLC controla la relación A/C. Cuando termina el programa de encendido se enciende el programa de operación automática y se fija un flujo de Biomasa de 10 kg/h de manera automática (ver último ítem de **C.2.6**). El set de velocidad y caudal se calcula de la siguiente manera:

1. Mediante pruebas en operación manual realizadas en la planta, se determinó la relación aire combustible que permita un mayor PCI, medido con un analizador de gases. Las pruebas determinaron que se requiere aproximadamente una relación 1,53 m³ de aire por cada kg de combustible (A/C), lo que equivale un 33% de aire con respecto al estequiométrico según la tabla siguiente:

Tabla C.1 Determinación de la relación A/C en función de la cantidad de aire introducida

% de aire respecto al estequiométrico	A/C m ³ de aire/kg de biomasa
25	1,16
26	1,21
27	1,26
28	1,30
29	1,35
30	1,40
31	1,44
32	1,49
33	1,53
34	1,58
35	1,63
36	1,67
37	1,72
38	1,77

2. Una vez determinada la relación A/C, para controlar que la bomba de vacío introduzca la cantidad de aire requerida para dicha relación, se determina el set de velocidad del aire mediante la siguiente ecuación:

$$v = \frac{Q}{A}$$

El área **A** es fija y conocida a partir del diámetro de la tubería de entrada y el caudal se determina a partir del flujo de biomasa y la relación A/C:

$$Q = R \frac{A}{C} \cdot \dot{M}$$

Donde:

Q = Caudal de aire de entrada en m³

R A/C = Relación Aire/Biomasa en m³/kg

M = Caudal másico de biomasa en kg

A = Área tubería entrada de aire = $\pi \cdot r^2 = 3,141 \cdot \left(\frac{5,63}{2}\right)^2 = 24,89 \text{ cm}^2 = 0,002489 \text{ m}^2$

r = radio de la tubería = $D/2 = 5,63\text{cm}/2 = 2,815 \text{ cm}$

v = velocidad del aire a la entrada m/s

C.2.8. Procedimiento de apagado

Cuando se desee apagar el gasificador, se pulsa el botón de apagado en la pantalla F1. El programa de apagado realiza la siguiente secuencia:

- Escribe en el registro de frecuencia del motor del tornillo sinfín 0 Hz y en el de la bomba de vacío 25 HZ.
- Cuando T5 (temperatura a 185 cm de la parte superior) alcance los 880°C o T2 (temperatura del gas a la entrada del intercambiador) alcance 450 °C cambia la frecuencia de la bomba a 0 Hz y se activa el mensaje “ABRIR RECIRCUL, CERRAR SAL DE GAS, RESET MENSAJE Y F_BOMBA = 25 HZ”. Esto se hace debido a que T5 podría aumentar por encima de los 900°C, ya que al cortar el suministro de biomasa, la relación A/C aumenta, con lo cual se acerca más a una reacción de combustión completa, lo que hace que aumente la temperatura hasta que se consume la biomasa, esto se debe evitar para que la ceniza no llegue a su temperatura de fusión y no se formen aglomeraciones de ceniza y carbón, por ello se recircula el gas cuando la temperatura alcanza los 880°C. Una vez hecho lo que dice el mensaje, reiniciar el mensaje.
- Cuando T5 (temperatura a 185 cm de la parte superior) baje a 750°C o T2 (temperatura del gas a la entrada del intercambiador de tubo y coraza) baje a 250°C se pone la frecuencia de la bomba en 0 Hz y sale el mensaje “ABRIR SAL DE GAS, CERRAR RECIRC, RESET MENSAJE Y F_BOMBA = 25HZ”, en este momento se debe abrir la válvula de salida del gas, cerrar la recirculación, reiniciar el mensaje y poner la bomba en 25 HZ. El punto anterior y este se llevan a cabo cíclicamente hasta consumir la biomasa que queda en el reactor.
- Cuando T5 y T4 < 250°C y T2 < 150°C, se reinicia el sistema y se desconecta el modo automático del gasificador.
- Apagar la bomba de agua de recirculación y el aerotermo y luego desconectar el gasificador mediante el interruptor general.

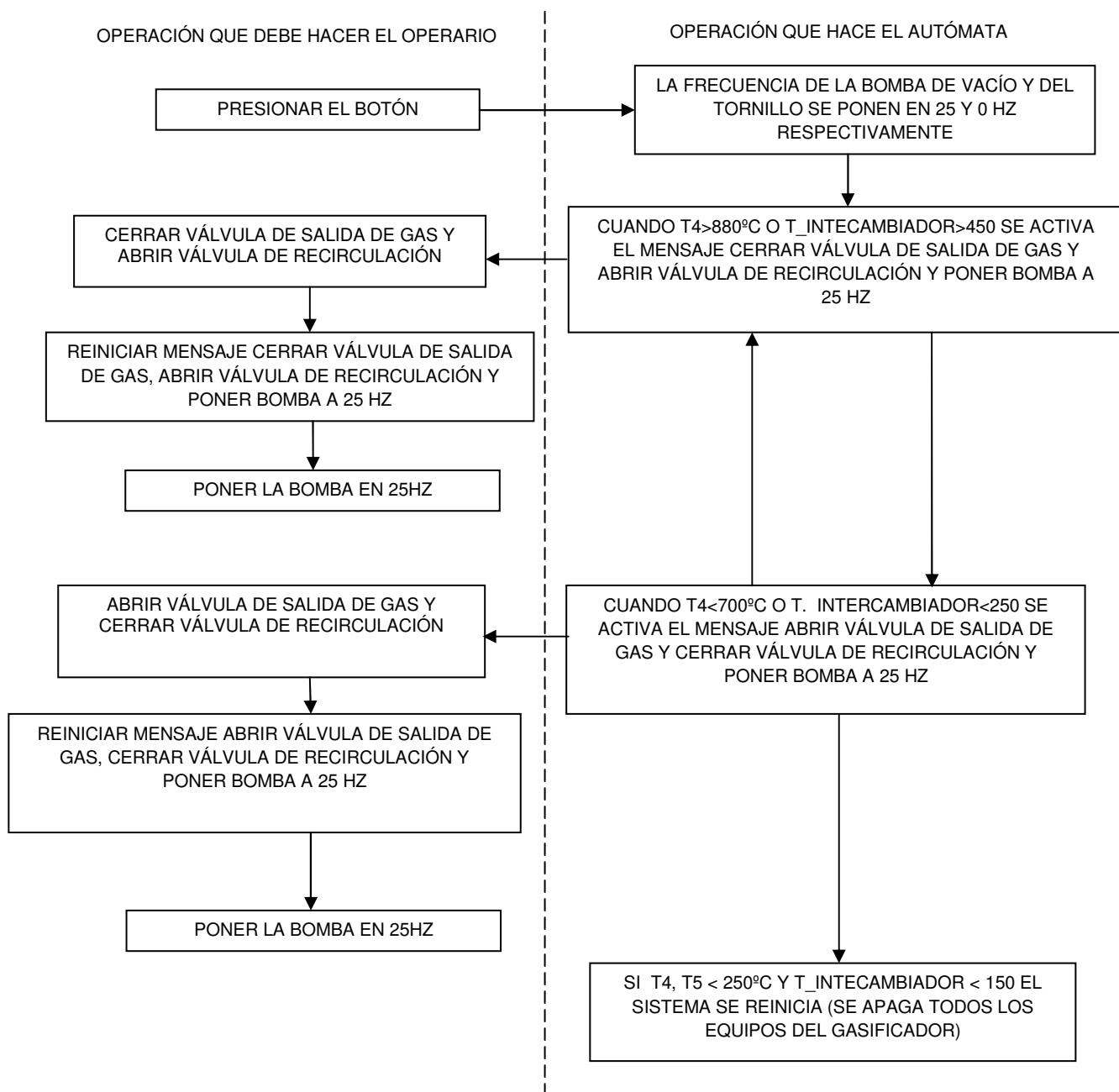
El resumen de los procesos de encendido y de operación automática del gasificador se muestra en la **Figura C.24**.

C.2.9. Procedimiento de apagado de emergencia.

Si ocurre algo inesperado en la planta, y la planta debe ser apagada de emergencia, se debe seguir el siguiente procedimiento:

1. Presionar el botón de paro para que se apague toda la planta.
2. Cerrar la válvula 1 y abrir la válvula 2 (siguiendo el orden 2 – 1).
3. Una vez nos aseguremos de que la planta es segura, se puede volver a encender el cuadro eléctrico, llevando el botón de paro a su posición normal.

Figura C.24 Procedimiento de apagado del gasificador



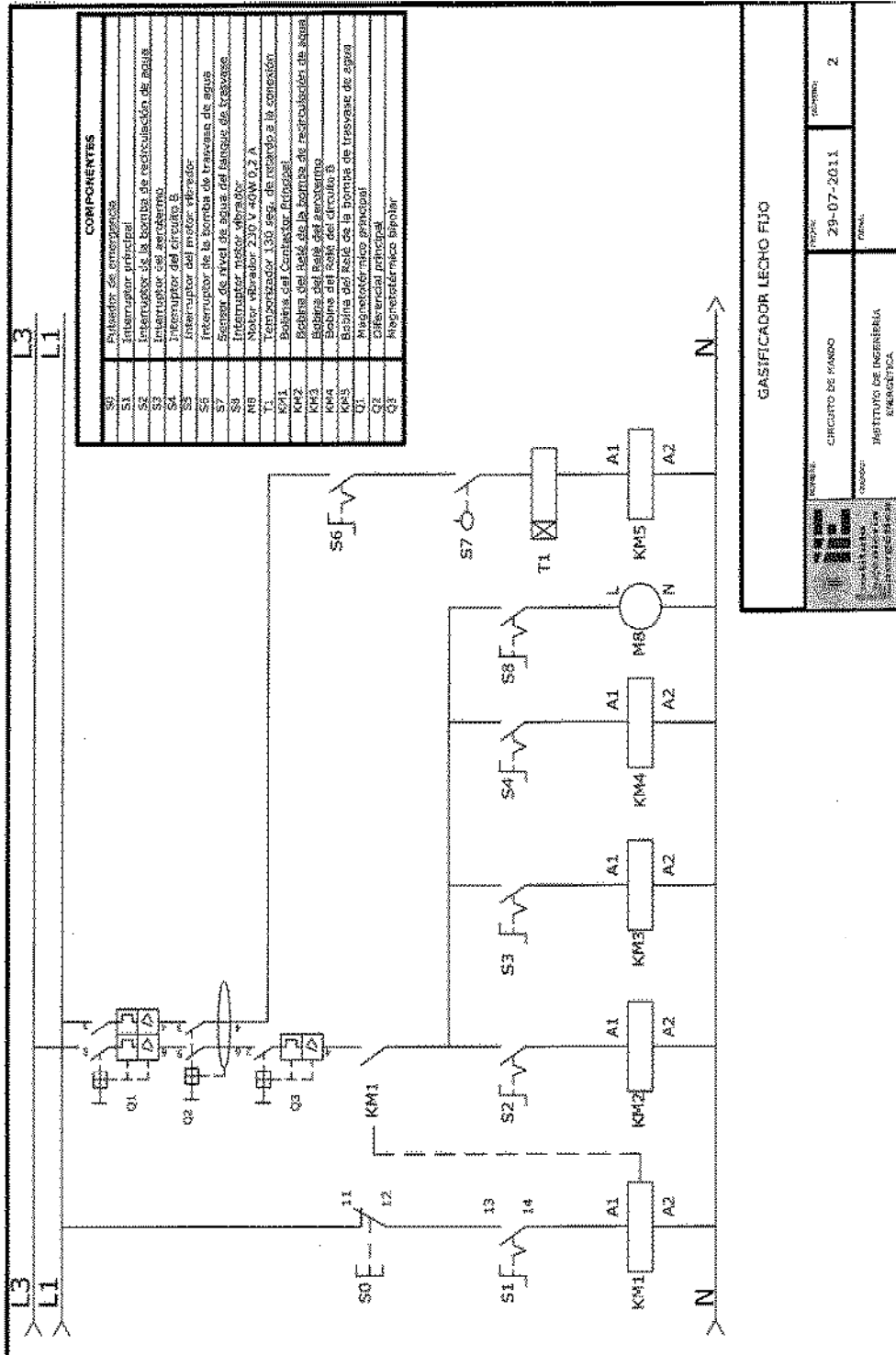
D. ANEXO D: PLANOS DE LA PLANTA DE GASIFICACIÓN

En este anexo se muestran los planos eléctricos y de diseño de las plantas en estudio.

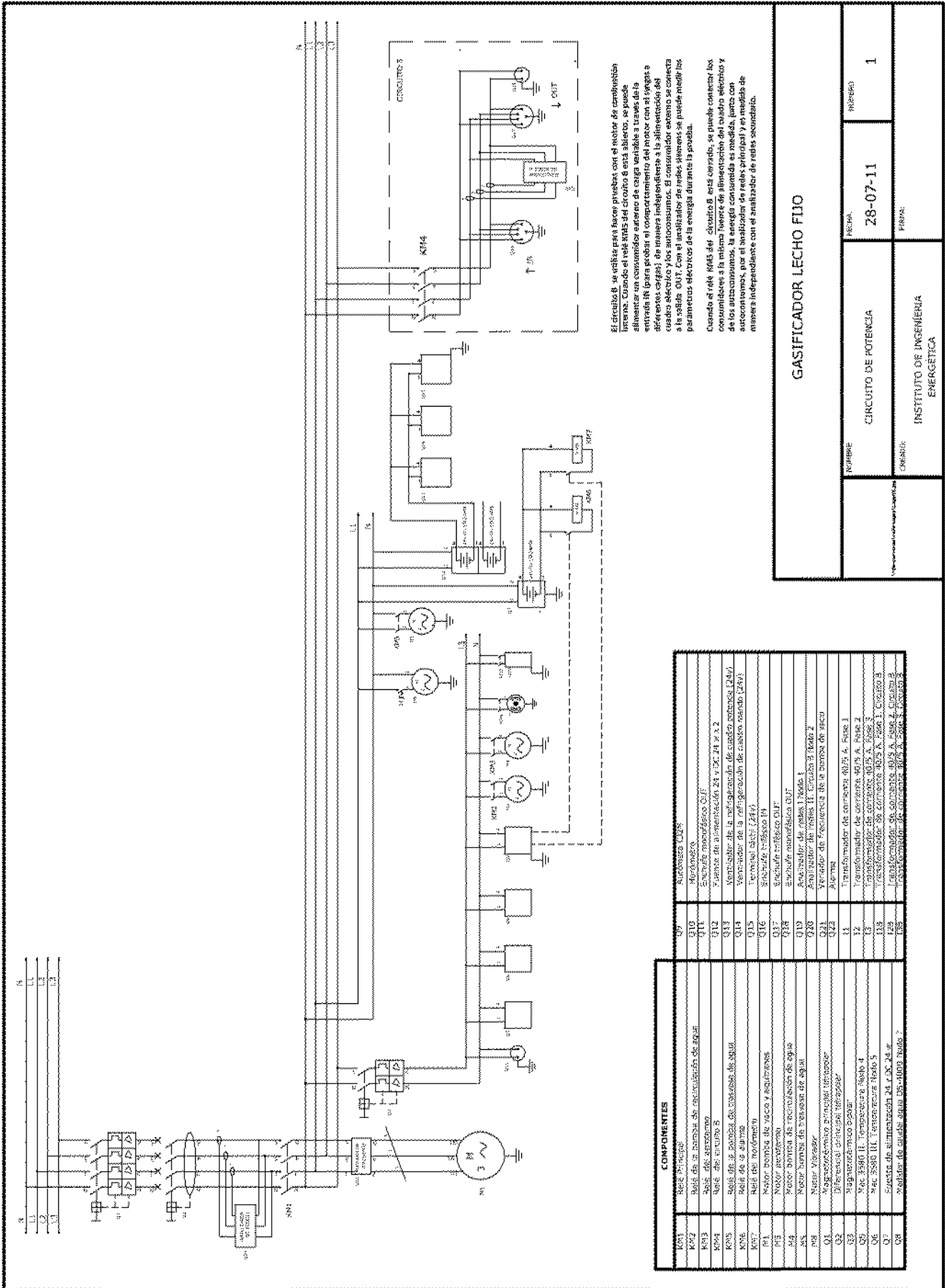
D.1. Planta de gasificación de lecho fijo

D.1.1. Planos eléctricos, de comunicación y esquemas de conexión.

- Circuito de mando.



• Circuito de potencia.



El circuito 6 se utiliza para hacer pruebas con el motor de circulación libre. Cuando el relé K1F5 del circuito 6 está abierto, se puede alimentar un consumidor externo de carga variable a través de la entrada R para probar el comportamiento del motor con el síntesis a diferentes cargas; de manera independiente a la alimentación del cuadro eléctrico y los autoconsumos. El consumidor externo se conecta a la salida CUT. Con el interruptor de reset siempre se puede medir los parámetros eléctricos de la energía durante la prueba.

Cuando el relé K1F4 del circuito 6 está cerrado, se puede conectar los consumos a la misma línea de alimentación del cuadro eléctrico y de los autoconsumos. La energía consumida es medida, junto con los autoconsumos, por el analizador de relés prioritario y en modo de medida independiente con el analizador de relés secundario.

GASIFICADOR LECHO FIJO

CIRCUITO DE POTENCIA

INSTITUTO DE INGENIERIA
ENERGETICA

FECHA:

28-07-11

NUMERO:

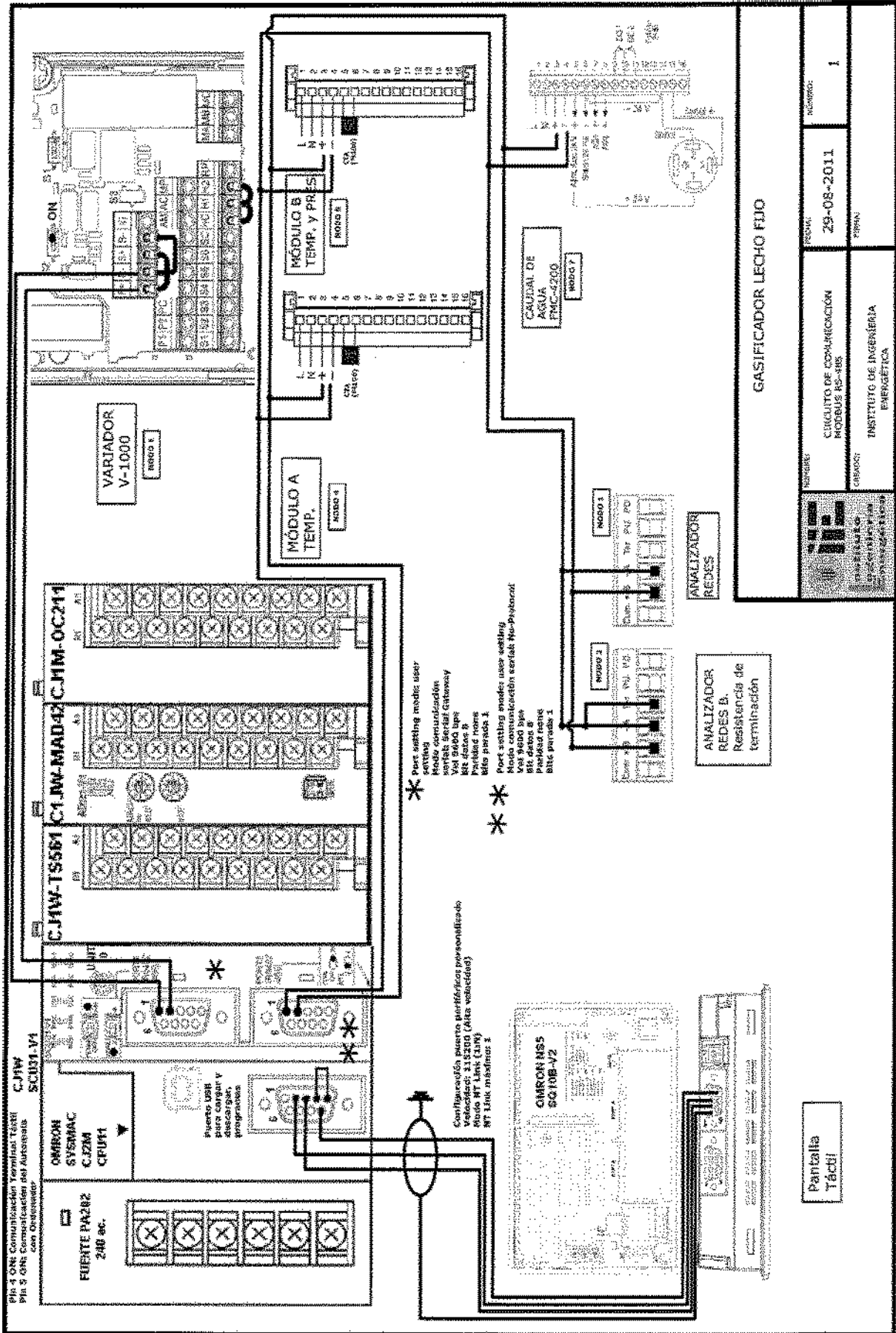
1

CRASH:

INSTRUMENTACIÓN DE LA PLANTA

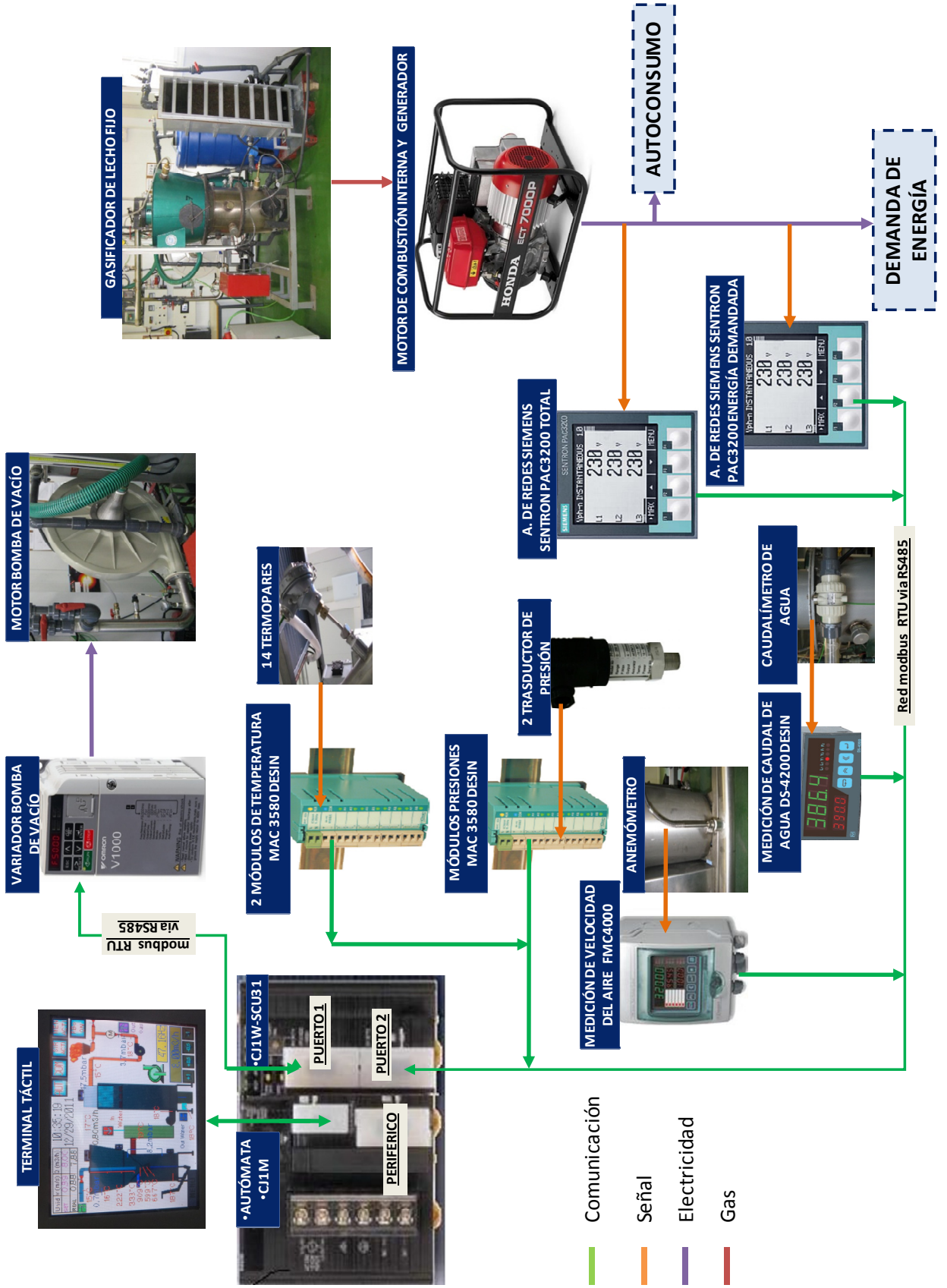
COMPLEMENTOS	
K1X1	Relé principal
K1X2	Relé de la bomba de recirculación de agua
K1X3	Relé de arranque
K1X4	Relé del circuito 5
K1X5	Relé de la bomba de circulación de agua
K1X6	Relé de la bomba
K1X7	Relé del motor M
R1	Motor bomba de vacío y aspiraciones
M1	Motor aspiración
M2	Motor bomba de recirculación de agua
M3	Motor bomba de tracción de agua
M4	Motor M2
M5	Motor M3
Q1	Interruptor de emergencia
Q2	Interruptor principal de arranque
Q3	Interruptor de emergencia
Q4	Interruptor de emergencia
Q5	Interruptor de emergencia
Q6	Interruptor de emergencia
Q7	Interruptor de emergencia
Q8	Interruptor de emergencia

• Circuito de comunicación.



ESQUEMA DE COMUNICACIONES GASIFICADOR DE LECHO FIJO – IIE

- Esquema de comunicaciones



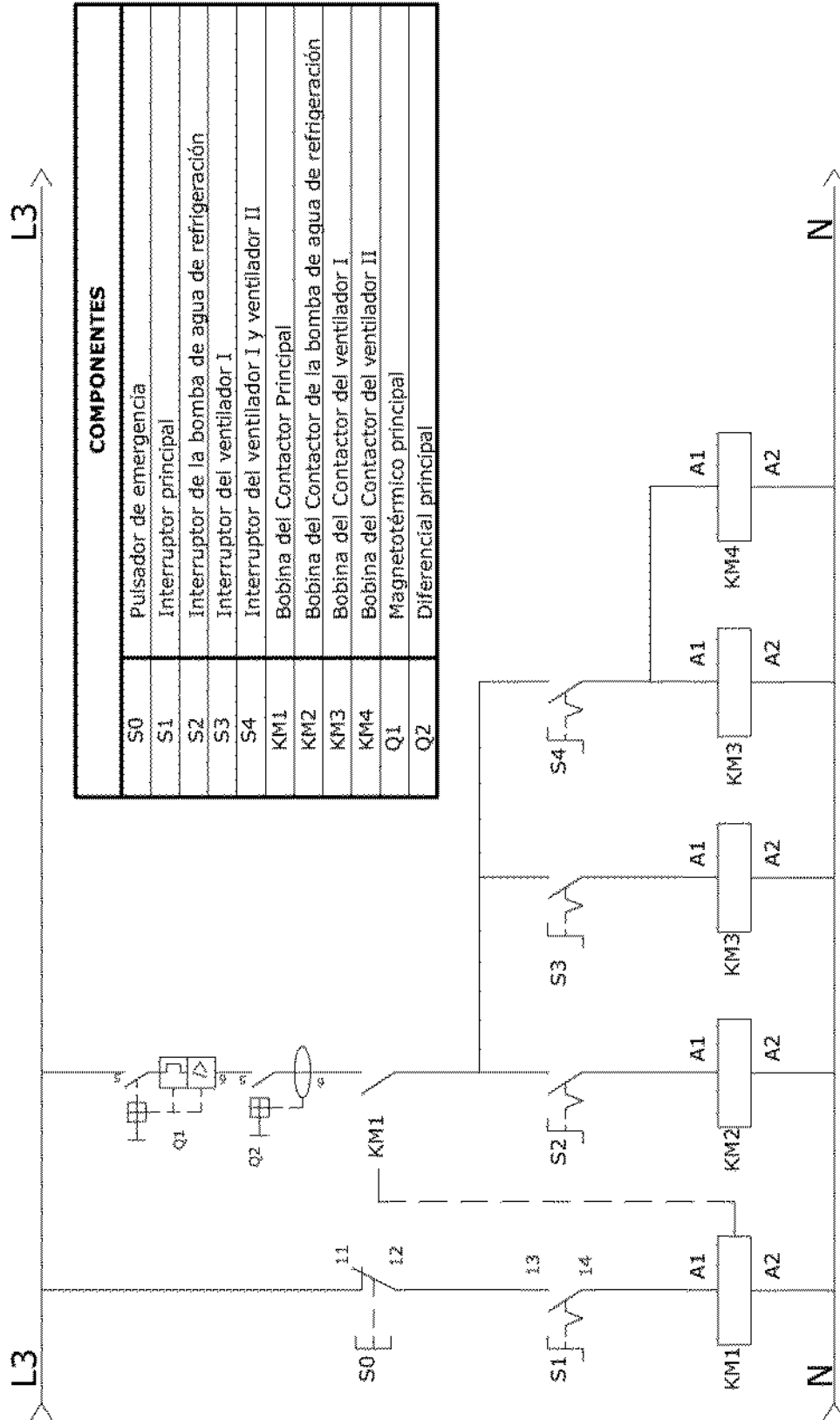
Donde:

	Medida/control/Alarma	Abr.	Registro	Unid	Rango medida
TEMPERATURAS	T aire a la entrada gasificador	T1D	0	°C	0-200
	T zona secado	T2D	DM127	°C	0-900
	T zona pirolisis	T3D	DM128	°C	0-900
	T zona pirolisis	T4D	1	°C	0-900
	T zona comb. antes de garganta	T5D	2 (D139)	°C	0-1.300
	T zona comb.-reducción garganta	T6D	3 (D140)	°C	0-1.300
	T zona reducción	T7D	4 (D141)	°C	0-1.300
	T zona cenizas	T8D	DM129	°C	0-900
	T gas a la salida reactor-pósito	T9D	DM130	°C	0-900
	T agua-gas la salida scrubber	T10D	DM131	°C	0-200
	T gases a la salida filtro gases	T11D	5	°C	0-200
	T gases a la salida Bomba de vacío	T12D	DM132	°C	0-200
	T agua salida filtro gases	T13D	DM133	°C	0-200
	T agua sal bomba, filt. arena/astillas	T14D	DM135	°C	0-200
	T agua enfr. entrada scrubber	T15D	DM136	°C	0-200
	T gases escape a la salida MCI	T16D	DM137	°C	0-1200
	T zona secado	T1ND		°C	0-300
	T zona cenizas	T2ND		°C	0-500
	T gas a la salida reactor-pósito	T3ND		°C	0-200
	T en la mitad scrubber	T4ND		°C	
T gases filtro zona filtro gases	T6ND		°C	0-200	
T agua a la salida la bomba	T7ND		°C		
PRESIONES	P gas en depósito Biomasa (Z sec.)	P1DG	DM138	mbar	0-25
	P gas a la salida filtro	P2DG	2006 y DM144	mbar	0-25
	P gas a la salida la bomba vacío	P3DG	2007 y DM145	mbar	0-25
	P gas antes la válvula sal. al MCI	P4DG	2008 y dm146	mbar	0-25
	P gas depósito Biomasa (Z sec.)	P1NDG		mbar	(-100/100)
	Caída P gas en el lecho biomasa	P2NDG		mbar	(-100/100)
	Caída P gas en filtro gas	P3NDG		mbar	(-100/100)
	P gas a la salida filtro gas	P4NDG		mbar	(-100/100)
	P gas a la salida la bomba vacío	P5NDG		mbar	0-1000
	P gas a la entrada motor	P6NDG		mbar	0-1000
	P agua sal. depósito (ent. a bomba)	P1NDAg		cmHg	(-76/0)
	P agua a la salida la bomba	P2NDAg		Bar	0-1,6
	P agua ent. filtro astillas y arena	P3NDAg		Bar	0-1,6
	P agua salida filtro astillas y arena	P4NDAg		Bar	0-1,6
	P agua salida filtro tela 60 micras	P5NDAg		Bar	0-1,6
V y Q	Velocidad aire entrada gasificador	V1	2005 y DM143	m/s	0-10
	Caudal aire entrada gasificador	Q1	D150	m3/h	0-30
	Q gases sal B. vacío	Q2		m3/h	0-30
	Caudal agua a la entrada scrubber	Q1Ag	DM160	m3/h	0-3
	Registro la Frec. motor blower	F_VF1	W101	Hz	
	Encendido y apag. motor	On_VF1	W100.00	0/1	0-50

D.2. Planta de gasificación de lecho fluido

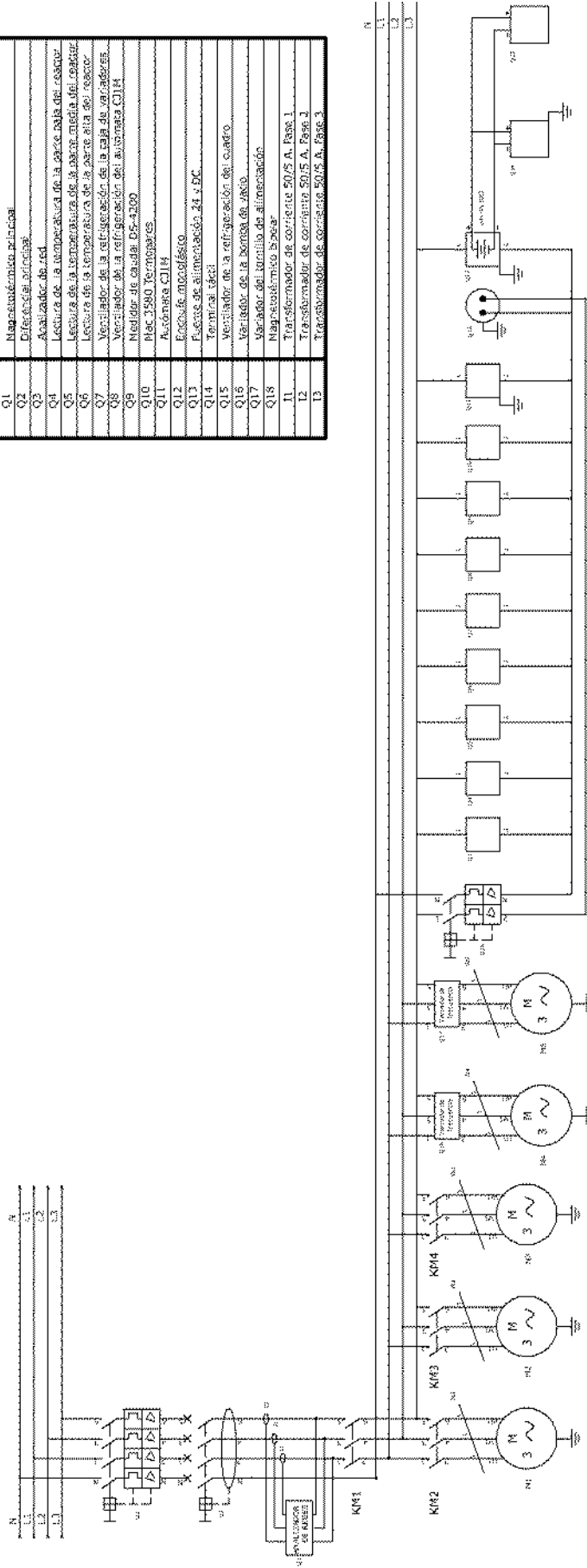
D.2.1. Planos eléctricos, de comunicación y esquemas de conexión.

- Circuito de mando.

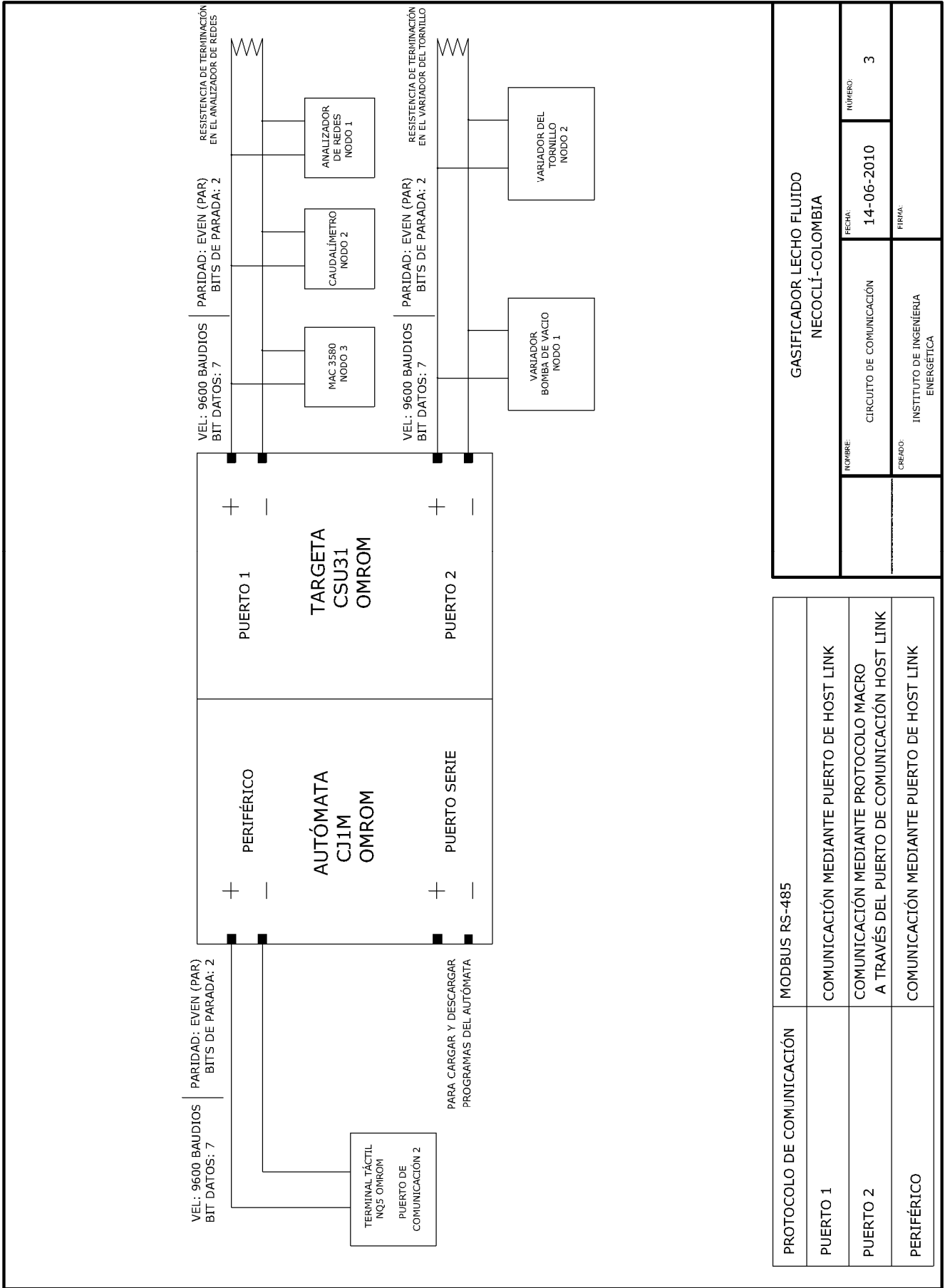


• Circuito de fuerza.

COMPONENTES	
KM1	Contacto Principal
KM4	Contacto de la bomba de agua de refrigeración
KM3	Contacto del ventilador I
KM4	Contacto del ventilador II
M1	Motor bomba de agua de refrigeración
M2	Motor ventilador refrigeración I
M3	Motor ventilador refrigeración II
M5	Motor bomba de agua
Q1	Magneto térmico principal
Q2	Diferencial principal
Q3	Activador de red
Q4	Lectura de la temperatura de la parte alta del reactor
Q5	Lectura de la temperatura de la parte media del reactor
Q6	Lectura de la temperatura de la parte baja del reactor
Q7	Ventilador de la refrigeración en la parte alta del reactor
Q8	Ventilador de la refrigeración en la parte de ventoseas
Q9	Ventilador de la refrigeración del sistema Q14
Q10	Medidor de caudal 0.5-200
Q11	Autómata Q18
Q12	Escudo de protección
Q13	Fusible de alimentación 24 x 6C
Q14	Terminal térmico
Q15	Ventilador de la refrigeración del cuadro
Q16	Ventilador de la bomba de agua
Q17	Ventilador del núcleo de alimentación
Q18	Magneto térmico 5 poleas
T1	Transformador de corriente 50/5 A. Fase 1
T2	Transformador de corriente 50/5 A. Fase 2
T3	Transformador de corriente 50/5 A. Fase 3



• Circuito de comunicación.

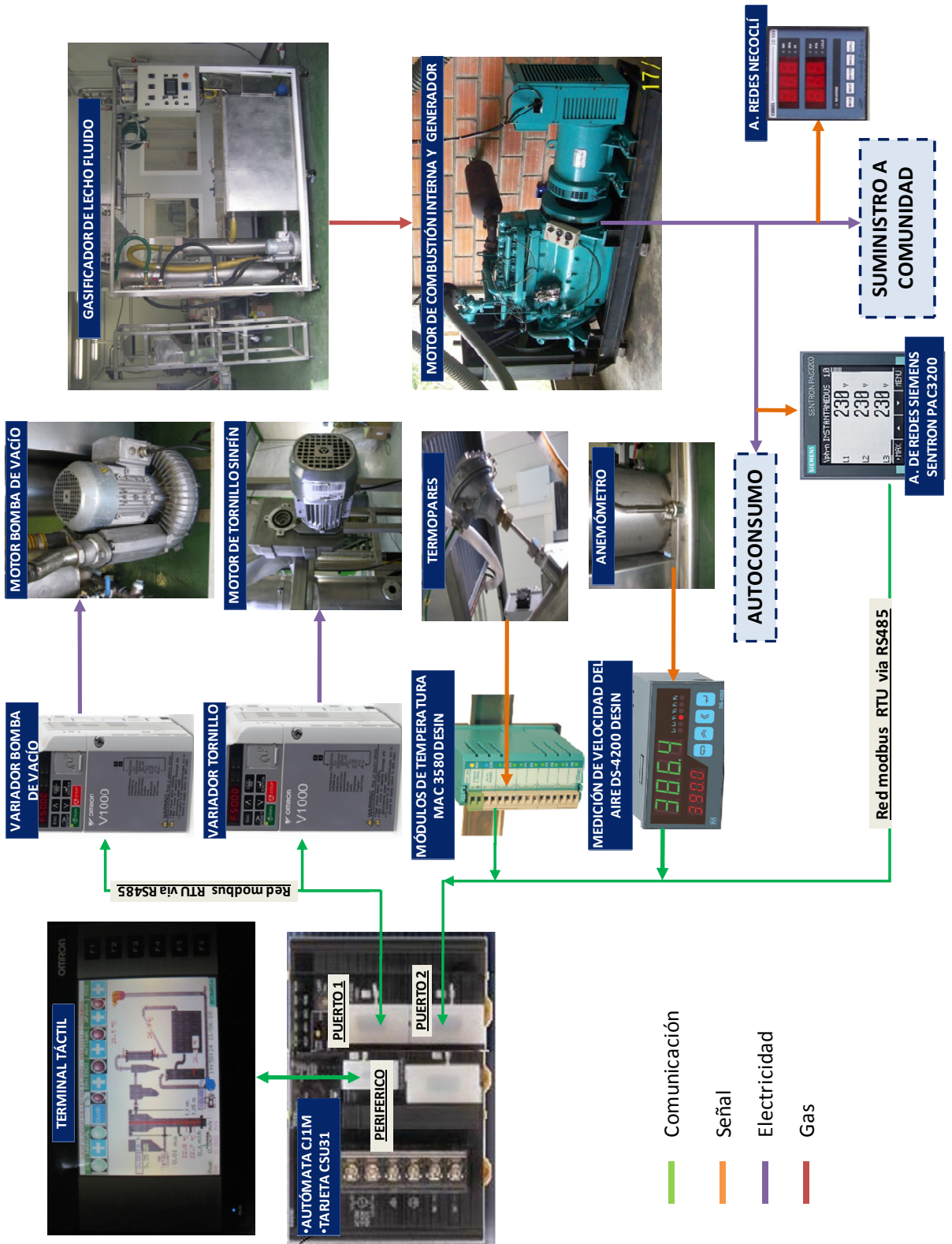


PROTOCOLO DE COMUNICACIÓN	MODBUS RS-485
PUERTO 1	COMUNICACIÓN MEDIANTE PUERTO DE HOST LINK
PUERTO 2	COMUNICACIÓN MEDIANTE PROTOCOLO MACRO A TRAVÉS DEL PUERTO DE COMUNICACIÓN HOST LINK
PERIFÉRICO	COMUNICACIÓN MEDIANTE PUERTO DE HOST LINK

GASIFICADOR LECHO FLUIDO NECOCLÍ-COLOMBIA	
NOMBRE: CIRCUITO DE COMUNICACIÓN	FECHA: 14-06-2010
CREADO: INSTITUTO DE INGENIERÍA ENERGÉTICA	NÚMERO: 3
FIRMA:	

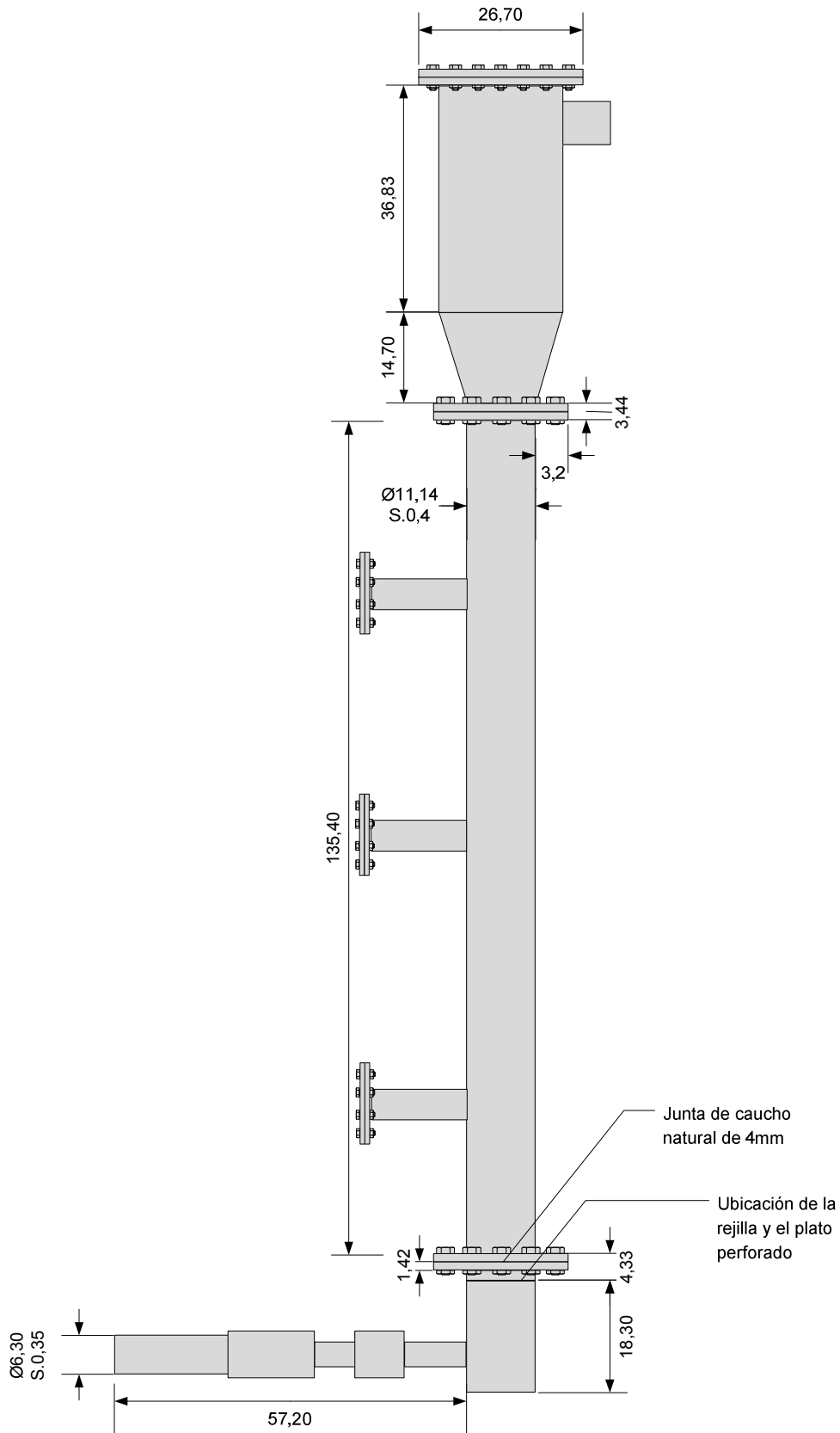
• Esquema de comunicaciones

ESQUEMA DE COMUNICACIONES GASIFICADOR DE LECHO FLUIDO - NECOCLÍ COLOMBIA

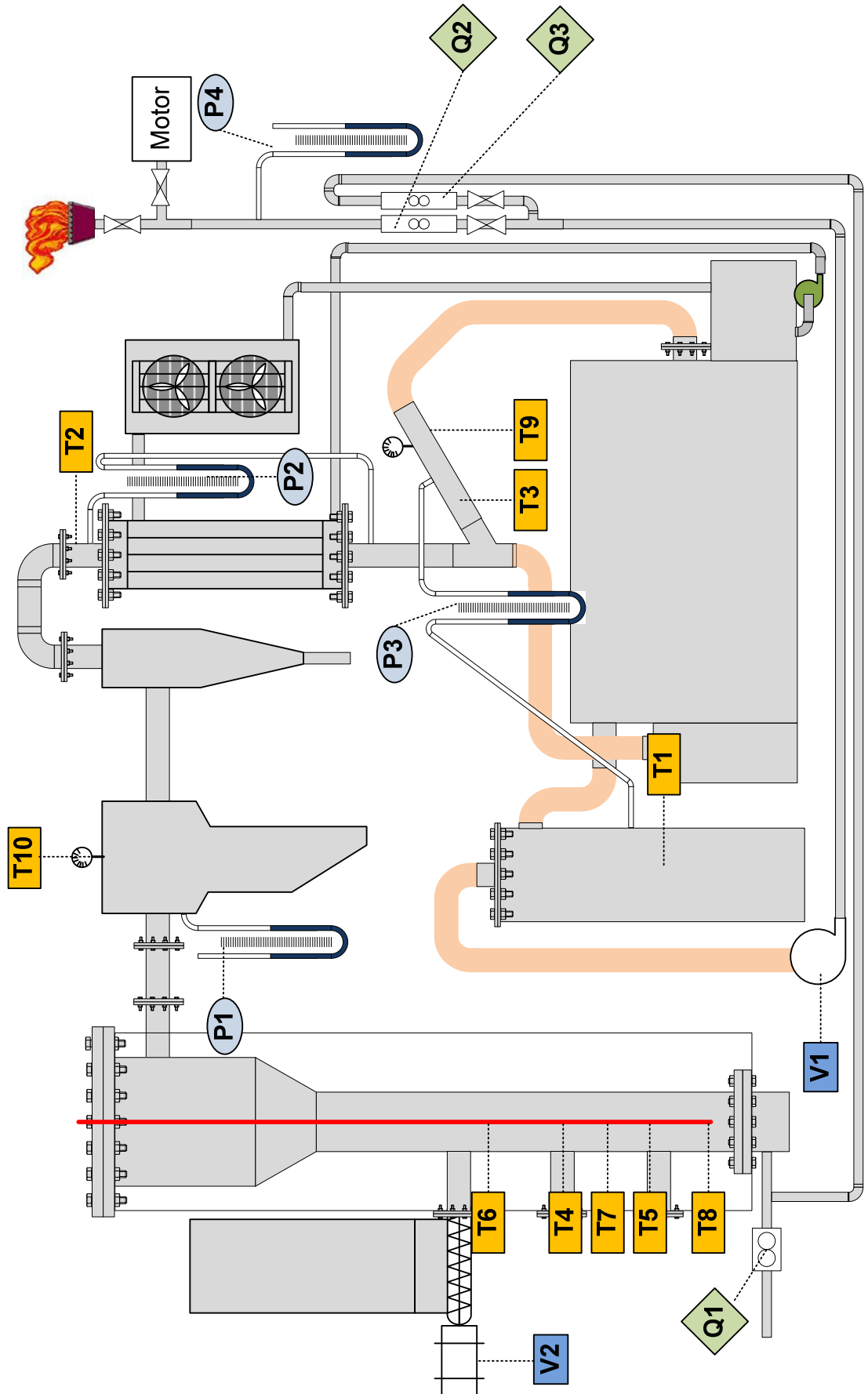


D.2.2. Dimensiones del reactor y ubicación de los puntos de medida.

- Dimensiones del reactor



• Puntos de medida



Los puntos de medida de la planta de gasificación de lecho fluido son:

- **Temperaturas:** Los termopares **T1**, **T2**, **T3**, **T4** y **T5** envían la señal analógica a los módulos de adquisición MAC3580 y éste a su vez al autómeta CJ1M que se comunica con el terminal táctil, estas temperaturas son almacenadas y se utilizan para los programas de encendido y apagado del autómeta. Los termopares T6, T7 y T8 son de lectura directa (sin adquisición de datos) y son leídos en la pantalla de los controladores de temperatura OMRON E5CN. Los termómetros T9 y T10, son de lectura directa en el sitio donde están ubicados.
- **Caudal de aire introducido Q1**, se calcula mediante la medida de la velocidad del aire con un sensor de hilo caliente que envía una señal al modulo DESIN DS4200 y de éste al autómeta OMRON (modelo CJ1M) mediante el protocolo de comunicación Modbus RS485. Cuando el gasificador es operado en modo automático, este caudal es controlado mediante la función PID del autómeta que envía una orden al variador de frecuencia **V1** para que actúe sobre la bomba de vacío y así mantener el caudal en el valor de consigna, dicho valor es función del caudal de biomasa .
- **Alimentación de biomasa V2:** controlado mediante el terminal táctil, el variador de frecuencia V2 se encarga de gobernar el motor del tornillo sinfín para introducir la cantidad de biomasa deseada.
- **Caudal de gas producido:** se visualiza mediante el rotámetro **Q2**.
- **Caudal de gas recirculado:** se visualiza mediante un rotámetro **Q3**.

E. ANEXO E: PLAN DE MANTENIMIENTO DE LAS PLANTAS DE GASIFICACIÓN.

E.1. Plan de mantenimiento de la planta de gasificación de lecho fijo downdraft.

En la planta de gasificación de lecho fijo en estudio, los elementos críticos para el mantenimiento son: el depósito de cenizas, el filtro de gas y el filtro de agua.

E.1.1. Depósito de cenizas.

Tiene una capacidad de 49 l y aquí es donde se almacenan las cenizas y el residuo carbonoso que no ha sido gasificado. La densidad aparente de la mezcla cenizas-carbón vegetal es de 0,40 kg/l, por lo tanto la capacidad del depósito es de aproximadamente 20 kg. El flujo másico de ceniza más carbón vegetal que llega al depósito es aproximadamente de 0,4 kg/h (operando a un flujo de biomasa máximo de 10 kg/h), por lo tanto el depósito tiene una autonomía de funcionamiento de 49 h. El depósito debe ser evacuado antes de que se llene para evitar que se obstruya el paso del gas, impedir que se interfiera en las reacciones en las zonas de reducción y evitar el arrastre de carbón vegetal y cenizas con el gas.

E.1.2. Filtro de gas.

En el filtrado de gas, el factor crítico es la caída de presión del lecho de astillas, la cual va aumentando a medida que el filtro se va ensuciando. También podría obstruirse el filtro de nylon si se pone serrín en el último lecho filtrante y este pasa a la parte superior, en ambos casos el indicador de que el filtro esté operando bien o requiera mantenimiento es la caída de presión, que no debe superar los **15 mbar a 10 m³/h de entrada de aire y los 10 mbar a 7 m³/h de entrada de aire**. Cuando esto ocurra se debe proceder al mantenimiento del filtro, sustituyendo el material filtrante s.

E.1.3. Filtro de agua.

El mantenimiento que se debe hacer al filtro de agua es invertir el sentido de la dirección de flujo del agua cada 24 horas de uso. Un indicador de que el filtro está sucio es que la caída de presión es superior a 0,5 bares.

E.1.4. Plan de mantenimiento general.

En la siguiente Tabla se muestra el plan de mantenimiento general que se debe realizar en la planta de gasificación de lecho fijo downdraft:

Tabla E.1 Plan de mantenimiento de la planta de gasificación de lecho fijo.

COMPONENTE	ACCIÓN	Periodicidad		
		24 h o 2 usos	250 h o cada mes	Cada 6 meses
Reactor	Remover, verificar estado y limpiar.			X
Plato perforado y rejilla inferior	Retirar, verificar estado y limpiar		X	
Puerto de encendido	Verificar estado por trabajo a altas temperaturas			X
Depósito de cenizas	Limpiar	X		
Palanca rompebóvedas.	Verificar funcionamiento y estado		X	
Conducto reactor-scrubber	Limpiar		X	
Scrubber	Verificar estado y limpiar			X
Filtro de gas – Parte inferior	Verificar estado y limpiar		X	
Filtro de gas - Piedras	Verificar estado, cambiar si es necesario (si hay mucho alquitrán)			X
Filtro de gas – Campanas de borboteo.	Verificar estado y limpiar o cambiar si es necesario		X	
Filtro de gas - astillas	Cambiar		X	
Filtro de gas – filtro nylon	Limpiar y si hace falta cambiar			X
Filtro de gas – Algodón	Cambiar		X	
Bomba de vacío	Desarmar y limpiar			X
Antorcha	Limpiar			X
Depósitos de agua	Limpiar			X
Bombas de trasvase y recirculación.	Desarmar y limpiar			X
Válvula selectora (Agua)	Verificar funcionamiento.			X
Filtro de agua	Invertir sentido del flujo de agua durante 10 s)	X		
Filtro de agua	Cambiar astillas y arena y limpiar.			X
Aerotermino	Limpiar			X
Filtro de 60 micras	Limpiar y cambiar si hace falta.		X	
EQUIPOS DE MEDIDA				
Anemómetro	Retirar del la tubería y limpiar con limpiador de contactos.		X	
Rotámetro	Limpiar (con agua y jabón sin alcohol)		X	
Termopares	Retirar y limpiar, limpiar entronque.			X
Termómetros de reloj	Retirar y limpiar, limpiar entronque.			X
Manómetro diferencial	Limpiar entronques y cambiar agua		X	
Transductores de presión	Retirar y limpiar, limpiar entronque.		X	
Medidor de caudal de agua	Retirar y limpiar.			X
OTROS				
Válvulas	Retirar y limpiar, Cambiar si hace falta.			X
Juntas	Verificar, limpiar, cambiar si hace falta.			
Prueba de fugas	Realizar		X	
Caídas de presión	Corregir cuando sea alta.			
Estado de las juntas	Verificar según prueba de fugas y cambiar si es necesario.			

E.1.5. Repuestos.**E.1.5.1. Tornillos.***Tabla E.2 Lista de tornillos tuercas y arandelas utilizados en el gasificador de lecho fijo.*

Tornillos	Uds.	
M 5 x 20 mm	12	Uds.
M 6 x 30 mm	18	Uds.
M 9 x 40 mm	34	Uds.
M 10 x 30 mm	80	Uds.
M 12 x 40 mm	4	Uds.
M 15 x 50 mm	16	Uds.
Tuercas		
M5	8	Uds.
M6	8	Uds.
M9	38	Uds.
M10	80	Uds.
M12	4	Uds.
M15	24	Uds.
Arandelas Planas		
Ø5	12	Uds.
Ø6	18	Uds.
Ø9	17	Uds.
Ø10	80	Uds.

E.1.5.2. Juntas.*Tabla E.3 Lista de juntas utilizadas en el gasificador de lecho fijo.*

Junta de cuerda Ø6 mm para alta temperatura utilizadas en la planta de gasificación.	Tamaño	Unid.
Tapa entrada de biomasa superior.	0,7	m.
Tapa entrada de biomasa lateral.	0,7	m.
Tapa4 vaciado de cenizas.	0,7	m.
Tapa superior del filtro de gases.	0,7	m.
Unión deposito de biomasa con cono del reactor.	2	m.
Unión cono del reactor con deposito de cenizas.	2	m.
Junta de caucho natural espesor de 4 mm para baja temperatura Utilizada en la planta de gasificación.		
Junta de la tapa del filtro de agua.	1	Uds.

E.1.5.3. Filtros

Tabla E.4 Lista de los materiales filtrantes usados en el filtro de gas del gasificador de lecho fijo.

Material	Tamaño	Altura (cm)	Diámetro (cm)	Volumen (kg)	Masa (kg)
Piedra	4-7 cm	25	46	42 m ³	
Lecho de astillas 1	88% 3 a 12 mm	9	46	15 m ³	3,2
Lecho de astillas 2	99% 0,8 a 3 mm	9	46	15 m ³	3,7
Lecho de serrín	69% < 0,75 mm, 30% 0,75 a 2 mm	9	46	15 m ³	4,6
Lecho de astillas 3	88% 3 a 12 mm	9	46	15 m ³	3,2
Nylon	200 micras	22	36,5	0,5 m ²	
Algodón	-	21	36,5	22 m ³	

E.1.5.4. Mallas

Tabla E.5 Rejillas y mallas utilizadas en el gasificador de lecho fijo

Malla	Uds.
Plato perforado de acero de agujeros Ø 3 mm y espesor 2 mm para sostener lecho de astillas 1.	1
Plato perforado de acero de agujeros Ø 5 mm y espesor 2 mm para sostener lecho de astillas 2.	1
Plato perforado de plástico de agujeros Ø 3 mm y espesor 2 mm para sostener lecho de serrín.	1
Plato perforado de acero de agujeros Ø 5 mm y espesor 2 mm para sostener lecho de astillas 3.	1
Plato perforado de acero de agujeros Ø 3 mm y espesor 2 mm + malla de 200 micras para evitar el arrastre de astillas cuando el gas atraviesa el lecho.	1

E.1.6. Resolución de problemas.

Tabla E.6 Resolución de problemas en el gasificador de lecho fijo.

Problemas en el encendido	Revisar	Observaciones	Solución
T_{zona comb} durante el encendido no alcanza valor requerido.	Que no esté entrando aire por la puerta de encendido.	Verificar que todas las presiones estén dentro de sus rangos.	Si hay alguna presión fuera de rango verificar porque ocurre esto y corregir.
Problemas en la operación	Revisar	Observaciones	Solución
La cantidad de gas producido es demasiado baja.	La caída de presión del lecho fijo	La caída de presión del lecho debe estar entre 0 y 2 mbar. Si es mayor puede estar obstruido uno o varios de los siguientes elementos: plato perforado, rejilla inferior.	Si la caída de presión es mayor que la máxima, usar el rompebóvedas, si no funciona, apagar la planta según el procedimiento, quitar las tapas y verificar si están obstruidos el plato perforado o la rejilla inferior y si lo están limpiarlas.
	La caída de presión del filtro de gas.	La caída de presión de lavador de gases y el filtro debe estar entre 1 y 3 mbar, si es mayor el filtro está obturado, si es menor puede que no haya serrín y que el gas salga menos limpio.	Verificar el nivel del agua del filtro que debe ser 45 cm y verificar el nivel de ensuciamiento del filtro de gruesos y el filtro de finos, si hace falta reemplazar filtro de grueso y de finos y rellenar nivel de agua.
Algunos de los datos del terminal táctil se han quedado fijos	Que no se haya perdido la comunicación entre el autómata y los módulos de adquisición.	Verificar los leds de envío y recepción de datos en el autómata, analizador de redes y modulo de temperaturas MAC3580.	Apagar y encender el interruptor general y reiniciar el proceso.
La temperatura en el reactor es inferior a 700 °C	La caída de presión del lecho fijo y la depresión en el depósito de biomasa.	Posiblemente hay cenizas y carbón vegetal difícil de gasificar en la garganta, porque se ha consumido gran parte del carbón vegetal.	Usar la palanca rompebóvedas.
	Que la cantidad de aire que entre no sea inferior al 30 % respecto al estequiométrico (1,38 m ³ de aire/kg de biomasa)	Si entra menor cantidad de aire, no se producirían las reacciones de combustión requeridas para mantener la temperatura necesaria para que se produzcan las reacciones de gasificación en la zona de reducción.	Verificar que el flujo de aire de entrada sea el adecuado, y que caída de presión del filtro y de todo el sistema sea la adecuada.
La temperatura en el reactor es superior a 1.100 °C	Que la cantidad de aire que entre no sea superior al 37 % respecto al estequiométrico (1,72 m ³ de aire/kg de biomasa)	Si entra mayor cantidad de aire, se producirían mayor cantidad de reacciones de combustión que las requeridas para mantener la temperatura necesaria para que se produzcan las reacciones de gasificación en la zona de reducción.	Verificar que el flujo de aire de entrada sea el adecuado.
Se encuentra agua en el depósito de cenizas	Presión de salida del agua en el filtro de agua.	La presión de salida del filtro de agua no debe ser superior a 400 mbar y el caudal de agua no debe superar 1m ³ /h	Cerrar parcialmente la válvula que controla el paso de agua antes del filtro hasta que la presión a la salida del filtro sea de 350 mares.
Formación de bóvedas en depósito de biomasa.	Que se haya utilizado el rompebóvedas y la palanca durante las pruebas.	Sólo se puede verificar después de terminada la prueba.	Utilizar el rompebóvedas y la palanca periódicamente durante las pruebas.

E.1.7. Rango adecuado de las medidas para una correcta operación

Tabla E.7 Rango de medidas para una adecuada operación en el gasificador downdraft

Variable	Donde medir	Abr.	Unid	Rango opera.	Observaciones
TEMPERATURAS	T aire entrada gasificador	T1D	°C	10-40	Si es superior salta alarma por salida de gas por sistema de admisión de aire
	T zona secado	T2D	°C	100-250	
	T zona pirolisis	T3D	°C	250-400	
	T zona pirolisis	T4D	°C	300-500	Si es mayor salta alarma por T alta en la zona de pirólisis.
	Tzona comb. antes de garganta	T5D	°C	800-1.100	Si supera 1.200 salta alarma para evitar daños en los materiales.
	T zona comb.-reducc. garganta	T6D	°C	600-800	Si es mayor que 800 salta alarma.
	T zona reducción	T7D	°C	400-500	
	T zona cenizas	T8D	°C	300-500	
	T gas a la salida reactor-pósito	T9D	°C	200-450	
	T agua-gas la salida scrubber	T10D	°C	<40	
	T gases a la salida filtro gases	T11D	°C	<40	Si mayor que 40 se activa la alarma
	T gases a la salida Bomba de vacío	T12D	°C	<40	
	T agua salida filtro gases	T13D	°C	<40	
	Tagua sal. bomba y filtro arena/asti.	T14D	°C	<40	
	T agua enfr. a la entrada scrubber	T15D	°C	<40	
	T gases escape a la salida MCI	T16D	°C	200-400	
	T zona secado	T1ND	°C		
	T zona cenizas	T2ND	°C		
	T gas a la salida reactor-pósito	T3ND	°C		
	T mitad scrubber	T4ND	°C		
T gases en el filtro (parte superior)	T6ND	°C			
T agua a la salida la bomba	T7ND	°C			
PRESIONES	P gas depósito Biomasa (Z secado)	P1DG	mbar	-2 a 0	
	P gas a la salida filtro	P2DG	mbar	-8 a -4	
	P gas a la salida de la bomba de vacío	P3DG	mbar	> 5	Debido a la caída de P en la antiretorno y en el filtro.
	P gas antes la válvula salida al MCI	P4DG	mbar	0-1	
	P gas en el pósito Biomasa (Zona secado)	P1NDG	mbar	-2 a 0	
	Caída P gas en el lecho biomasa	P2NDG	mbar	<2	
	Caída P gas en filtro gas	P3NDG	mbar	2 a 4	
	P gas a la salida filtro gas	P4NDG	mbar	-8 a -4	
	P gas a la salida la bomba vacío	P5NDG	mbar	> 5	
	P gas a la entrada motor	P6NDG	mbar	0,5 - 1	
	P agua a la salida pósito (entrada la bomba)	P1NDAg	cmHg	-10	
	P agua a la salida la bomba	P2NDAg	Bar	1400	
	P agua entrada filtro astillas y arena	P3NDAg	Bar	400	
	P agua a la salida filtro astillas y arena	P4NDAg	Bar	350	
	P agua a la salida filtro tela 60 micras	P5NDAg	Bar	340	
Velocidades y Caudales	Velocidad aire a la entrada gasificador	V1	m/s	1-2	
	Caudal aire a la entrada gasificador	Q1	m ³ /h	9-18	
	Q gases sal B. vacío	Q2	m ³ /h	12-20	
	Caudal agua a la entrada scrubber	Q1Ag	m ³ /h	1	
	Registro la Frecuencia motor	F_VF1	Hz	0-60	

E.2. Plan de mantenimiento de la planta de gasificación de lecho fluido burbujeante.

E.2.1. Separador de sólidos y ciclón.

El separador de sólidos y el ciclón deben descargarse cada 24 horas de operación o 2 usos. La temperatura de los materiales descargados puede ser superior a los 150 °C si el sistema no se ha enfriado totalmente, por lo que se recomienda esperar 3 horas después de aplicar el procedimiento de apagado del sistema y, en cualquier caso, que la temperatura de la cámara de sedimentación sea inferior a 100 °C. La cámara de sedimentación y el ciclón disponen de una válvula de bola de 2 pulgadas en la parte inferior que deberá abrirse para realizar la descarga.

E.2.2. Intercambiador de calor gas-agua.

En el intercambiador pueden depositarse alquitranes y partículas que impidan total o parcialmente el paso del gas. Este estrangulamiento aumenta la caída de presión del circuito de gas y dificulta su enfriamiento.

Se recomienda inspeccionar y limpiar el intercambiador cuando la caída de presión sea superior a 5 mbar ó cuando la temperatura de salida sea superior a 65 °C (con el sistema de recirculación y enfriamiento conectado).

El intercambiador dispone de un depósito de 67 litros de capacidad para almacenar los alquitranes y el vapor de agua condensado. Se recomienda vaciar el depósito cada 24 horas, dos usos o cuando el nivel de llenado alcance el 75% de la capacidad del depósito.

E.2.3. Plan de mantenimiento general

En la **Tabla E.8** se muestra el plan de mantenimiento general a realizar en la planta de gasificación:

Tabla E.8 Plan de mantenimiento de la planta de gasificación de lecho fluido.

COMPONENTE	ACCIONES	PERIODICIDAD		
		24 horas o 2 usos	250 horas o una vez al mes	Cada 6 meses
Tornillo sin fin	Remover, verificar estado y limpiar			X
Anemómetro	Retirar de la tubería y limpiar la punta con agua		X	
Puerto de encendido	Verificar estado por trabajo a altas temperaturas		X	
Rejilla inferior	Retirar y limpiar		X	
Reactor	Limpiar		X	
Tomas de alimentación de biomasa	Limpiar		X	
Rejilla superior	Retirar y limpiar		X	
Caña de termopares	Retirar y limpiar		X	
Manómetro diferencial del lecho	Limpiar entronques, cambiar agua		X	
Conducto reactor-separador de sólidos	Limpiar		X	
Separador de sólidos	Remover sólidos por la válvula golpeando el separador con un martillo de goma	X		
Separador de sólidos	Quitar tapa y limpiar		X	
Conducto separador de sólidos-ciclón	Limpiar		X	
Ciclón	Remover sólidos por la válvula golpeando con martillo de goma	X	X	
Ciclón	Limpiar por dentro.		X	
Conducto ciclón-intercambiador.	Limpiar		X	
Intercambiador	Limpiar tubos del lado del gas		X	
Manguera intercambiador-deposito de alquitranes	Limpiar		X	
Manguera intercambiador-deposito de alquitranes	Reemplazar			X
Deposito de alquitranes	Remover líquidos por la válvula	X		
Deposito de alquitranes	Retirar y limpiar por dentro		X	
Manguera intercambiador-filtro	Limpiar		X	
Manguera intercambiador-filtro	Reemplazar			X
Lavador húmedo	Cambiar agua		X	
Filtro de gruesos	Cambiar astillas		X	
Filtro de gruesos y de finos	Cambiar serrín		X	
Cámara de vacío	Limpiar		X	
Filtro de la cámara de vacío	Reemplazar			X
Bomba de vacío	Desarmar y limpiar		X	
Rotámetros	Limpiar (con agua y jabón)			X
Prueba de fugas	Realizar		X	

E.2.4. Repuestos.

E.2.4.1. Tornillos

Tabla E.9 Tornillos utilizados en la planta de gasificación de lecho fluido.

Tornillos inoxidables	
M4x20	8 Uds.
M5x40	4 Uds.
M6x40	4 Uds.
M8x40	12 Uds.
M10x60	4 Uds.
M10x125	4 Uds.
Tornillos no inoxidable	
M8x20	6 Uds.
Tuercas inoxidables	
M5	4 Uds.
M6	4 Uds.
M8	10 Uds.
M10	10 Uds.
Arandelas planas inoxidables	
M5	4 Uds.
M6	4 Uds.
M8	10 Uds.
M10	10 Uds.
Arandelas Grover inoxidables	
M5	4 Uds.
M6	4 Uds.
M8	10 Uds.
M10	10 Uds.

E.2.4.2. Juntas.

Tabla E.10 Juntas de grafito utilizadas en la planta de gasificación de lecho fluido.

Grafito de 3 mm reforzado con lámina de acero inoxidable resistente hasta 550 °C		Ref. SAIDI KLINGER 031005300510002
G1	Entronque.	1 Uds.
G2	Reactor parte inferior.	1 Uds.
G3	Reactor parte superior.	1 Uds.
G4	Unión reactor-decantador por la parte del reactor.	1 Uds.
G5	Unión reactor-decantador por la parte del decantador.	1 Uds.
G7	Junta del ciclón.	1 Uds.
G8	Unión de la curva con la tapa del intercambiador	1 Uds.
G9	Junta superior de la tapa del intercambiador	1 Uds.
G10 de lecho fluido	Junta del tornillo de alimentación.	4 Uds.

Tabla E.11 Juntas cartón utilizadas en la planta de gasificación de lecho fluido.

Ref. TENSIT BA-50		
P1	Entronque.	1 Uds.
P2	Junta inferior del intercambiador.	1 Uds.
P3	Cámara de vacío.	1 Uds.
P4	Junta salida-entrada de la bomba de vacío.	1 Uds.

Tabla E.12 Juntas de sellado adhesivas utilizadas en la planta de gasificación de lecho fluido.

Junta de sellado adhesiva para bajas temperaturas		
-	Depósito de biomasa.	1,5 m
-	Depósito de alquitranes.	1,5 m

Tabla E.13 Juntas de goma utilizadas en la planta de gasificación de lecho fluido.

Goma de caucho natural para el sellado a baja temperatura.		
-	Depósito de lavado de gases y filtro de gases.	4 m

E.2.4.3. Filtros

Tabla E.14 Filtros de papel utilizados en la planta de gasificación de lecho fluido.

Filtro de papel Man Filter		Ref. C1776
-	Filtro de la cámara de vacío.	1Uds.

E.2.4.4. Malla

Tabla E.15 Mallas utilizadas en la planta de gasificación de lecho fluido.

Malla de acero inoxidable de 150 micras		Ref. C1776
-	Malla para la parte inferior del reactor y para separar el filtro de gruesos del de finos y evitar el arrastre del serrín en el filtro de finos	15 cm ²

E.2.5. Resolución de problemas.

Tabla E.16 Resolución de problemas en la planta de gasificación de lecho fluido

Problemas en el encendido	Revisar	Observaciones	Solución
El terminal táctil indica que la temperatura en el encendido es constante, no sube suficiente o está descendiendo.	Que la biomasa fluya en el depósito a través del tornillo.	Verificar el flujo de Biomasa en las mirillas del depósito y del tornillo.	Dar golpes al depósito para desatascar la biomasa.
	Que no se haya perdido la comunicación entre autómatas y el PLC.	Verificar los leds de envío y recepción de datos en el autómata, analizador de redes y modulo de temperaturas.	Apagar y encender el interruptor general y empezar de nuevo el proceso.
	Que no se haya apagado el soplete de encendido.	En el encendido se requiere un soplete para aumentar la T en el reactor, hasta alcanzar 650 °C.	Encender el soplete
	Que la biomasa en el reactor no se haya consumido totalmente.	Si la Biomasa se ha consumido no se producirá la reacción exotérmica de la combustión parcial de la biomasa y por lo tanto no aumentará la temperatura.	Introducir más biomasa con el botón INTRO_BIOM la pantalla F2 del terminal táctil.
Problemas en la operación	Revisar	Observaciones	Solución
La cantidad de gas producido es demasiado baja o alta para la frecuencia de la bomba de vacío	La caída de presión del reactor.	La caída de presión del lecho debe estar entre 8 y 15 mbar. Si es mayor puede estar tapado uno o varios de los siguientes elementos: rejilla superior, rejilla inferior, tubería. Si es menor la cantidad de arena en el lecho es muy inferior su valor normal (1,1 kg)	Si ΔP es mayor que el max, quitar tapas sup e inf. del reactor y verificar si están obstruidas. Si ΔP es inf. al min, vaciar el lecho, pesar y poner arena la faltante (hasta llegar a 1100 g)
	La caída de presión intercambiador.	ΔP interc. debe estar entre 0 y 5 mbar, si es mayor puede el filtro está tapado.	Limpiar el filtro.
	La caída de presión del filtro.	La caída de presión de lavador de gases y el filtro debe estar entre 50 y 60 mbar, si es mayor el filtro está obturado, si es menor el lavador húmedo tiene un nivel inferior al adecuado (el nivel adecuado del lavador debe ser de 45 cm)	Verificar el nivel de: agua del filtro (45 cm) y de ensuciamiento del filtro de gruesos y de finos, si hace falta reemplazar y rellenar nivel de agua.
	El separador de sólidos	Si el separador de sólidos se llena, el gas pasará con dificultad por este dispositivo.	Vaciar cámara separadora de sólidos, tapar y hacer prueba de fugas.
Los datos del terminal táctil permanecen fijos	Que no se haya perdido la comunicación entre autómata y PLC.	Verificar los leds de envío y recepción de datos en el autómata, analizador de redes y modulo de temperaturas.	Apagar y encender el interruptor general y empezar de nuevo el proceso.
La antorcha no enciende	Que la biomasa fluya en el depósito a través del tornillo.	Verificar el flujo de Biomasa en las mirillas del depósito y del tornillo.	Dar golpes al depósito para desatascar la biomasa.
La temperatura en el reactor supera 900 °C	Que la biomasa fluya en el depósito a través del tornillo.	Verificar el flujo de Biomasa en las mirillas del depósito y del tornillo.	Dar golpes al depósito para desatascar la biomasa.
	Que el aire no sea superior al 40% del esteq.y ΔP en el lavador y filtro	Si entra más aire, la biomasa combustiona y aumenta la T del gas y disminuye PCI del gas. Si ΔP del filtro es baja, la bomba succionará mas aire.	Verificar F de la b. vacío, el flujo de aire, el nivel de agua del lavador y ΔP del filtro.

E.2.6. Rango adecuado de las medidas para una correcta operación

Tabla E.17 Rango de medidas para una adecuada operación en el gasificador de lecho fluido

Donde Medir	Que medir	Und.	Mínimo	Máximo	Observaciones
Manómetro diferencial caída presión lecho reactor	P1, ΔP lecho	mbar	8	15	Si >, revisar rejilla superior; si es menor, revisar cantidad de arena en el lecho
Manómetro diferencial del Intercambiador	P2, ΔP intercambiador	mbar	0	5	Si es mayor limpiar intercambiador.
Manómetro diferencial del lavador y filtro	P3, ΔP lavador de gases y filtro	mbar	45	60	Si >, verificar si el filtro está obturado o si nivel de agua supera 45 cm,;si es menor, verificar si el nivel de agua es menor que 46 cm y si hay 7 kg de serrín en el filtro de finos
Manómetro diferencial presión de salida del gas	P4, salida del gas hacia el motor	mbar	0	2	Si es mayor, verificar que la válvula de salida de gas esté abierta.
Cámara de vacío	T1, T a la salida del filtro	°C	25	35	
Entrada intercambiador	T2 T a la entrada del intercambiador	°C	100	170	
Salida del intercambiador	T3 Ta la salida del intercambiador	°C	40	60	Si es mayor verificar si el
A 150 cm de la tapa superior del reactor	T4 T parte media del reactor	°C	670	770	
A 185 cm de la tapa superior del reactor	T5 T parte baja del reactor	°C	700	800	
A 100 cm de la tapa superior del reactor	T6 T parte alta del reactor	°C	600	730	
A 170 cm de la tapa superior del reactor	T7 T parte media del reactor	°C	700	800	
A 200 cm de la tapa superior del reactor	T8 T parte baja del reactor	°C	700	800	
Variador de frecuencia de la bomba de	F de la bomba de vacío	Hz	24	26,5	
Tubería de entrada de aire	Velocidad del aire	m/s	1	3	
Tubería de entrada de aire	Caudal de aire	m ³ /h	10	30	
Se calcula con el flujo de Biomasa de	Set de v. de aire de entrada	m/s	1,2	1,9	Depende del caudal de Biomasa
Se calcula con el flujo de Biomasa de	Set de caudal de aire de entrada	m/s	11	17	Depende del caudal de Biomasa
Se calcula con la velocidad del aire de	V fluidización (V aire en el reactor)	m/s	0,3	0,8	
Rotámetro de salida de gas	Q1 Caudal de gas de salida	m ³ /h	10	30	
Rotámetro de recirculación	Q2 Caudal de recirculación	m ³ /h	0	30	
Tornillo sin fin	Frecuencia del motor del tornillo	Hz	25	50	
Tornillo sin fin	Flujo de biomasa	kg/h	7	14,5	

F. ANEXO F: CARACTERIZACIÓN DE LOS RESIDUOS BIOMÁSICOS A GASIFICAR

Las características de la biomasa influyen en gran medida las reacciones que se llevan a cabo en el proceso de su gasificación, por lo tanto se requiere un adecuado conocimiento de las propiedades físicas y químicas de la biomasa que se va a gasificar para llevar a cabo el diseño de un gasificador. Además, el comportamiento del gasificador es distinto si cambian algunos parámetros de la biomasa, como es el caso de la humedad y el tamaño.

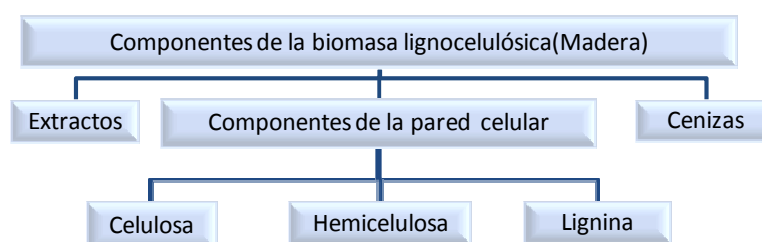
Un claro ejemplo de la importancia de la caracterización de la biomasa en el diseño del reactor es la diferencia de operación con biomasa cuya humedad y composición es distinta, probadas en el gasificador de lecho fluido burbujeante fabricado por el IIE para operar en un municipio rural en Colombia, siguiendo la metodología y experiencia obtenidas en el presente estudio. Dicho gasificador tuvo que ser reajustado en sus parámetros de operación por la mayor humedad de la biomasa (en Valencia era del 8% y en Colombia superaba el 20%) lo que obligó a ajustar nuevamente la alimentación de biomasa. Además también hubo problemas debido a la cantidad de sal depositada en la biomasa durante su estancia en el mar (la biomasa provenía del un río que desemboca cerca a las playas del golfo de Urabá). La sal hace que disminuya el punto de fusión de las cenizas y se formen aglomeraciones en el lecho fluido del gasificador, lo que obliga a operar el gasificador a una temperatura menor.

En este capítulo se abordan aquellos aspectos implicados directamente en la caracterización de la biomasa a utilizar en los gasificadores considerados, entre estos:

1. Estructura de la biomasa
2. Constituyentes de la Biomasa Celular: Celulosa, Hemicelulosa, Lignina
3. Clasificación general de la biomasa: Relación atómica (relación H/C y O/C), proporción relativa de los componentes lignocelulosos, Diagrama ternario (CHO).
4. Propiedades termodinámicas de la biomasa: conductividad térmica, calor específico, calor de formación, Calor de combustión y temperatura de ignición.
5. Análisis elemental.
6. Análisis inmediato
7. Poder calorífico superior e inferior.
8. Y finalmente se caracterizan algunos de los residuos biomásicos con potencial para generación de energía térmica y/o eléctrica.

F.1. Estructura de la biomasa

Figura F.1 Componentes de la biomasa lignocelulósica



Fuente: (Basu, 2010)

Según (Basu, 2010), la biomasa es una mezcla compleja de materiales orgánicos tales como carbohidratos, grasas y proteínas, junto con pequeñas cantidades de minerales como sodio, fósforo, calcio y hierro. Los principales componentes de la biomasa vegetal son: extractos, fibra o componentes de la pared celular, y ceniza (**Figura F.1**).

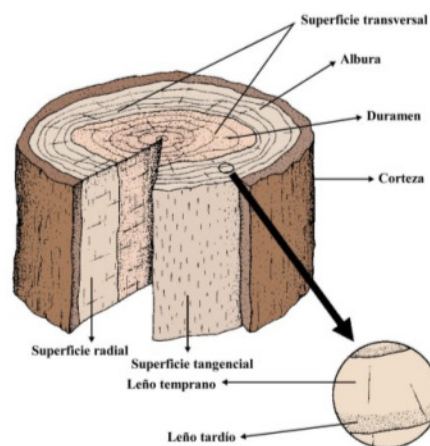
Extractos: sustancias presentes en el tejido vegetal o animal que pueden separarse por tratamientos sucesivos con solventes y recuperarse por evaporación de la solución. Estos incluyen proteínas, aceites, almidones y azúcares.

Pared celular: Elementos que proporcionan la resistencia estructural de la planta, lo que le permite mantenerse erguida. Una pared de célula típica se compone de hidratos de carbono y lignina. Los carbohidratos son principalmente fibras de celulosa o hemicelulosa, que imparten fuerza a la estructura de la planta, la lignina mantiene las fibras unidas entre sí. Estos componentes varían según el tipo de planta. Algunas plantas, como el maíz, la soja y la papa, también almacenan almidones (otro polímero de hidratos de carbono) y grasas como fuentes de energía, principalmente en las semillas y raíces.

Cenizas: compuesto inorgánico de la madera

La madera está formada típicamente por células huecas, alargadas, dispuestas paralelamente entre sí. La **Figura F.2** muestra la sección transversal un tronco.

Figura F.2 Sección trasversal de un tronco



Fuente: (Junta de Andalucía)

Donde del exterior a la parte interior tenemos:

La corteza (Bark): es la parte más externa del tronco. Se compone de una porción externa muerta y una porción interior viva. La capa viva interior lleva el alimento desde las hojas a las partes del árbol que necesitan alimento para crecer.

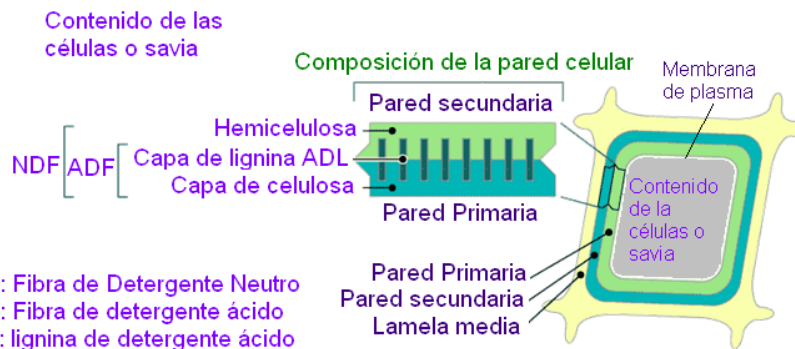
La albura (Sapwood): Es la parte del tronco que se encuentra en la mitad del mismo. Se encarga de llevar la savia de las raíces hasta las hojas.

El duramen (heartwood): una de las partes más internas del tronco.

Superficie radial (Wood rays): se encargan de transportar el alimento a través de las capas de la madera.

Las células de la madera que transportan fluidos son llamadas fibras o traqueidas, son huecas y transportan la savia. Las células varían de forma, pero son generalmente cortas y puntiagudas y van situadas de forma longitudinalmente en el tronco o rama aunque algunas están ubicadas de forma radial. La longitud de una traqueida promedio es de alrededor 1.000 micras para madera dura y, por lo general, desde 3.000 hasta 8.000 micras con un diámetro de 33 micras para madera blanda. Las traqueidas o células normalmente forman una pared primaria y una secundaria interior y en la parte exterior una capa llamada lamela media, que está unida con sus células similares adyacentes como se muestra en la **Figura F.3**.

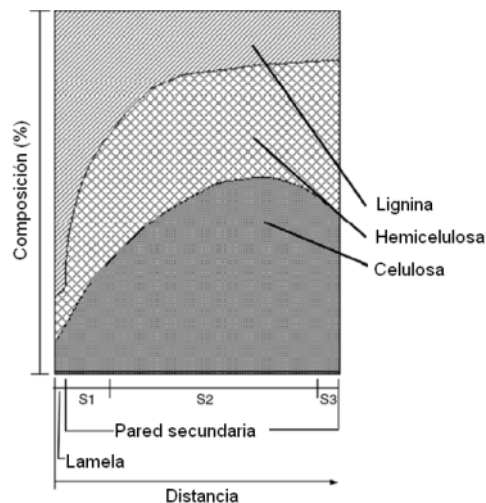
Figura F.3 Estructura celular principal de la madera o traqueidas



Fuente: (Junta de Andalucía)

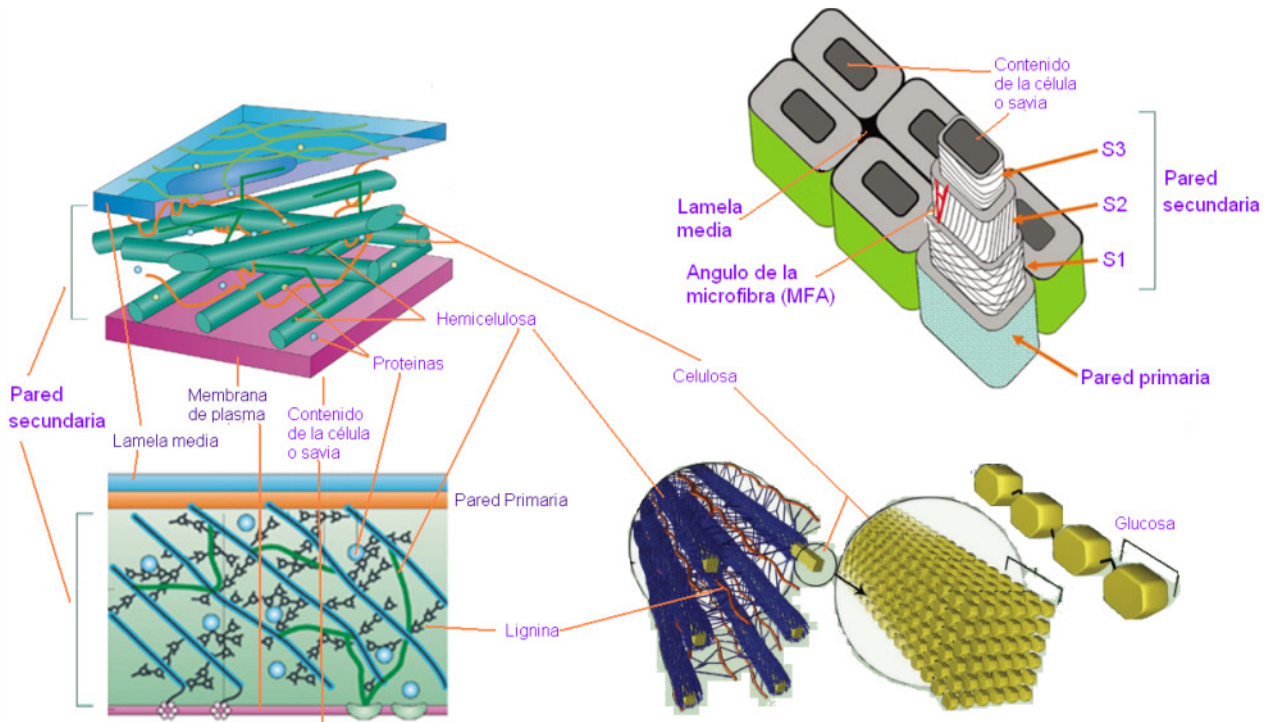
La lamela media esta principalmente hecha de lignina. La pared secundaria está formado por tres capas: S1, S2 y S3 (**Figura F.5**). La capa más gruesa, S2 está compuesta por microfibrillas, consistentes en moléculas largas de celulosa con hemicelulosa incrustada. La construcción de las paredes celulares de la madera es similar a la de hormigón armado, con las fibras de celulosa en calidad de varillas de acero de refuerzo y la hemicelulosa que rodea las microfibrillas de celulosa actuando como hormigón armado. La capa intermedia S2 tiene la mayor concentración de la celulosa, mientras que la mayor concentración de hemicelulosa se encuentra en la capa interna S3. La distribución de estos componentes en la pared celular se muestra en la **Figura F.4**.

Figura F.4 Concentración de celulosa, hemicelulosa y lignina en las capas (pared celular)



Fuente: (Basu, 2010)

Figura F.5 Estructura celular detallada de la madera

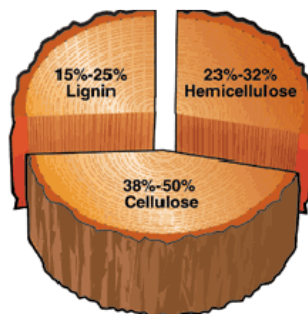


Fuente: Adaptado de (Nature Review), (Nature Materials), (U.S. Department of Energy)

F.2. Constituyentes de la biomasa celular

La composición de la biomasa celular es variable, sin embargo tiene tres constituyentes principales: celulosa, hemicelulosa y lignina. La **Figura F.6** muestra los rangos de contribución de estos constituyentes.

Figura F.6 Concentración en masa de los constituyentes principales de la madera

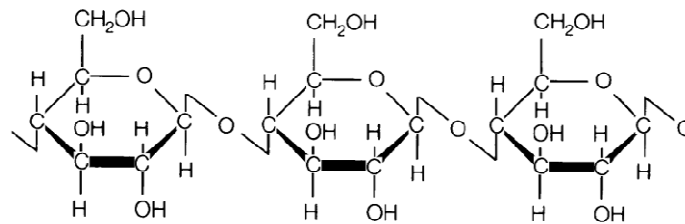


F.2.1. Celulosa (C₆H₁₀O₅)_n

La celulosa, el compuesto orgánico más abundante en la Tierra, es el componente primario estructural de la pared celular de la biomasa. Su cantidad en peso varía desde el 33% para la mayoría de las plantas hasta el 90% en el algodón. Representado por la fórmula genérica (C₆H₁₀O₅)_n, la celulosa es un polímero de cadena larga con un alto grado de polimerización que va desde 300 hasta 16.000 unidades (representado por n, que indica el número de unidades repetitivas o monómeros que se encuentran en un polímero), debido a que la masa molecular del

monómero de la celulosa es 162 g/mol, la masa molecular del polímero va desde 50.000 hasta 2,5 millones g/mol. Esta estructura le da alta resistencia, y le permite proporcionar la estructura en forma de esqueleto que tiene la mayoría de la biomasa terrestre (Klass, 1998). La celulosa está compuesta principalmente de d-glucosa, que se compone de seis átomos de carbono o azúcares hexosas (**Figura F.7**) y es altamente insoluble y, a pesar de ser un carbohidrato, no es digerible por los seres humanos.

Figura F.7 Estructura molecular de la celulosa

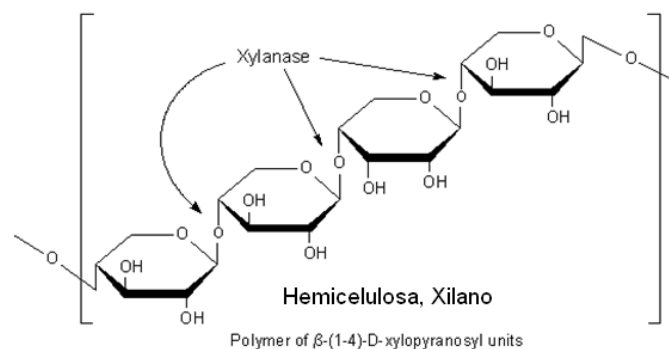


Fuente: (Klass, 1998)

F.2.2. Hemicelulosa (C₅H₈O₄)_n

La hemicelulosa es otro componente de la pared celular de la planta. Mientras que la celulosa es de una estructura cristalina y fuerte que es resistente a la hidrólisis, la hemicelulosa tiene una estructura amorfa y de escasa resistencia. Se trata de un grupo de hidratos de carbono con una estructura de cadena ramificada y un menor grado de polimerización que la celulosa, entre 100 y 200 unidades. Puede ser representado por la fórmula genérica (C₅H₈O₄)_n (Klass, 1998). La **Figura F.8** muestra la disposición molecular de una molécula típica de xilano (compuesto mayoritario de la hemicelulosa).

Figura F.8 Estructura molecular típica de la hemicelulosa xilano



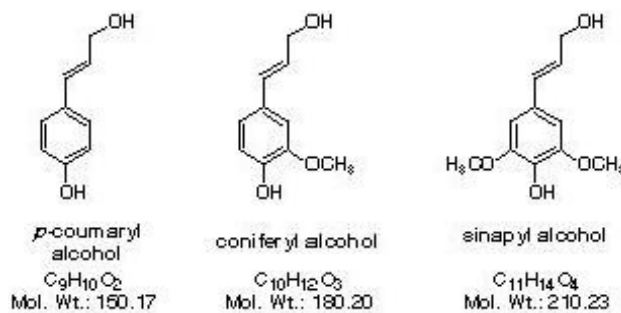
Fuente: (Klass, 1998)

Existe una variación significativa de la composición y la estructura de la hemicelulosa para los diferentes tipos de Biomasa. La mayoría de las hemicelulosas, sin embargo, contienen algunos residuos de azúcares simples como la D-xilosa (el más común), d-glucosa, d-galactosa entre otros. Estos suelen contener de 50 a 200 unidades en sus estructuras ramificadas. La hemicelulosa tiende a producir más gases y menos alquitrán que la celulosa (Milne, 2002). Es soluble en soluciones alcalinas débiles y fácilmente hidrolizadas para diluir un ácido o una base. Constituye entre el 20 y el 30% del peso seco de la mayoría de la madera.

F.2.3. Lignina

La lignina es un complejo polimérico altamente ramificado de fenilpropano y es una parte integral de la pared celular secundaria de las plantas (**Figura F.9**). Es uno de los polímeros orgánicos más abundantes en la Tierra (sólo superado por la celulosa). Es la tercera componente más importante de las paredes celulares de la biomasa leñosa. La lignina es el agente de cementación de las fibras de celulosa con las células adyacentes. Las unidades monoméricas dominantes en los polímeros son anillos de benceno. La estructura es similar a la de una caja de cartón, que se realiza pegando papeles uno encima de otro. La lamela media (**Figura F.5**), que se compone principalmente de lignina, aglutina las células adyacentes o traqueidas. La lignina es muy insoluble, incluso en ácido sulfúrico (Klass, 1998). Una madera típica contiene lignina en alrededor del 18 a 25%, mientras que una blanda contiene 25 a 35% en peso seco.

Figura F.9 Estructura de la lignina



Fuente: (Química en la guía 2000)

F.3. Clasificación general de la biomasa

La clasificación de la biomasa nos permite predecir el comportamiento de un nuevo residuo biomásico, incluyéndolo según sus características en el grupo que corresponda. Así podremos saber aproximadamente que resultados obtendremos antes de se quemé o se gasifique el nuevo residuo.

Los métodos de clasificación más importantes son (Basu, 2010):

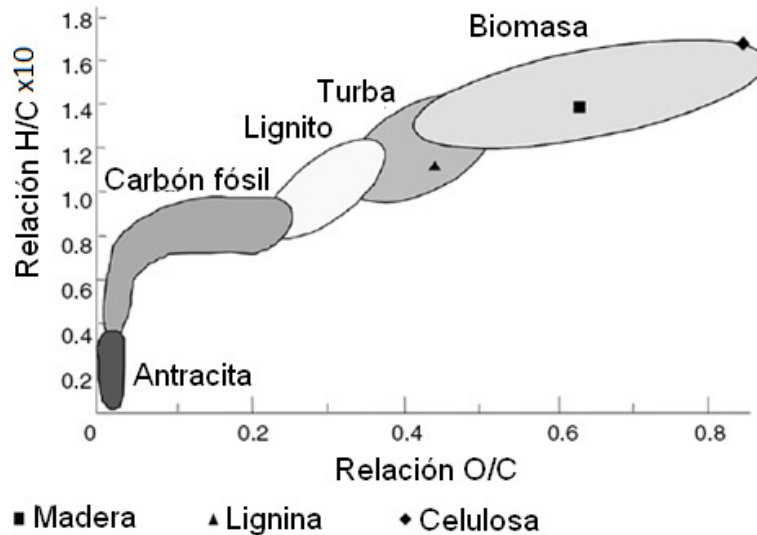
- **Relación atómica (relación H/C y O/C):** una clasificación basada en la relación atómica ayuda a entender el poder calorífico de la biomasa. El poder calorífico de la biomasa o del carbón fósil correlaciona con la relación O/C reduciéndose de 9 a 3,5 kCal/kg cuando la relación O/C aumenta de 0,1 a 0,7; de igual manera cuando la relación H/C aumenta el poder calorífico de la biomasa disminuye, esto se debe a que el elemento que aporta más poder calorífico a la biomasa es el carbono.

La relación atómica se basa en el H, C y O contenido en la biomasa. Para un gran rango de biomasa la relación H/C podría ser expresada como una función lineal de la relación O/C según la siguiente ecuación (Basu, 2010):

$$H/C = 1,4125 O/C + 0,5004$$

En la **Figura F.10** se observa que cada tipo de combustible sólido tiene una relación H/C y O/C típica, por ejemplo la biomasa tiene una relación H/C entre 1,3 y 1,7, mientras la relación O/C está entre 0,4 y 0,8. Cuanto menores sean estos valores mayor es poder calorífico, por ello la antracita, con el mayor contenido de carbono, tiene el poder calorífico más alto.

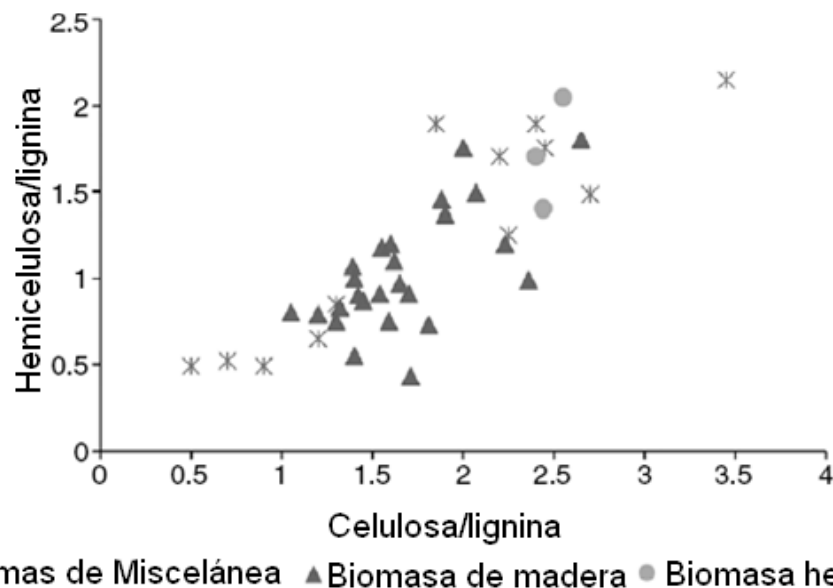
Figura F.10 Clasificación de los combustibles sólidos por su relación H/C y O/C



Fuente: Adaptado de Jones y otros, 2006.

- **Proporción relativa de los componentes lignocelulósicos:** La biomasa también puede ser clasificada según la proporción de celulosa, hemicelulosa y lignina que contenga. Se puede predecir el comportamiento de la biomasa durante la pirólisis si previamente se conoce esta composición (Basu, 2010). En la **Figura F.11** se observa una cierta relación entre la relación hemicelulosa-lignina y la relación celulosa-lignina, en ambos casos, para la madera los valores están entre 0,5 y 2,5.

Figura F.11 Clasificación de la biomasa por su relación celulosa-hemicelulosa/lignina

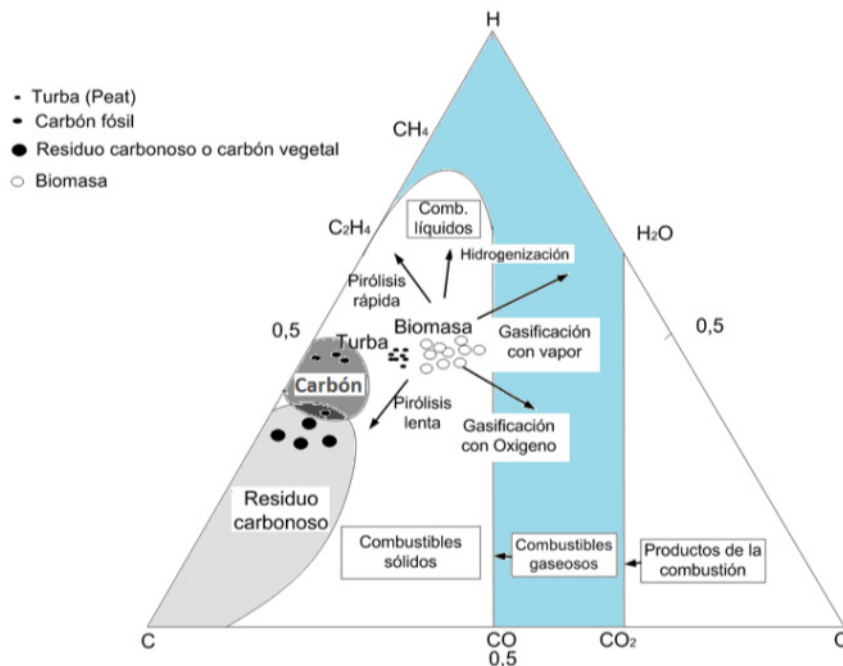


Fuente: Jones et al., 2006.

- **Diagrama ternario (CHO):** Este diagrama no es una herramienta para la clasificación de la biomasa, pero es muy útil para representar del proceso de conversión de la biomasa, ya sea en syngas, residuo carbonoso o gases producto de la combustión, entre otros. Las tres esquinas del triángulo representan C, H y O puros, esto es el 100% de concentración. Los puntos dentro del triángulo, representan la mezcla ternaria de estas 3 sustancias. El lado opuesto a una esquina de un compuesto puro, representa una concentración del 0% de este componente (C, O o H). y, por tanto, una mezcla binaria de los otros dos componentes.

El Carbón fósil reside más hacia la esquina de carbono y se encuentra cerca de la base opuesta a la esquina de oxígeno en el diagrama ternario, lo que sugiere que es muy bajo en oxígeno y mucho más rico en carbono. La Antracita se encuentra más cerca de la esquina de carbono, ya que tiene el mayor contenido de carbono. El diagrama también puede mostrar el resultado de la evolución geológica de los combustibles fósiles. Con el tiempo, el combustible se aleja de las esquinas del hidrógeno y el oxígeno y se acerca a la esquina de carbono (Basu, 2010).

Figura F.12 Diagrama ternario CHO



Fuente: Adaptado de (Solar Energy Research Institute, 1988)

Como ha mencionado anteriormente, el diagrama ternario puede representar el proceso de conversión de la biomasa en los distintos procesos de aprovechamiento energético de la misma. Por ejemplo, en la pirólisis lenta se mueven los productos hacia el carbono a través de la formación de residuo carbonoso; la pirólisis rápida se mueve hacia el hidrógeno y lejos de oxígeno, lo que implica moverse hacia la zona de líquidos. En la gasificación con oxígeno se mueve el gas producido hacia la esquina de oxígeno, mientras que la gasificación con vapor lleva el proceso lejos de la esquina de carbono. El

proceso de hidrogenación aumenta el hidrógeno y por lo tanto se mueve el producto hacia la esquina del hidrógeno.

F.4. Propiedades termodinámicas de la biomasa

La gasificación de la biomasa en un proceso de conversión termoquímico, por ello las propiedades termodinámicas de la biomasa influyen fuertemente el proceso de gasificación. Las propiedades termodinámicas de la biomasa más importantes son:

- **Conductividad térmica:** Las partículas de biomasa están sujetas a la transferencia de calor por conducción a través de sus fibras, las cuales influyen el comportamiento de la pirolisis. La conductividad térmica de la biomasa depende principalmente de su humedad y su densidad, además de la porosidad y la temperatura (Basu, 2010).
- **Calor específico:** indica la capacidad calorífica de la sustancia. El calor específico es afectado por la humedad y la temperatura (Basu, 2010). En el rango de 0 a 100°C, el calor específico de una gran cantidad de tipos de madera secos se puede determinar con la siguiente fórmula empírica:

$$C_{pT} = 0,266 + 0,00116T$$

Donde T , es la temperatura en °C.

El efecto de la humedad sobre el calor específico se expresa como (Basu, 2010) :

$$C_p = M_{wet}C_w + (1 - M_{wet})C_{p\theta}$$

Donde M_{wet} es la fracción de humedad (base húmeda) y C_w es el C_p del agua.

- **Calor de formación:** también conocido como entalpia de formación, es el cambio de entalpia cuando un mol de compuesto es formado en condiciones estándar (25°C, 1 Atm) desde sus elementos constituyentes. Por ejemplo el H y el O son estables en su forma elemental, por lo tanto su entalpia de formación es cero (0), sin embargo cuando se combinan para formar vapor, una cantidad de energía de 57,66 kCal/mol es liberada.
- **Calor de combustión (reacción):** El calor de reacción (HR) es la cantidad de calor liberado o absorbido en una reacción química. Se calcula restando del calor de formación de todos los productos el calor de formación de los reactivos.

Tabla F.1 Calor de formación a 25 °C de algunos compuestos importantes

Compuesto	H ₂ O	CO ₂	CO	CH ₄	O ₂	CaCO ₃	NH ₃
Calor de formación (kJ/mole)	-241,5	-393,5	-110,6	-74,8	0	-1.211,8	-82,5
Calor de formación (kCal/mole)	-57,6	-93,9	-26,4	-17,9	0	-289,2	-19,7

Fuente: (Basu, 2010)

- **Temperatura de ignición:** Este valor es importante para determinar la energía de activación a suministrar a la biomasa para el encendido en los procesos de

gasificación y pirolisis. En la **Tabla F.2** se muestra la temperatura de ignición de algunos combustibles sólidos líquidos y gaseosos.

Tabla F.2 Temperatura de ignición de algunos compuestos

Estado	Combustible	Temperatura de Ignición
Gas	Gas natural (alto contenido en	482 - 632
	Gasolina (110 octanos)	456
	Hidrógeno	500
	Metano	537
	Monóxido de carbono	609
	Propano (comercial)	493 - 604
Líquido	Kerosene	37
	Metanol	464
	Etanol	425
	Queroseno	210
Sólido	Madera blanda	320 - 350
	Madera dura	313 - 393
	Paja de trigo	220
	Madera de Álamo	235
	Eucalipto	285
	Carbón fósil altamente volátil	970
	Carbón fósil medianamente	795
	Antracita	930

Fuente: (Red Proteger. Higiene control y seguridad)

F.5. Análisis elemental

Es una técnica que proporciona el contenido de carbono, hidrógeno, nitrógeno y azufre presente en una muestra de naturaleza orgánica e inorgánica, tanto sólida como líquida. La técnica está basada en la completa e instantánea oxidación de la muestra mediante una combustión con oxígeno puro a una temperatura de 1.000°C. Los diferentes productos de combustión CO₂, H₂O y N₂, son transportados mediante el gas portador (He) a través de un tubo de reducción y después selectivamente separados en columnas específicas, para ser luego desorbidos térmicamente. Finalmente, los gases pasan de forma separada por un detector de conductividad térmica que proporciona una señal proporcional a la concentración de cada uno de los componentes individuales de la mezcla (Servicios técnicos de investigación de la Universidad de Alicante). En este análisis, la composición del combustible de hidrocarburo se expresa en términos de sus elementos básicos a excepción de su humedad, M, y los componentes inorgánicos (Basu, 2010). Un análisis elemental típico proporciona la composición en forma de porcentaje de los principales elementos:

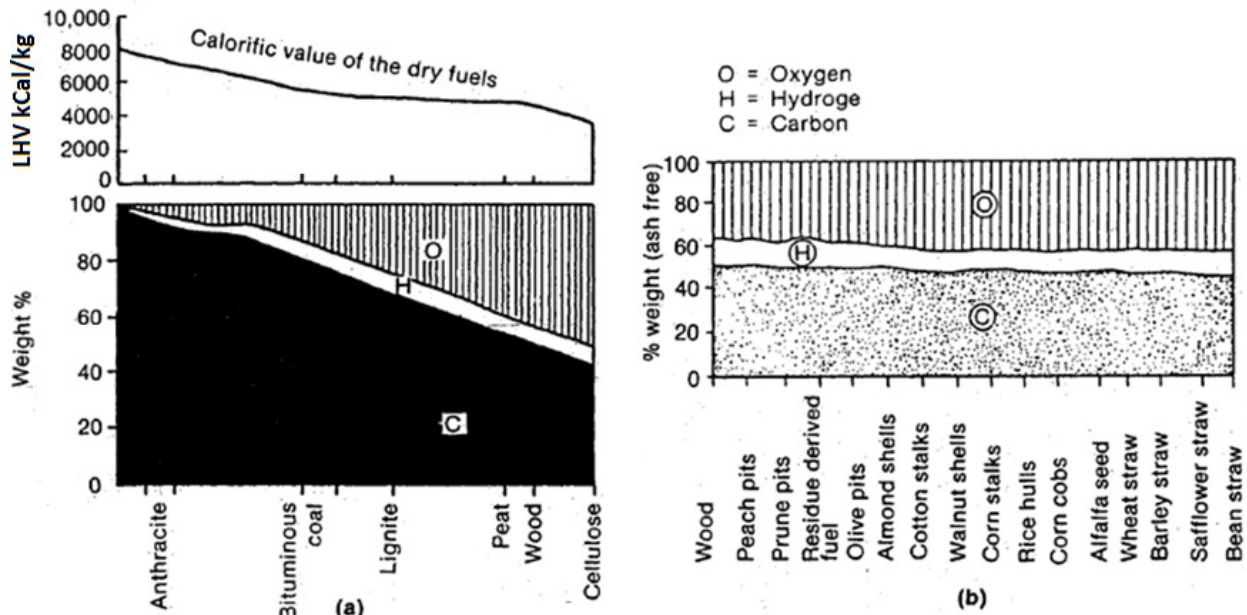
$$C + H + O + N + S + ASH + M = 100\%$$

En este caso C, H, O, N y S son los porcentajes en peso de carbono, hidrógeno, oxígeno, nitrógeno y azufre, respectivamente, en el combustible. No todos los combustibles contienen todos estos elementos. Por ejemplo, la gran mayoría de la biomasa no contiene azufre. La humedad o el agua en el combustible se expresa por

separado, como M. De este modo, el hidrógeno o el oxígeno en el análisis elemental no incluye el hidrógeno y el oxígeno de la humedad, si no solamente el hidrógeno y oxígeno presente en los componentes orgánicos del combustible.

En la **Figura F.13** se muestra la composición elemental para diferentes combustibles fósiles (**Figura F.13.a**) y para diferentes tipos de biomasa (**Figura F.13.b**). Se observa que para diferentes tipos de biomasa la composición elemental no varía sustancialmente.

Figura F.13 Análisis elemental de (a) carbón fósil y madera (b) combustibles de biomasa



Fuente: (Skov 1974), (Solar Energy Research Institute, 1988)

F.6. Análisis inmediato.

El análisis Inmediato es aquel conjunto de ensayos mediante los cuales se determinan los porcentajes de humedad, cenizas, materia volátil y carbono fijo de una muestra determinada. Para la realización de estos ensayos, se requiere un horno de mufla y un desecador para la determinación de la materia volátil y las cenizas.

$$VM + FC + M + ASH = 100\%$$

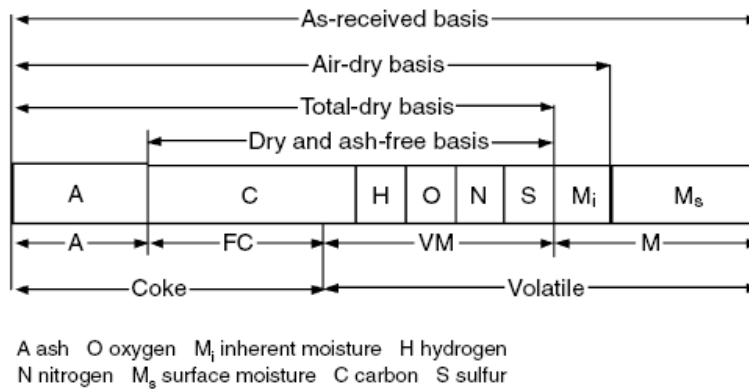
Donde *VM*, *FC*, *M* y *ASH* representan los porcentajes en peso de materia volátil, carbono fija, humedad y cenizas.

Los análisis para determinar la composición de la biomasa dependen de la historia de la muestra, distinguiéndose cuatro grupos característico, según su estado:

- Tal como se recibió
- Secada con aire.
- totalmente seca
- seca y libre de cenizas.

En la **Figura F.14** se muestra las bases para hacer tanto el análisis elemental como el análisis inmediato.

Figura F.14 Base para expresar la composición del combustible



Fuente: (Basu, 2010)

F.7. Poder calorífico de la biomasa (HV o PC)

El poder calorífico de un combustible es la cantidad de energía desprendida en la reacción de combustión por unidad de masa (para sólidos y líquidos) o volumen (gases) de combustible al oxidarse en forma completa. Se distinguen dos tipos de poder calorífico:

- **Poder calorífico superior (PCS, o HHV en inglés):** Es la cantidad total de calor desprendido en la combustión completa de 1 Kg de combustible cuando el agua originada en la combustión está en forma líquida y por consiguiente se tiene en cuenta el calor desprendido en este cambio de fase. El poder calorífico superior se determina mediante una bomba calorimétrica o calorímetro.
- **Poder calorífico inferior (PCI, o LHV en inglés):** Es la cantidad total de calor desprendido en la combustión completa de 1 kg de combustible cuando el agua originada en la combustión está en forma de vapor y por lo tanto no se tiene en cuenta la parte correspondiente al calor latente del vapor de agua de la combustión, ya que no se produce cambio de fase. El poder calorífico se determina mediante la siguiente Ecuación (Red Proteger, Higiene control y seguridad):

$$PCI = PCS - 597 \cdot G$$

Donde:

PCI = Poder calórico Inferior.

PCS = Poder calórico Superior (determinado en el calorímetro).

597 = Calor de condensación del agua a 0° C (kCal/kg de agua)

G = % en peso del agua formada por la combustión del H₂ más la humedad del combustible, se calcula mediante la Ecuación:

$$G = 9[H_2] + [H_2O] \%$$

Donde

9: kilos de H_2O que se forman al oxidar 1 kilo de H_2 ($2 \text{ g/mol de } H_2 \Rightarrow 18 \text{ g/mol de } H_2O$)

$[H_2]$: Porcentaje de hidrogeno contenido en el combustible.

$[H_2O]$: Porcentaje de Humedad del combustible.

Por lo tanto, el PCI vendrá dado por:

$$PCI = PCS - 597 \cdot (9[H_2] + [H_2O]) \text{ kCal/kg}$$

Por ejemplo si se tiene una muestra de biomasa que tiene una composición de 52% de carbono, 6% de hidrógeno y 42% de oxígeno, una humedad del 8%, y se determina mediante una bomba calorimétrica que el PCS es 4.331 kCal/kg, el PCI según la Ecuación anterior sería:

$$PCI = 4.331 - 597 \cdot (9 \cdot 0,06 + 0,08) = 4.331 - 370 = 3.960 \text{ kCal/kg}$$

F.8. Caracterización de algunos residuos biomásicos utilizados para realizar las pruebas.

Los residuos utilizados en el presente trabajo de comparación de gasificadores fueron pellets y pino, pero además de estos se caracterizaron también almendro, olivo, hueso de aceituna, vid, melocotón, naranjo y carbón fósil, para compararlos con las biomásas utilizadas y determinar la necesidad de pruebas adicionales si sus características eran muy diferentes. El resumen de la caracterización se muestra en la **tabla 5.1**. A continuación se explica brevemente las características de los pellets y el pino.

F.8.1. Pellets

El pellet es un cilindro, obtenido al prensar biomasa granulada en forma de serrín, con un diámetro de 6 - 8 mm y una longitud de 10 - 30 mm. La materia prima origen de los pellets es muy variada, se elaboran de residuos de la industria de carpintería y aserraderos. Debido a que los pellets son compactos, se puede lograr un menor contenido de humedad comparado que con el de la madera y un mayor contenido energético en menor unidad de volumen, además se puede automatizar la alimentación del gasificador con pellets, debido a la mayor facilidad para transportarlos y manipularlos.

Figura F.15 Pellets



La principal desventaja es que no hay una forma de suministro regular como el gas o el gasoil, por lo menos en España y que para producirlos se consume una cierta cantidad de energía eléctrica. Las características de los pellets utilizados en este trabajo en se muestran en la **Tabla 5.1**.

F.8.2. Pino

La madera del pino de tipo resinoso presenta unas características físico-mecánicas similares al resto de las coníferas que la hacen muy apreciada para la industria de carpintería y mueble, estructuras de madera, embalaje y para la de la pasta de madera. Una de sus características más sobresalientes es la homogeneidad. En España existen lugares donde hay gran cantidad de restos de pinos podados que pueden ser utilizados como biomasa, adicionalmente a los restos de las industrias madereras.

Como ejemplo, existe una red de calefacción centralizada en la ciudad de Cuellar provincia de Segovia que utiliza los residuos de corteza de pino como combustible. El 50% de este municipio de 9.200 habitantes, situado al nordeste de la provincia de Segovia en el límite con la provincia de Valladolid, y rodeado de una importante masa forestal, está rodeado de pinos, hasta el punto de que es conocida como “isla mudéjar en un mar de pinares”. La corteza de pino (como residuo industrial) es el combustible empleado en un 70 % de la central y el resto se compone de piñas, envases de madera, etc. La Comunidad de Villa y Tierra de Cuellar tiene unas 16.000 Has de monte, sobre las que todos los años se realizan podas y cortas selectivas, todas las copas de estos árboles son trituradas y dejadas directamente en el monte y en el futuro más inmediato se extraerán como biomasa para la planta.



Figura F.16 Restos de Pino triturado

Las características de los residuos de pino analizados en el laboratorio se muestran, al igual que las de los pellets, en la **Tabla 5.1**.

F.9. Conclusiones de la caracterización.

Según el análisis elemental de cada uno de los residuos de biomasa analizados, se puede concluir que:

- Debido a que la variación de la composición elemental no difiere sustancialmente en la biomasa de origen lignocelulósico no deberían existir diferencias significativas al gasificar diferentes tipos de biomasa de origen lignocelulósicos, siempre y cuando la humedad y el tamaño sean similares.
- Los resultados de los análisis indican que la concentración en masa de carbono varía entre 46 y 53%, la del hidrogeno entre 6 y 8%, el oxigeno entre 37 y 42%, el nitrógeno por debajo del 2%, el azufre menos del 0,08%, el cloro por debajo de 0,05% y la concentración de Flúor y Bromo es nula.
- La relación H/C y O/C característicos de la biomasa varían entre el 11-15% y entre el 72-97% respectivamente, aunque para la gasificación sería deseable que fuesen tan bajos como los del carbón (H/C=1-9% y O/C=2-61%) para así obtener un gas con mayor poder calorífico, son todavía significativos para obtener un gas combustible de características aprovechables.
- Según el análisis inmediato, el contenido en carbono fijo en la biomasa se encuentra cerca del 14%, los volátiles entre 73 y 83%, el contenido de cenizas entre 1 y 5 % y la humedad, en función del secado previo y de las condiciones de temperatura y humedad del medio, entre el 3 y el 11%. Los valores de contenido en cenizas son bastante más bajos que los del carbón fósil (3-13%), lo que es muy conveniente al gasificar en lecho fluido para evitar aglomeraciones a temperaturas por encima de los 800 °C por fusión de la ceniza. Debido a que la composición elemental de la biomasa en cada uno de los residuos analizados es similar, el PCS también lo es. El PCS varía entre 4.100 y 5.100 Kcal/kg, mientras que el PCI, varía entre 3.800 y 4.800 kCal/kg, la relación PCI/PCS está entre el 90 y el 99%.
- El elemento que más aporta al PC tanto en la biomasa como en el carbón fósil es el carbono con un 89% y un 94% respectivamente seguido del hidrógeno con un 11 y un 5% respectivamente. El azufre no aporta a la biomasa porque esta no lo contiene y aporta un 1% al carbón fósil, aunque este no es deseable porque podría producir H₂SO₄ (ácido sulfúrico) en el gas.

G. ANEXO G: DISEÑO DE UNA PLANTA DE GASIFICACIÓN DE BIOMASA

El diseño de una planta de gasificación de biomasa incluye: el reactor del gasificador y el sistema de limpieza del gas además de sus equipos auxiliares. Este anexo trata únicamente del diseño del reactor del gasificador, que es el lugar donde se llevan a cabo las reacciones. El diseño de un gasificador podría ser dividido en tres fases principales:

Fase 1. Diseño conceptual del proceso y selección del tamaño preliminar.

Fase 2. Optimización del diseño

Fase 3. Diseño mecánico detallado

Para la estimación de los costes, la mayoría de los fabricantes utilizan como primera etapa la selección del tamaño del gasificador, la segunda etapa es considerada sólo para un proyecto confirmado y la tercera cuando el pedido ha sido realizado (Basu, 2010). Este anexo trata principalmente la primera fase. Para sentar las bases de la metodología del diseño, se presenta una corta descripción de los tipos de gasificador, seguida por una discusión de las consideraciones y la metodología del diseño.

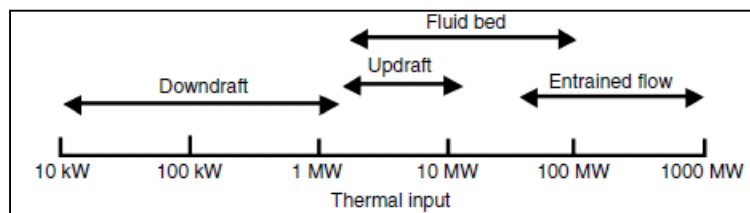
G.1. Tipos de gasificadores

Los gasificadores se clasifican principalmente en función del tipo de contacto gas-sólido, en función de esto, los gasificadores se dividen en tres tipos principales:

- De lecho fijo o móvil,
- De lecho fluido,
- De flujo por arrastre.

Un tipo de gasificador no es necesariamente adecuado para toda la gama de capacidades, hay un rango apropiado para cada tipo, por ejemplo, el de lecho fijo o móvil (corriente ascendente y descendente) se utiliza para las plantas más pequeñas (Downdraft de 10 kWth a 1 MWth y Updraft de 1 MWth a 10 MWth), el de lecho fluido es más apropiado para las unidades intermedias (1 MWth - 100 MWth), y los reactores de flujo por arrastre son utilizados para las unidades de gran capacidad (> 50 MWth). La **Figura G.1** muestra el rango de aplicación donde se superponen los diferentes tipos de gasificadores.

Figura G.1 Rango de aplicación para los tipos de gasificadores más comunes.



Fuente: (Maniatis, 2001), (Knoef, 2005).

En este anexo nos enfocaremos en las tecnologías de gasificación de lecho fijo downdraft y de lecho fluido burbujeante, que son el objeto del estudio realizado.

G.1.1. Gasificadores de lecho fijo

A diferencia de los gasificadores de lecho fluido y los de flujo por arrastre donde el agente gasificante transporta las partículas de combustible a través del reactor, en un gasificador de lecho fijo el combustible se encuentra sobre una rejilla donde el nivel va descendiendo lentamente a medida que la biomasa se va consumiendo, (de aquí su nombre de lecho fijo), este tipo de gasificadores también se conoce como de lecho móvil porque el combustible se mueve lentamente hacia abajo en el reactor.

En este tipo de gasificadores, tanto la mezcla como la transferencia de calor provocadas por el lento movimiento del lecho, son pobres, lo que hace que sea difícil conseguir una distribución uniforme de la biomasa, temperatura y composición del gas a través de la sección transversal del gasificador. Además la biomasa es potencialmente propensa a la aglomeración, obstruyendo la garganta en los del tipo downdraft, esta es la razón por la que en plantas de gran capacidad los gasificadores de lecho fijo no son muy efectivos para los combustibles de biomasa o carbón ya que estos tienen un índice de apelmazamiento alto.

Hay tres tipos principales de gasificadores de lecho fijo:

- Updraft o de corriente ascendente,
- Downdraft, corriente paralelas o corriente descendente
- Corriente cruzada.

En nuestro estudio se ha utilizado un gasificador de lecho fijo del tipo downdraft con estrechamiento o garganta, por lo que nos centraremos en esta tecnología.

G.1.2. Gasificadores de lecho fluido

Los gasificadores de lecho fluido o fluido se destacan por su excelente uniformidad de mezcla y de temperatura. Un lecho fluido es formado por sólidos granulares, normalmente arena en suspensión (material del lecho), que se mantienen en un estado semi-suspendido (estado fluido) gracias al paso del agente gasificante a través de ellos a una velocidad adecuada. La excelente mezcla de gas-sólido y la gran inercia térmica del lecho, hacen que en este tipo de gasificador se obtenga un PCI superior al gasificador de lecho fijo (Basu, 2006).

El diseño de un reactor de lecho fluido ha demostrado ser particularmente ventajoso para la gasificación de la biomasa. Su producción de alquitrán, que se encuentra entre los valores característicos del Updraft ($\sim 50 \text{ g/Nm}^3$) y downdraft ($\sim 1 \text{ g/Nm}^3$), es cercana a un valor alrededor de 10 g/Nm^3 (Milne, y otros, 1998). Hay dos tipos de Gasificadores de lecho fluido: burbujeante y circulante. En este trabajo nos enfocamos en el gasificador de lecho fluido burbujeante.

G.2. Diseño del reactor

Para el diseño de un reactor tanto de lecho fijo downdraft como de lecho fluido burbujeantes se debe determinar:

- **Especificaciones del diseño:** se requiere información del combustible a gasificar, el agente gasificante que se va a utilizar y las características del gas deseado.

- **Balance de masa:** para determinar, a partir de la potencia requerida, la cantidad de biomasa y de agente gasificante necesarios.
- **Balance de energía:** debido a que las reacciones de gasificación son endotérmicas es necesario calcular la cantidad de energía requerida para mantener la temperatura adecuada del proceso.
- **Geometría del reactor:** en el caso del gasificador de lecho fijo downdraft las más importantes son las zona de oxidación y la de reducción

Los tres primeros cálculos se realizan de forma similar en los dos tipos de gasificador. A continuación se explica los tres primeros para ambos tipos de gasificador y el cálculo de las medidas se realiza individualmente para cada tipo de reactor.

G.2.1. Características del diseño comunes a ambos tipos de reactor

G.2.1.1. Especificaciones del diseño

Se requiere información de la potencia requerida, el tipo combustible a gasificar, el agente gasificante y las características del gas (composición y PCI). Las especificaciones requeridas del combustible a gasificar incluyen el análisis inmediato y elemental, temperaturas de ignición y combustión, y propiedades de la ceniza.

Las especificaciones del agente gasificante dependen de si se va a utilizar vapor de agua, oxígeno o aire o una combinación de estos. El agente gasificante pueden influir en el diseño del gasificador, de la siguiente manera (Basu, 2010):

- El PCI deseado en el gas, determina la elección del agente gasificante. El rango de PCI del gas usando aire como agente gasificante va de 1 a 1,7 kCal/Nm³. Si se requiere un PCI mayor se debe utilizar vapor de agua u oxígeno como agente gasificante, alcanzando un PCI de hasta 6,5 kCal/Nm³, pero a expensa de aumentar los costes de inversión, operación y mantenimiento.
- La producción de hidrógeno puede ser maximizada usando vapor de agua como agente gasificante, pero si no es una prioridad, el aire es la mejor opción, ya que usando vapor de agua se consume energía para evaporar el agua y se pierde energía en el vapor que no reacciona.
- Si el nitrógeno no es deseado en el gas producido, no se puede gasificar con aire.
- El coste de la inversión es menor para la gasificación con aire, seguido del vapor de agua. Se necesita una inversión mucho mayor para gasificar con oxígeno, además se consume una gran cantidad de energía auxiliar.

Las especificaciones de entrada requeridas para seleccionar el tipo de tecnología y realizar el diseño incluyen:

- Composición y poder calorífico del gas deseado.
- Producción de gas deseada.
- Producción de gas por unidad de biomasa consumida.
- Producción de electricidad por unidad de gas o de Biomasa.

El diseño contiene la geometría y los parámetros de operación de la planta. El tamaño básico incluye la configuración del reactor, área de sección transversal, y la altura. Los parámetros de funcionamiento más importantes son:

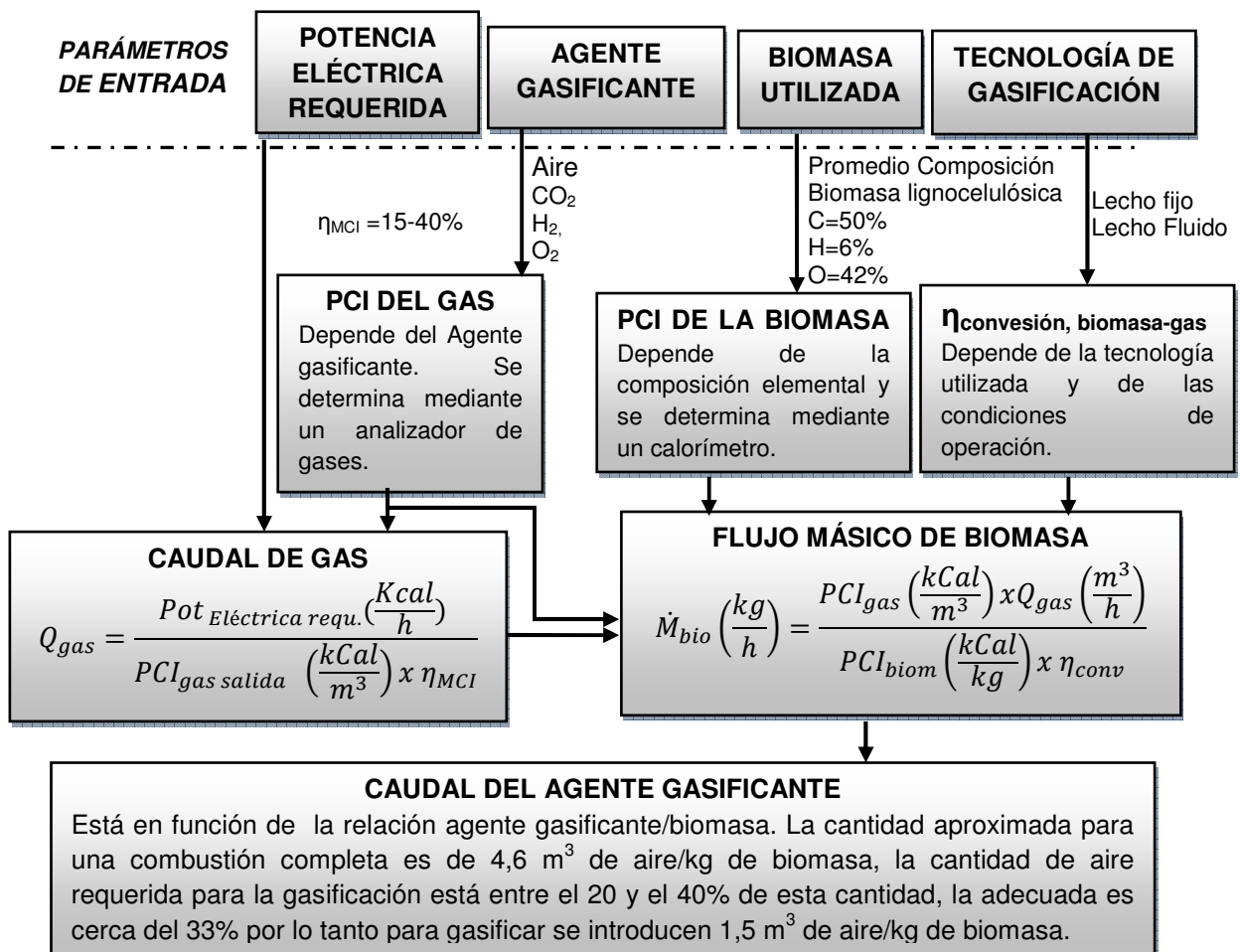
- Temperatura de trabajo del reactor en las zonas principales.
- Temperatura de precalentamiento del agente gasificante, si éste lo requiere.
- La cantidad y proporción del agente gasificante (relación vapor-aire/biomasa).
- La conversión de carbono y la eficiencia de conversión de la biomasa en gas.

Un diseño de proceso típico se inicia con un balance de masa seguido de un balance de energía. Los apartados siguientes describen los procedimientos de cálculo de éstos. Para la realización del diseño preliminar es necesario algunas veces utilizar valores de la literatura para realizar los cálculos, y luego cuando se construya el equipo y se realicen la pruebas, validar los cálculos realizados.

G.2.1.2. Balance de Masa

Los balances de masa y energía son comunes a todos los tipos de gasificador. Con el balance de masa se puede obtener información importante del diseño, como el flujo de biomasa requerido y la cantidad de aire a introducir para obtener la potencia deseada. En la **Figura G.2** se muestra como calcular el flujo de biomasa y de aire (cuando éste se usa como agente gasificante) mediante el balance de masa.

Figura G.2 Cálculo del flujo de biomasa y de agente gasificante mediante el balance de masa.



Fuentes: Elaboración propia.

- **Flujo de gas producido**

La potencia requerida es un importante parámetro de entrada especificado, y generalmente se toma este parámetro como punto de partida. Sobre esta base, el diseñador hace una estimación preliminar de la cantidad de biomasa y de agente gasificante que se debe introducir en el gasificador para obtener dicha potencia. El caudal de gas producido, Q (Nm^3/s), se determina por medio de la ecuación:

$$Q_{gas} = \frac{Pot_{Eléctrica\ requ.} \left(\frac{Kcal}{h}\right)}{PCI_{gas\ salida} \left(\frac{kCal}{m^3}\right) \times \eta_{MCI}}$$

El poder calorífico inferior (PCI) se puede calcular a partir de la composición del gas. En ausencia de datos para calcularla, se puede hacer una conjetura razonable, ya sea de datos publicados sobre combustibles similares en condiciones similares o la experiencia de gasificación del diseñador. Por ejemplo, para la gasificación de biomasa, usando aire como agente gasificante en un gasificador de lecho fluido, el PCI está en el rango 900 y 1.700 kCal/Nm^3 y para la gasificación con oxígeno, entre 2.500 y 3.500 kCal/Nm^3 (Ciferno, y otros, 2002). La eficiencia de conversión de gas en electricidad η_{MCI} depende del motor de combustión utilizado y del generador.

Así, para un gasificador que utiliza aire, comenzamos con un valor de 1.200-1.400 kCal/Nm^3 como una conjetura razonable (Quaak, y otros, 1999). De esta manera para una potencia requerida de 10 KWe (8.600 kCal/h) en un MCI y suponiendo una eficiencia de conversión del gas en electricidad del 28%, la potencia de entrada requerida en el gas sería de 35,7 KW_{th} ($10\text{kW}/0,28 = 35,7\text{kW} = 30.700 \text{ kCal}/\text{h}$). A partir de esta potencia térmica requerida calculamos el flujo de gas según la siguiente ecuación:

$$Q_{gas} = \frac{Pot_{Eléctrica\ requ.} \left(\frac{Kcal}{h}\right)}{PCI_{gas\ salida} \left(\frac{kCal}{m^3}\right) \times \eta_{MCI}} = \frac{8.600 \left(\frac{Kcal}{h}\right)}{1.400 \left(\frac{kCal}{m^3}\right) \times 0,28} = \frac{30.700 \left(\frac{Kcal}{h}\right)}{1.400 \left(\frac{kCal}{m^3}\right)} = 21,9 \text{ m}^3/\text{h}$$

- **Flujo másico de biomasa**

Una vez calculado el volumen de gas a producir, se determina la cantidad de biomasa necesaria para generar el gas, despejando el flujo de biomasa de la ecuación de eficiencia:

$$\dot{M}_{biomasa} \left(\frac{kg}{h}\right) = \frac{PCI_{gas\ salida} \left(\frac{kCal}{m^3}\right) \times Q_{gas} \left(\frac{m^3}{h}\right)}{PCI_{biomasa} \left(\frac{kCal}{kg}\right) \times \eta_{conv}}$$

EL PCI de la biomasa puede ser determinado mediante una bomba calorimétrica o tomado de la literatura. La eficiencia del proceso de conversión está entre el 70% y el 85%. Por ejemplo, si el PCI de la biomasa es 4.200 kCal/kg , el PCI del gas es 1.400 m^3/kg y la eficiencia media es del 75%, y previamente habiendo determinado que el caudal de gas requerido es de 22 m^3/h , el flujo de biomasa resultante es:

$$\dot{M}_{biomasa} = \frac{1.400 \text{ kCal/m}^3 \times 22 \text{ m}^3/\text{h}}{4.200 \text{ kCal/kg} \times 0,75} = 9,7 \text{ kg/h}$$

Con el flujo de gas generado y el flujo de biomasa de entrada podemos calcular la generación de gas por unidad de biomasa:

$$\frac{\text{m}^3 \text{ de gas}}{\text{kg de biomasa}} = \frac{Q_{gas}}{\dot{M}_{biomasa}} = \frac{21,9 \text{ m}^3/\text{h}}{9,7 \text{ kg/h}} = 2,26 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Existen rangos estipulados de generación de gas por unidad de biomasa para cada tipo proceso de gasificación estos se muestran en la **Tabla G.1**.

Tabla G.1 Rango de producción de syngas por unidad de biomasa gasificada.

Tecnología	Rango de producción de gas (m ³ gas/kg biomasa)
Gasificador de lecho fijo	2 - 2,5
Gasificador de lecho fluido	2,1 - 2,6

- **Caudal del agente gasificante**

Cuando se usa aire como agente gasificante, el caudal de aire requerido depende de la relación aire/biomasa introducida. El procedimiento para calcular el flujo de aire de muestra en la **sección 2.2.** del estudio “Cálculo de la relación aire/Biomasa”. La cantidad de aire requerida es aproximadamente 1,53 m³ de aire/kg de biomasa (33% respecto a la estequiometricamente necesaria para una combustión completa) por lo tanto para un flujo de 10 kg/h de biomasa se requieren 15,3 m³/h de aire.

G.2.1.3. Balance de energía

Debido a que la mayoría de las reacciones de gasificación del residuo carbonoso son endotérmicas, se debe tener en cuenta en el diseño que para mantener la temperatura adecuada en esta zona, se debe agregar calor para que se lleven a cabo dichas reacciones. Esta cantidad de calor depende del requerido en las reacciones endotérmicas y de la temperatura de gasificación. A continuación se muestra cómo influye la temperatura y la cantidad de calor requerida en el diseño del reactor.

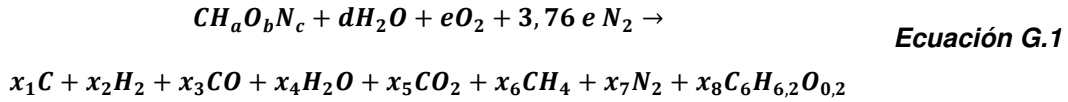
- **Temperatura de gasificación.**

Debido a que la lignina, un componente refractario de la madera, no gasifica bien a temperaturas bajas, la gasificación térmica de la biomasa ligno-celulósica, requiere de una temperatura mínima de gasificación entre 800 y 900 °C. Sin embargo, en un gasificador de lecho fluido, trabajar por encima de esta temperatura podría provocar fusión de la ceniza, produciendo aglomeración de cenizas con la arena, por lo que se hace necesario no superar 900°C o utilizar aditivos para evitar la fusión de la ceniza.

En un gasificador de lecho fijo la máxima temperatura en la zona de reducción es recomendable que esta esté en el rango de 800 a 900 °C. Una vez conocidas las temperaturas es posible hacer el balance de energía.

• **Calor de reacción.**

El calor de reacción es el calor generado o cedido en una reacción química. Para calcularlo en el proceso de gasificación, se considera una reacción global de gasificación donde 1 mol de biomasa (CH_aO_b) es gasificada en d moles de vapor de agua y e moles de oxígeno, la reacción global es:



El calor de reacción Q para la ecuación global puede ser calculado a partir de calor de formación de los reactivos y los productos, mediante la siguiente ecuación:

Calor de reacción = calor de f. de los productos – calor de f. de los reactivos **Ecuación G.2**

Tabla G.2 Valores de la entalpia de formación $\Delta h_{f,298}^0$ en condiciones estándar.

Compuesto	Formula	Estado	$\Delta h_{f,298}^0$ (kCal/kMol)
Carbono	C	Sólido	0
Hidrógeno	H ₂	Gas	0
Nitrógeno	N ₂	Gas	0
Oxígeno	O ₂	Gas	0
Monóxido de carbono	CO	Gas	-26.443
Dióxido de carbono	CO ₂	Gas	-94.144
Agua	H ₂ O	Gas	-57.852
Agua	H ₂ O	Líquido	-68.380
Metano	CH ₄	Gas	-17.907

Fuente: (Wark, y otros, 2001)

El calor de formación a 25°C (298K) se puede obtener de la **Tabla G.2** y el calor de formación a cualquier otra temperatura puede ser obtenido de la ecuación:

$$\Delta H_T^0 = \Delta H_{298}^0 + \sum \left(\int_{298}^T v \cdot c_p dT \right)_{\text{Productos}} - \sum \left(\int_{298}^T v \cdot c_p dT \right)_{\text{Reactivos}}$$

Ecuación G.3

Donde

C_p es el calor específico de la sustancia a la temperatura de trabajo
 v son los coeficientes estequiométricos de los productos y los reactivos

La dependencia de los valores de C_p de los gases en función de la temperatura se muestra en la Tabla G.3.

El calor neto de la gasificación ΔH_T , tiene en cuenta tanto las reacciones endotérmicas como las reacciones exotérmicas de combustión, por lo tanto si es positivo la reacción global es exotérmica y se requiere calor extra para poder llevar a cabo el proceso y si es negativo la reacción global es endotérmica y no se requiere calor adicional para llevar a cabo las reacciones.

Tabla G.3 Calor específico de los gases que hacen parte del proceso de gasificación

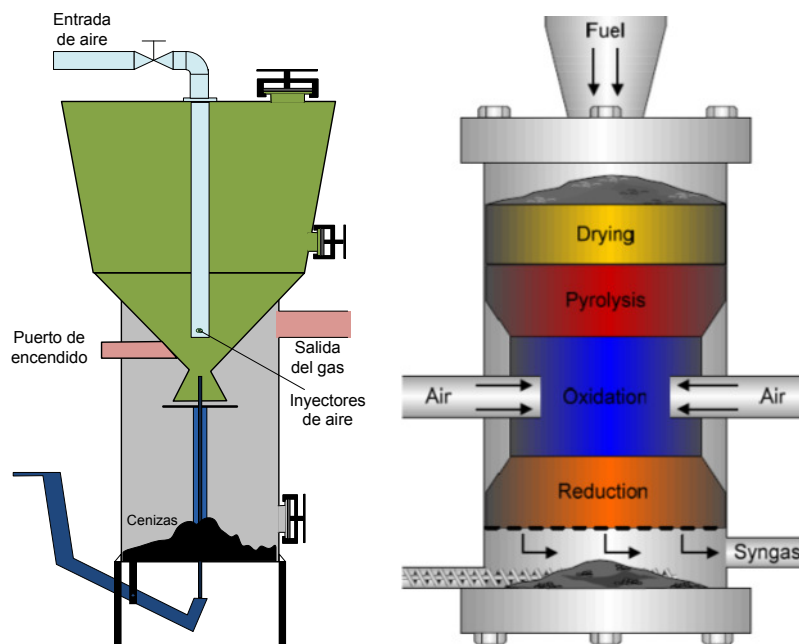
Gas	PM (g/Mol)	C _p a temperatura T	Rango de validez (K)
H ₂ O (g)	18	34,4+0,000628T+0,0000052T ²	300-2.500
H ₂	2	27,71+0,034T	273-2.500
CH ₄	16	22,35+0,048T	273-1.200
CO	28	27,62+0,005T	273-2.500
CO ₂	44	43,28+0,014T-818363/T ²	273-1.200
O ₂	32	34,62+0,00108T-785712/T ²	300-5.000
N ₂	28	27,21+0,0042T	300-5.000

Fuente: (Wark, y otros, 2001)

G.2.2. Diseño de un gasificador de lecho fijo downdraft con garganta

En un gasificador downdraft los flujos de biomasa y del agente gasificante van en paralelo. El aire entra en el reactor mediante un conjunto de toberas (orificios o inyectores), que se encuentran en la periferia del reactor o mediante un tubo que tiene los inyectores perpendiculares a él en su parte final, y que lleva el aire, desde la parte superior del reactor hasta una cierta altura por debajo de esta, directamente a la zona de combustión (**Figura G.3 y Figura G.4**). El aire entra en contacto con partículas de residuo carbonoso pirolizadas, formando una zona de combustión que se encuentra a una temperatura entre 800 y 1200 °C. El gas producido fluye hacia abajo y sale por la parte inferior del lecho de residuo carbonoso caliente. A su paso por la zona de alta temperatura donde está el residuo carbonoso y la ceniza caliente, el alquitrán contenido en el gas producido encuentra condiciones favorables para su craqueo (ver **sección 2.5**) y al mismo tiempo el residuo carbonoso se va gasificando. Por esta razón, un gasificador downdraft, tiene la tasa de producción más baja de alquitranes (<3 g/Nm³). La ceniza producida fluye con el gas, hacia la parte inferior del reactor (depósito de cenizas), donde se deposita mientras el gas continúa su camino hacia el sistema de limpieza o directamente a ser quemado.

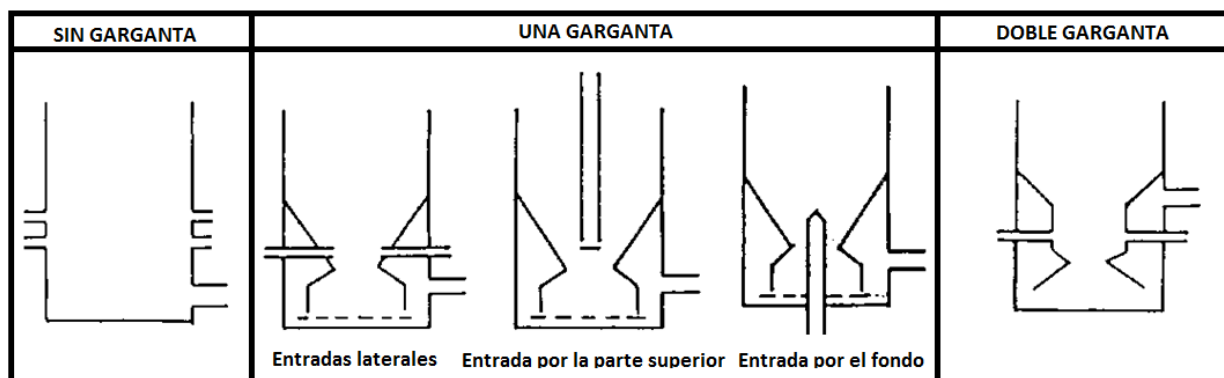
Figura G.3 Gasificador de lecho fijo downdraft con garganta



Fuentes: El autor y (Bjäreborn, y otros, Enero 2010)

Los motores de combustión interna son muy adecuados para los gasificadores downdraft ya que la succión del motor, algunas veces con la ayuda de una bomba de vacío en serie, impulsa aire a través del lecho de biomasa y producen el gas de la forma explicada anteriormente. El hecho de que muchas veces no se requiera una bomba de vacío, ya que la succión del propio MCI es suficiente, es un atractivo para este tipo de gasificadores, junto con el bajo contenido de alquitranes en el gas además un gasificador downdraft requiere menos tiempo (5-20 minutos) para el encendido y para llevar el reactor hasta su temperatura de trabajo. Hay dos tipos principales de gasificador downdraft: sin garganta (o de núcleo abierto) y con garganta (o restringido), como se muestra en la **Figura G.4**.

Figura G.4 Tipos de gasificador de lecho fijo downdraft.

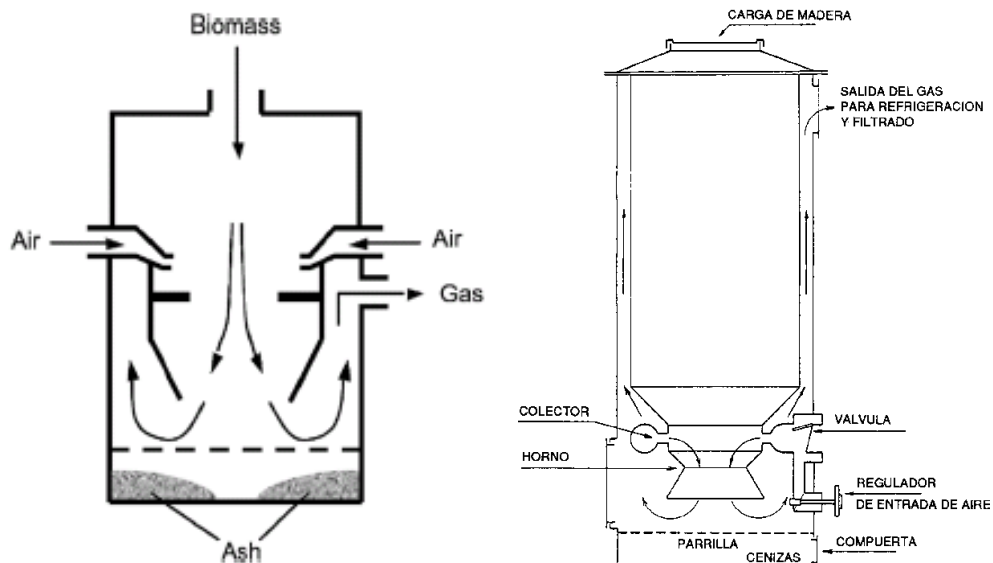


Fuente: (FAO, 1993).

En esta sección nos centraremos en el gasificador downdraft con garganta debido a que es que se utiliza para realizar el estudio en este trabajo de investigación. La sección transversal del gasificador downdraft se reduce en la garganta y luego es ampliada, como se muestra en la **Figura G.4**. El propósito es que la zona de oxidación esté en la parte más estrecha de la garganta, forzando a todo el gas de pirólisis a pasar a través de esta parte para así craquear los alquitranes. El aire se inyecta a través de orificios que están encima de parte más estrecha. Según (Reed, y otros, 1988), cuando la garganta es larga, la altura de la inyección debe estar a un tercio de su altura total. Cuando la garganta es larga, el paso de los productos de la pirólisis a través de esta zona caliente y estrecha da como resultado una distribución uniforme de la temperatura sobre la sección transversal y permite que la mayoría de los alquitranes sean craqueados. En la década de 1920, el científico francés, Georges Imbert, desarrolló el diseño que lleva su nombre (**Figura G.5**).

Los gasificadores downdraft de garganta no son adecuados para grandes potencias, ya que no permiten una distribución uniforme del caudal y temperatura en la zona restringida y a medida que la restricción tiene más área, los alquitranes en el gas producido aumentan considerablemente; siendo el rango potencias más adecuado entre 5 y 100 kW. Para potencias superiores se emplean los gasificadores de lecho fluido.

Figura G.5 Gasificador downdraft con garganta tipo Imbert.



Fuentes: (Basu, 2010); (Lindmark, y otros, 1982); (Missouri department of natural resources, 1983)

G.2.2.1. Geometría del reactor

Una vez realizados los balances de masa y energía para los parámetros de entrada de entrada del gasificador de lecho fijo downdraft a diseñar, deben determinarse los parámetros siguientes:

- la velocidad del aire a la salida de las toberas.
- el diámetro de las toberas.
- el diámetro del hogar a la altura de las toberas.
- la velocidad de gas en la garganta.
- la capacidad específica de procesamiento de la garganta o carga del hogar, que puede ser expresada en términos de flujo de biomasa de entrada (kg/h cm^2) o flujo de gas de salida ($\text{m}^3/\text{h cm}^2$).

El reactor tiene una sección de área no uniforme, la parte más estrecha es el elemento base para estos parámetros debido a que es el punto más crítico, jugando un papel importante en la calidad del gas, ya que es la zona donde se craquean los alquitranes además de limitar la capacidad de procesar biomasa y por lo tanto la potencia del gasificador. Por todo esto, para el diseño del reactor, **todos los parámetros listados anteriormente deben ser relacionados con el diámetro de la garganta**. Se debe tener en cuenta que la velocidad real en la garganta, es mayor que la velocidad de diseño o velocidad superficial, ya que el área de paso disminuye por el lecho de sólidos que hay en esta zona, además de que la temperatura es más alta.

Como se ha dicho, el dimensionamiento del gasificador de lecho fijo downdraft con garganta está relacionado con el concepto de capacidad de producción de gas B_g , también llamado carga del hogar, se define como la cantidad de gas pobre producida en condiciones normales, dividida por la superficie de la garganta, y se suele expresar en $\text{m}^3/\text{h cm}^2$ o m/s . Por otra parte, la capacidad de producción de gas en la garganta puede expresarse como la cantidad de combustible procesado dividida por la

superficie más estrecha. Este parámetro es conocido como **capacidad de procesamiento de biomasa en la garganta B_g** , en este caso, la carga del hogar se expresa en kg/h cm². Como un kilogramo de combustible produce entre 2 y 2,5 m³ de gas, la relación entre B_g y B_s viene dada por: $B_g = 2$ a $2,5 B_s$

En un gasificador tipo Imbert con un diseño óptimo, B_g alcanza un valor máximo próximo a 0,8 m³/h cm² ($B_s = 0,32$ a $0,4$ kg/h cm²) en funcionamiento continuo. Valores superiores de B_g dan lugar a caídas de presión elevadas en la zona de reducción (Brandini, 1983). Los valores mínimos de B_g dependen fundamentalmente del termo-aislamiento de la zona caliente. Por encima de una cierta carga, la temperatura en la zona caliente se reduce tanto que resulta inevitable la producción de alquitranes. Los gasificadores normales de tipo "Imbert" presentan valores mínimos de B_g , del orden de 0,30 a 0,35 m³/h cm² ($B_s = 0,12$ a $0,18$ kg/h cm²) lo que significa que el gasificador podría trabajar como mínimo entre un 30 y un 56% de su capacidad máxima.

Tabla G.4 Parámetros de diseño de un gasificador de lecho fijo downdraft

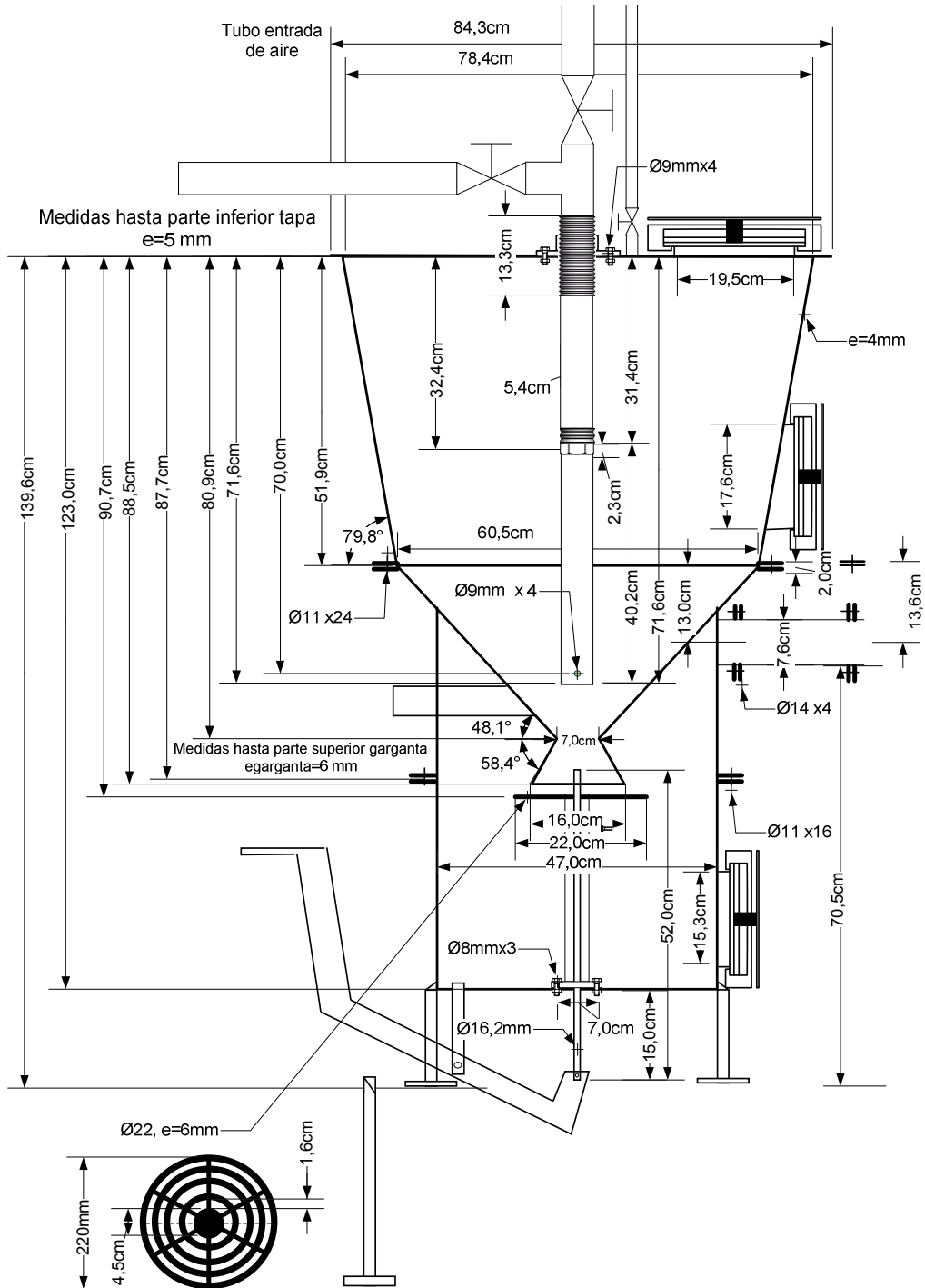
Flujo de biomasa	Símbolo	Garganta simple IIE	IMBERT - Garganta doble			
Consumo de biomasa (kg/h)	M	10	14	21	20	42
Φ_{garganta} (mm)	d_h	70	60	80	100	120
$\Phi_{\text{reactor a la altura de los inyectores}}$ (mm)	d_r	268	268	268	268	268
$\Phi_{\text{reactor a la altura de los inyectores}} / \Phi_{\text{garganta}}$	d_r/d_h	3,83	4,5	3,4	2,7	2,2
$D_{\text{inyector y pared del reactor}} \times 2$ (mm)	d_r'	208	150	176	202	216
$D_{\text{inyector y pared del reactor}} \times 2 / \Phi_{\text{garganta}}$	d_r'/d_h	2,97	2,5	2,2	2,0	1,8
$H_{\text{garganta - altura inyector}}$	h	110	80	95	100	110
$H_{\text{inyector - final zona reducción}}$ (mm)	H	167	256	256	256	256
$H_{\text{rejilla - final zona reducción}}$ (mm)	R	23	100	100	100	100
$H_{\text{zona reducción}}$ (mm)		75				
Ángulo garganta respecto a la horizontal	α	48				
Número de toberas	N	4	5	5	5	5
A_{garganta} (cm ²)	A_h	38,5	28,3	50,3	78,5	113,1
Φ_{inyector} (mm)	D_m	9	7,5	9	10,6	12
A_{inyector} (cm ²)	A_t	0,64	0,44	0,64	0,88	1,13
Suma Áreas de todos los inyectores (cm ²)	A_m	2,5	2,21	3,18	4,41	5,65
% suma $A_{\text{inyectores}}/A_{\text{garganta}}$	A_m/A_h	6,6%	7,8%	6,3%	5,6%	5,0%
$H_{\text{garganta - inyector}}/\Phi_{\text{garganta}}$	h/d_h	1,57	1,33	1,19	1,00	0,92
$Q_{\text{mínimo_gas}}$ Nm ³ /h		4	4	5	8	12
$Q_{\text{máximo_gas}}$ Nm ³ /h		21	30	44	63	90
$M_{\text{máximo_biomasa}}$ (kg/h)	M	10	14	21	30	42
$Q_{\text{máximo de aire de entrada}}$ m ³ /h	Q_m	15	17,8	26,3	38,4	52,9
$V_{\text{máxima del chorro}}$ (salida de cada tobera) m/s	V_m	16,70	22,4	23	24,2	26
Relación aire/biomasa m ³ /kg		1,53	1,27	1,25	1,28	1,26
Aire respecto a la estequiométrico		32,8%	27%	27%	28%	27%
Aire de entrada respecto al gas de salida		72,9%	59%	60%	61%	59%
$V_{\text{superficial}}$ (m ³ /s m ² o m/s)*	V_g	1,52	2,95	2,43	2,23	2,21
$V_{\text{superficial}}$ (m ³ /h cm ²)	B_g	0,55	1,06	0,88	0,80	0,80
Conver. biomasa en garganta kg/h cm ²	B_s	0,26	0,50	0,42	0,38	0,37
m ³ de gas/kg de biomasa		2,10	2,14	2,10	2,10	2,14

Fuentes: Elaboración propia a partir de: (Basu, 2010); (Lindmark, y otros, 1982); (Missouri department of natural resources, 1983); (Reed, y otros, 1988)

Nomenclatura de la Tabla G.4

- Φ Diámetro
- D Distancia
- H Altura
- Q Caudal
- M Flujo másico
- V Velocidad

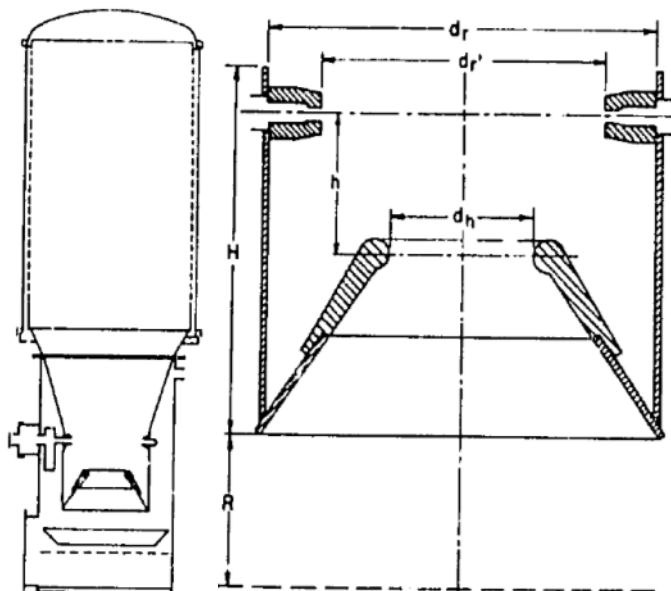
Figura G.6 Geometría del reactor del gasificador de lecho fijo downdraft



Fuente: el autor

En la **Tabla G.4**, y en la **Figura G.6** se muestran las dimensiones del gasificador de lecho fijo en el que realizaron las pruebas, en la **Tabla G.4** se muestra también las dimensiones que debe tener un gasificador de lecho fijo downdraft de doble garganta para potencias entre 14 y 42 kW.

Figura G.7 Reactor de lecho fijo downdraft Suizo con garganta y toberas en la pared.



Fuente: (Kaupp, y otros, 1984)

Resumiendo, el diseño de un gasificador de lecho fijo se reduce a calcular la potencia o la cantidad máxima de gas necesaria en el MCI. Una vez definidos estos valores, se realiza el diseño del reactor mediante los siguientes pasos:

- Cálculo de la cantidad de biomasa necesaria, teniendo en cuenta que en un gasificador de lecho fijo, 1 kg de biomasa produce entre 2 y 2,5 m³ de gas, dependiendo de si es garganta simple, doble o sin garganta.
- Determinación de la cantidad de aire requerida para gasificar el flujo de biomasa calculado, esta cantidad está entre 1,17 y 1,63 m³ de aire/kg de biomasa.
- Fijado el flujo de biomasa se determina el diámetro de la garganta y el resto de parámetros de acuerdo con la **Tabla G.4**.

La Academia Sueca de Ciencias Técnicas presenta datos empíricos del diseño del reactor referentes a la altura de las toberas sobre la garganta, como se muestra en la **Tabla G.5** y en la **Figura G.8** a **Figura G.10**. Estos datos pueden ser utilizados y comparados con los datos de la **Tabla G.4** para realizar el diseño del reactor.

Tabla G.5 Toberas apropiadas para gasificadores que alimentan MCI de cuatro tiempos.

d_t mm	70	80	90	100	120	130	150	170	190	220	270	300
d_n mm	10,5	9	10	11	12,7	13,5	15	14,3	16	18	22	24
n	3	5	5	5	5	5	5	7	7	7	7	7

Fuentes: (Lindmark, y otros, 1982); (FAO, 1993); (Missouri department of natural resources, 1983)

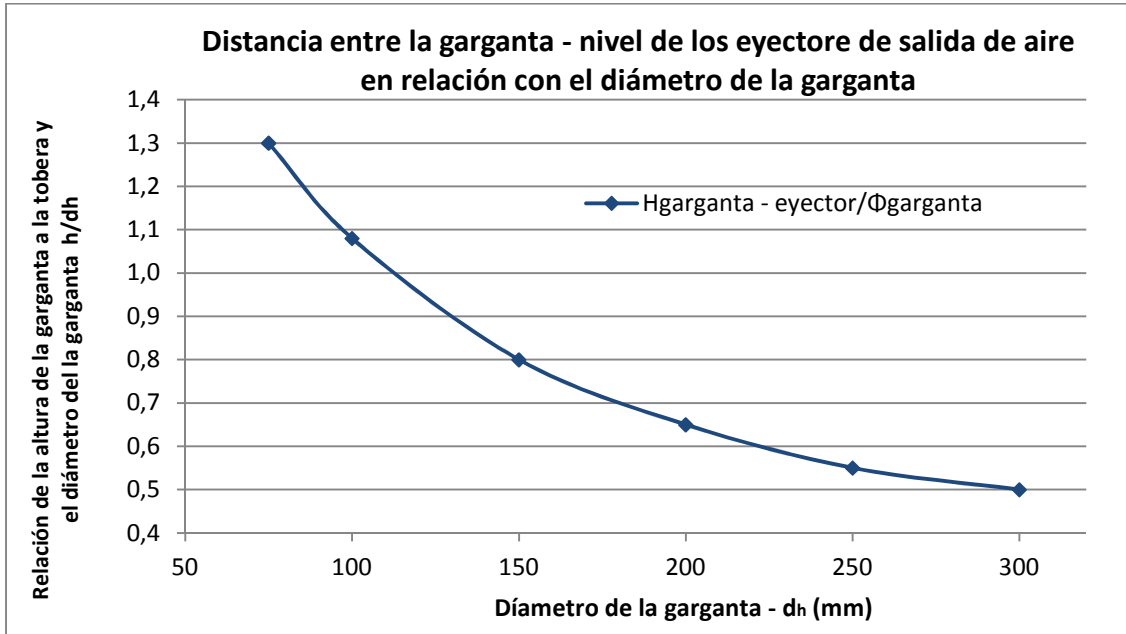
Donde:

d_t = Diámetro de la garganta en la zona de sección transversal mínima.

d_n = Diámetro de una tobera.

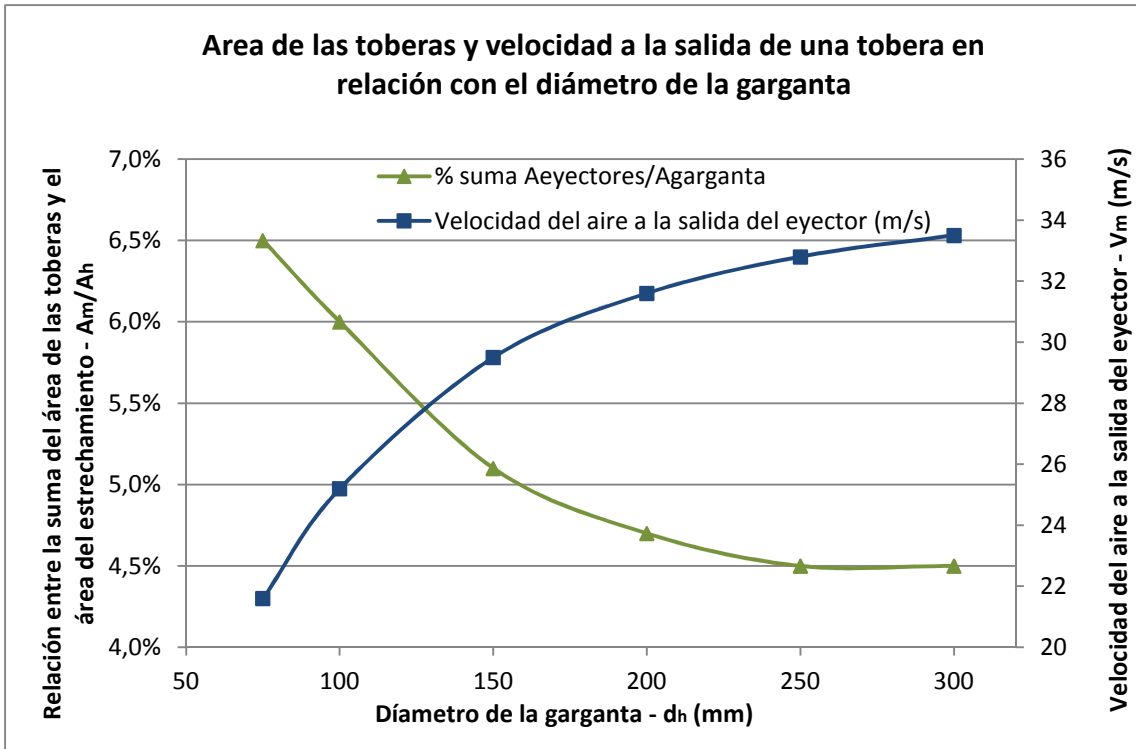
n = número de toberas a instalar.

Figura G.8 Altura del plano de las toberas en relación con el estrechamiento del hogar.

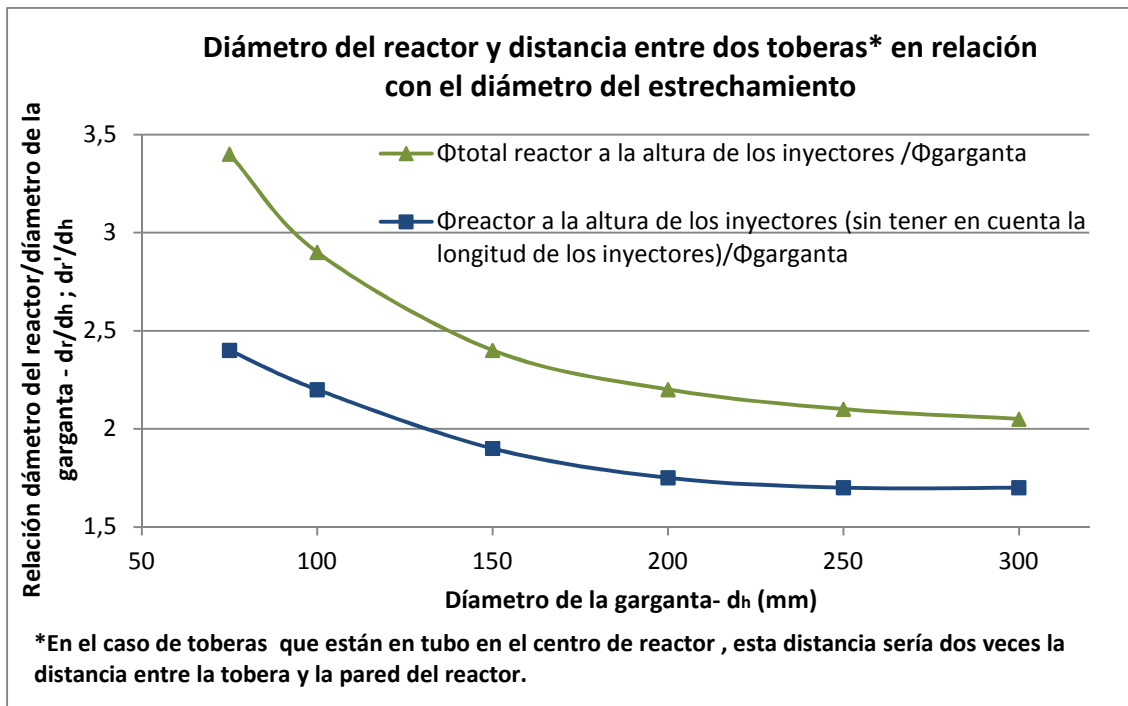


Fuentes: (Lindmark, y otros, 1982); (Missouri department of natural resources, 1983)

Figura G.9 Toberas adecuadas en un downdraft para operación de un MCI multi-cilindro



Fuentes: (Lindmark, y otros, 1982); (Missouri department of natural resources, 1983)

Figura G.10 D_{reactor} a la altura de los inyectores en relación con el D_{garganta} 

Fuentes: (Lindmark, y otros, 1982); (Missouri department of natural resources, 1983)

(Vensellarr, 1.982) compara las características de diseño de una serie de gasificadores que se podían obtener comercialmente durante la Segunda Guerra Mundial, haciendo una distinción entre los diseños "sin garganta", de "una sola garganta" y de "doble garganta" (tipo Imbert véase la **Figura G.5**). Vansellar llega a la conclusión de que los tres tipos difieren sobre todo en capacidad máxima de procesamiento de biomasa en la garganta, dando valores de B_s máximo de 0,03, **0,11** y 0,4 respectivamente para los Gasificadores "sin garganta", "de una sola garganta" y "de garganta doble". De esta comparación se obtienen varias conclusiones:

- La velocidad superficial del gas en el estrechamiento debe ser 1 a 3 m/s
- La velocidad del aire a través de las toberas debe ser del orden de **15 a 35 m/s**.
- La inclinación de la garganta respecto a la horizontal debe estar entre **45° y 60°**;
- Según (FAO, 1993), el diámetro del reactor a la altura de la entrada de aire debe ser 10 cm mayor que el diámetro de la garganta, en el caso del modelo de garganta simple, y unos 20 cm mayor que el diámetro del estrechamiento máximo en el caso del modelo "de doble garganta". Según (Reed, y otros, 1988) el diámetro en la zona de pirólisis por donde entra el aire al reactor debe ser el doble que el de la garganta.
- **La altura de la zona de reducción debe ser superior a 15 cm** para gasificadores de menos de 20 kWe y **mayor a 20 cm para reactores de más de 20 kWe**. Cuanto mayor sea la potencia del gasificador, esta altura debe ser mayor.
- La altura del plano de las toberas de entrada de aire debe estar aproximadamente en el rango de **8 a 11 cm** sobre la parte más estrecha.
- En un reactor de lecho fijo downdraft, el aire es inyectado por unas boquillas que están al iniciar la zona de oxidación. **El porcentaje de área de las boquillas está entre el 4 y 7% del área de la garganta**. El número de boquillas debe asegurar

una cobertura total de aire en la zona de combustión y una velocidad de entrada del aire superior a 15 m/s.

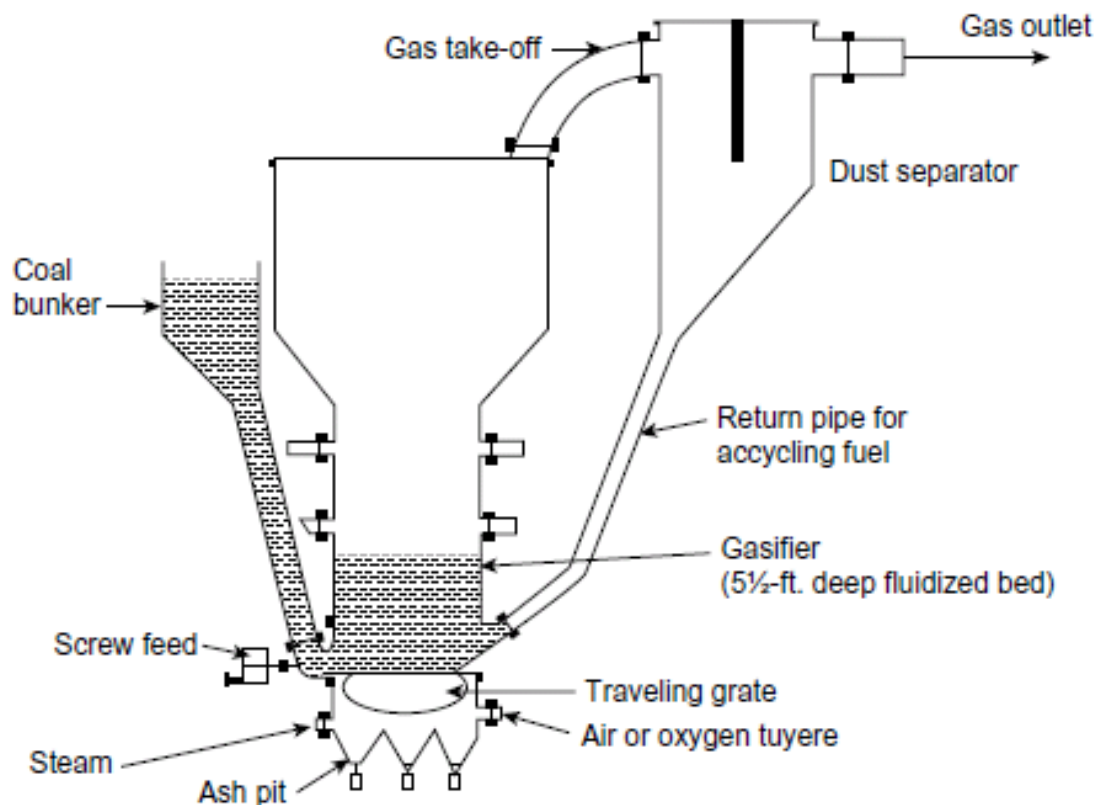
Debe destacarse que las anteriores normas empíricas de diseño están basadas en experiencias con reactores alimentados con cubos de madera cuyo rango está entre 1 y 4 cm.

G.2.3. Diseño de un Gasificador de lecho fluido burbujeante.

El gasificador de lecho fluido burbujeante, desarrollado por Fritz Winkler en 1921 (**Figura G.11**), es quizás la más antigua aplicación comercial de los lechos fluidos, habiendo estado en uso comercial por muchos años para gasificar carbón fósil y para la gasificación de la biomasa.

Los gasificadores de lecho fluido son especialmente adecuados para aplicaciones de mediano tamaño (<25 MWt). En el tipo más común de lecho fluido, la biomasa es triturada hasta un tamaño de menos de 15 mm e introducida en un lecho a alta temperatura, los materiales del lecho fluidizan mediante el agente gasificante que puede ser vapor de agua, aire u oxígeno, o una combinación de ellos. La ceniza generada a partir del combustible o de los materiales inorgánicos asociados a ella cae fácilmente a la parte inferior del lecho. La temperatura del lecho se mantiene normalmente por debajo de 1.000 °C para el carbón y por debajo de 900 °C para la biomasa para evitar la fusión de las cenizas y la consiguiente aglomeración con la arena.

Figura G.11 Esquema original del gasificador de lecho fluido burbujeante de Winkler.



Fuente: (Basu, 2006)

Además del balance de masa y de energía ya explicados, el diseño de un gasificador de lecho fluido requiere la determinación del diámetro y la altura del reactor, el tipo y la cantidad de material de fluidización y el diseño del sistema de admisión. A continuación se explican como determinar cada uno de éstos.

G.2.3.1. Sección transversal.

La sección transversal interna de un gasificador de lecho fluido A_R , se puede determinar a partir del flujo de agente gasificante Q_g y la velocidad de fluidización U_{mf} .

$$A_R = \frac{Q_a}{U_{mf}}$$

Donde

Q_a es el caudal de agente gasificante a la presión y temperatura de operación, y U_{mf} es la velocidad mínima de fluidización (la cual se calcula en la siguiente sección y que en nuestro caso es 0,54 m/s).

El diámetro interior del reactor D_R se calcula mediante la ecuación:

$$D_R = 2x \sqrt{\frac{A_R}{\Pi}}$$

En la **Tabla G.7** se muestra el cálculo del diámetro del reactor, utilizando las ecuaciones anteriores. La velocidad mínima de fluidización U_{mf} se calculó experimentalmente como se muestra en la **Figura G.14** y el caudal de aire se determina como se muestra en la **sección 2.2.1**.

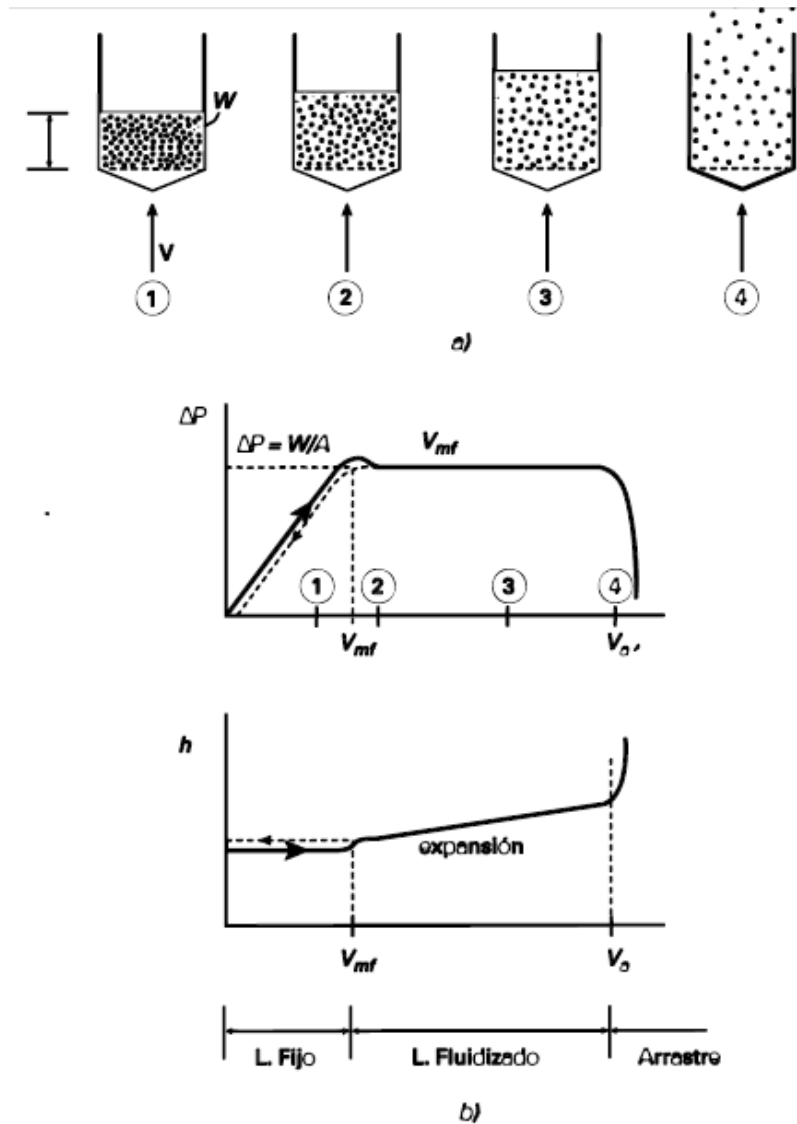
Tabla G.6 Cálculo del diámetro interior del reactor de lecho fluido.

Caudal de aire m ³ /h	15,3
Velocidad mínima de fluidización m/s	0,54
Área del reactor (cm ²)	78,7
Diámetro del reactor (cm)	10

G.2.3.2. Velocidades de fluidización relativas al lecho fluido.

Algunos de los parámetros más importantes del proceso de fluidización, relativos a la velocidad de fluidización son: la velocidad requerida por el agente gasificante para que empiece a fluidizar el lecho, llamada velocidad mínima de fluidización U_{mf} y la velocidad a la que se rompe el lecho, conocida como velocidad terminal de fluidización U_T (Palacio, 2005). En la **Figura G.12** se muestra cómo influyen estas velocidades en la formación del lecho.

Figura G.12 Formación del lecho fluido a partir de uno fijo: a) Aumento de U_{mf} ; b) variación de ΔP y h



Fuente: (Palacio, 2005)

G.2.3.2.1. Velocidad mínima de fluidización U_{mf} .

Corresponde a aquella velocidad del fluido, a partir del cual, las partículas se separan unas de otras y son mantenidas individualmente en suspensión. La correlación más utilizada para determinar dicha velocidad es la de Kunii y Levenspiel, basada en que para dicha velocidad la pérdida de presión del fluido se iguala al valor del peso del lecho. La velocidad mínima de fluidización es aquella en la que (Palacio, 2005):

$$\text{Fuerza ascendente del fluido} = \text{Peso de las partículas}$$

Lo que equivale:

$$\left(\text{Caída de presión del lecho} \right) \cdot \left(\text{Sección del tubo} \right) = \left(\text{Volumen del tubo} \right) \cdot \left(\text{Fracción de sólidos} \right) \cdot \left(\text{Peso específico de los sólidos} \right)$$

Matemáticamente, se tiene:

$$\Delta P_L \cdot A = A \cdot H_{mf} \cdot (1 - \epsilon_{mf}) \cdot (\rho_p - \rho_g) \cdot g$$

$$\frac{\Delta P_L}{H_{mf}} = (1 - \epsilon_{mf}) \cdot (\rho_p - \rho_g) \cdot g$$

Donde

$H_{mf}=L_{mf}$: Altura mínima de fluidización del lecho (m).

ΔP_L : Pérdida de presión en el lecho fluido (Pa).

A : Área de la sección transversal del lecho (m²).

g : Aceleración de la gravedad (m/s²).

La caída de presión por unidad de longitud está dada por la ecuación:

$$\frac{\Delta P_{fr}}{L_{mf}} g_c = 150 \frac{(1 - \epsilon_{mf})^2}{\epsilon_{mf}^3} \frac{\mu \cdot u_o}{(\phi_s d_p)^2} + 1.75 \frac{1 - \epsilon_{mf}}{\epsilon_{mf}^3} \frac{\rho_g \cdot u_o^2}{\phi_s d_p}$$

Donde:

ΔP_L : Pérdida de presión en el lecho fluido (Pa).

L_{mf} : Altura mínima de fluidización del lecho (m).

ϵ_{mf} : Porosidad del lecho a velocidad mínima de fluidización

ρ_g : Densidad del fluido (g/cm³).

μ : Viscosidad dinámica

ϕ_s : Factor de esfericidad.

U_o : velocidad superficial del gas

d_p : Diámetro medio de la partícula

La velocidad mínima de fluidización U_{mf} se puede obtener resolviendo las 2 ecuaciones anteriores para obtener el número de Reynolds:

$$Re_{mf0} = \frac{U_{mf} \cdot d_p \cdot \rho_g}{\mu} = [C_1^2 + C_2 \cdot Ar]^{0,5} - C_1$$

Donde

C_1 : 27,2

C_2 : 0,0408

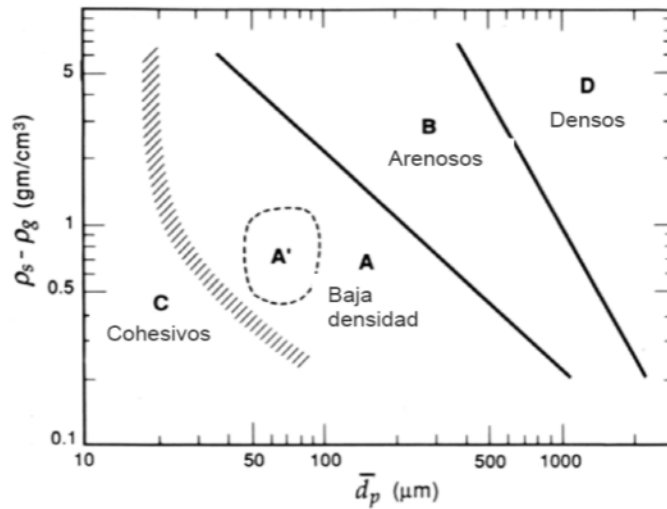
Por lo tanto

$$Re_{mf0} = \frac{U_{mf} \cdot d_p \cdot \rho_g}{\mu} = [27,2^2 + 0,0408 \cdot Ar]^{0,5} - 27,2$$

Ar: es el número de Arquímedes y se calcula mediante:

$$Ar = \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu^2}$$

Figura G.13 Diagrama de Geldart, clasificación de las partículas de acuerdo a la ρ y al d_p



Fuente: (Palacio, 2005)

Según las ecuaciones anteriores para calcular la velocidad mínima de fluidización cuando las partículas se encuentran en la zona **b** del diagrama de Geldart (**Figura G.13**), seguimos el siguiente procedimiento (Palacio, 2005) :

- Calculamos el número de Arquímedes mediante la ecuación:

$$Ar = \frac{d_p^3 \cdot \rho_g \cdot (\rho_s - \rho_g) g}{\mu^2}$$

- Calculamos el número de Reynolds para la velocidad mínima de fluidización mediante I:

$$Re_{mf0} = [C_1^2 + C_2 \cdot Ar]^{0,5} - C_1 = [27,2^2 + 0,0408 \cdot Ar]^{0,5} - 27,2$$

- Introducimos el número de Reynolds para calcular la mínima velocidad de fluidización:

$$U_{mf} = \frac{Re_{mf0} \cdot \mu}{d_p \cdot \rho_g}$$

En la **Tabla G.7**, se muestran los resultados de la velocidad mínima de fluidización U_{mf} para los tres tipos de arena analizados.

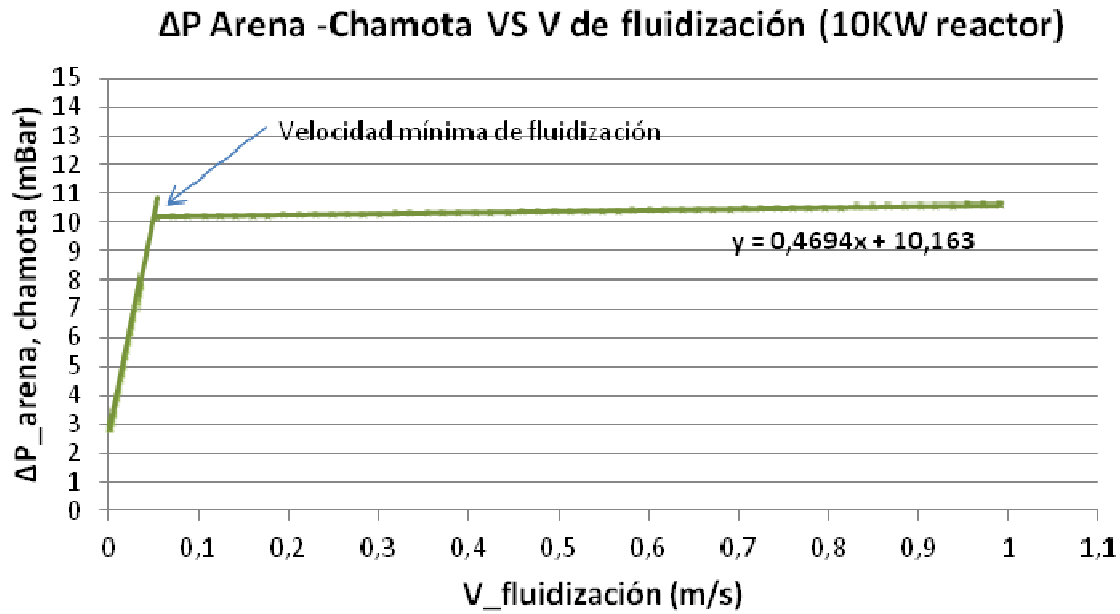
Tabla G.7 Determinación de la velocidad mínima de fluidización teórica para tres tipos de arena.

	Chamota	Alúmina	Sílice
Densidad aparente (kg/m ³)	1.200	1.915	1.315
Diámetro medio (m)	0,000247	0,000223	0,000193
Número de Arquímedes Ar	604	709,6	315,8
Número de Reynolds Re	0,449	0,527	0,236
Velocidad mínima de fluidización U_{mf} (m/s)	0,029	0,038	0,019

Fuente: Elaboración propia.

Mediante pruebas realizadas en el laboratorio se calculó la velocidad mínima de fluidización, los resultados se muestran en la **Figura G.14**, la velocidad mínima de fluidización para la Arena Chamota, es de aproximadamente 0,54 m/s. En esta prueba la carga de arena correspondía a una altura igual al diámetro del reactor (10 cm), como se puede ver la velocidad mínima de fluidización es el punto donde se cortan las rectas de velocidad antes y después de que empiece la fluidización.

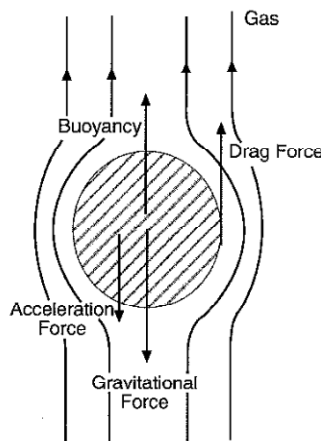
Figura G.14 Caída de presión del lecho de arena en función de la velocidad mínima de fluidización



G.2.3.2.2. Velocidad terminal de fluidización U_t .

La velocidad terminal de fluidización es la velocidad de transición o cambio de lecho fluido a transporte neumático. Para calcular su valor, se hace un balance de fuerzas de una sola partícula en un lecho fluido, y despreciando el resto de partículas alrededor, se considera únicamente el peso de la partícula, la fuerza de flotación y la velocidad de arrastre como se muestra en la siguiente **Figura G.15**:

Figura G.15 Balance de fuerzas de una partícula en un lecho fluido



Fuente: (Del Real, 1997)

De la figura anterior se deduce que:

Fuerza sobre la partícula = Fuerza de flotación + fuerza de arrastre.

Y se expresa matemáticamente como:

$$m_p g = m_p \frac{\rho_g g}{\rho_p} + C_D \frac{\pi(U - U_s)^2 \rho_g}{8} d_p^2$$

Donde

m_p = masa de la partícula.

g = fuerza de la gravedad = 9,81 m/s²

ρ_g = densidad del gas.

ρ_p = densidad de la partícula.

U = Velocidad del gas

U_s = Velocidad de la partícula.

d_p = diámetro medio de la partícula.

C_D = Coeficiente de arrastre, el cual se relaciona con el número de Reynolds de la siguiente manera:

$$C_D = \frac{a_1}{Re^{b_1}}$$

Donde las constantes a_1 y b_1 se calculan mediante la siguiente tabla (Howard 1989):

Tabla G.8 Cálculo de a_1 y b_1

Rango de Re	Región	a_1	b_1
0 < Re < 0.4	Ley de Stoke	24	1
0.4 < Re < 500	Ley intermedia	10	0,5
500 < Re	Ley de Newton	0,43	0

De la ecuación del balance de fuerzas sobre la partícula, el límite relativo de la velocidad (del gas menos la velocidad de la partícula $U - U_s$) cuando la velocidad del gas U es cero, es conocido como velocidad terminal de fluidización U_t . La velocidad terminal es el salto de velocidad de un lecho fluido a transporte neumático.

Para partículas esféricas, si se sustituye el valor adecuado del coeficiente de arrastre C_D y el número de Reynolds en la ecuación de balance de fuerzas de la partícula, para simplificar se expresa la ecuación en función del número de Arquímedes $[g d_p^3 \rho_g (\rho_p - \rho_g) / \mu^2]$.

$$Ar = \frac{3}{4} C_D \left[\frac{d_p (U - U_s) \rho_g}{\mu} \right]^2$$

Y

$$Re_{U_t} = \frac{U_t \cdot d_p \cdot \rho_g}{\mu}$$

La ecuación anterior se reduce a la forma siguiente para diferentes valores del coeficiente de arrastre:

- Ley de Stokes:

$$\text{Re} < 0.4 : \quad \frac{d_p U_t \rho_g}{\mu} = \frac{\text{Ar}}{18}$$

Entonces

$$U_{T, \text{Re} < 0.4} = \frac{\text{Ar} \cdot \mu}{18 \cdot d_p \cdot \rho_g}$$

- Ley intermedia:

$$0.4 < \text{Re} < 500 : \quad \frac{d_p U_t \rho_g}{\mu} = \left[\frac{\text{Ar}}{7.5} \right]^{0.666}$$

Entonces

$$U_{T, 0.4 < \text{Re} < 500} = \left(\frac{\text{Ar}}{7.5} \right)^{0.66} \frac{\mu}{d_p \cdot \rho_g}$$

- Ley de Newton:

$$\frac{d_p U_t \rho_g}{\mu} = \left[\frac{\text{Ar}}{0.33} \right]^{0.5}$$

Entonces

$$U_{T, \text{Re} > 500} = \frac{\mu}{d_p \cdot \rho_g} \sqrt{\frac{\text{Ar}}{0.33}}$$

Velocidad terminal para partículas no esféricas

Los cálculos realizados en la sección anterior son solo para partículas esféricas, la fuerza de arrastre para partículas no esféricas podría ser diferente. según (Pettyjohn y Christianse 1948) se puede calcular la velocidad terminal teniendo en cuenta el grado de esfericidad de la partícula según la siguiente ecuación:

$$U_t = K_t U_t \text{ (spherical)}$$

Donde K_t es el factor de corrección y es obtenido por:

$$\text{For Re} < 0.2 : \quad K_t = 0.843 \log_{10} \left[\frac{\phi}{0.065} \right]$$

$$\text{For Re} > 1000 : \quad K_t = \left[\frac{4(\rho_p - \rho_g)gd_v}{3\rho_g(5.31 - 4.88\phi)} \right]^{0.5}$$

Donde

\emptyset es la esfericidad y está entre 0,67 y 0,996.

D_v : es el diámetro medio de la partícula.

Para **Re** entre 0,2 y 1000, K_t puede ser obtenido interpolando los valores de K_t obtenidos de las dos ecuaciones anteriores

En la siguiente tabla se muestran los resultados obtenidos aplicando el procedimiento de cálculo de velocidad terminal para partículas no esféricas:

Tabla G.9 Determinación de la velocidad mínima de fluidización para los tres tipos de arena.

	Chamota	Alúmina	Sílice
Re	18,51	20,58	12,07
$U_{t,s}$ (m/s)	1,15	1,42	0,96
K_t	0,894	0,901	0,89
$U_{t,ns}$ (m/s)	1,03	1,28	0,86

Donde:

K_T = factor de corrección

$U_{t,s}$ = Velocidad terminal para partículas esféricas.

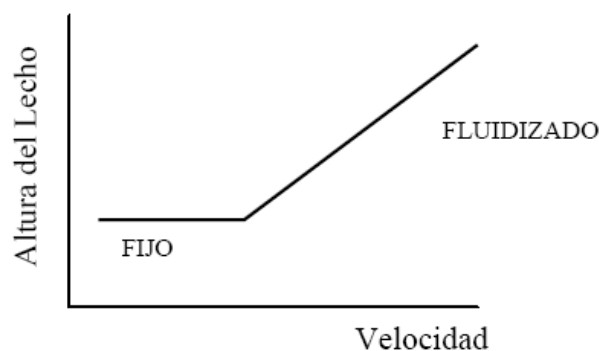
$U_{T,ns}$ = Velocidad terminal para partículas no esféricas.

G.2.3.3. Altura del reactor

Como el objetivo de un gasificador no es producir calor, si no un gas con el máximo poder calorífico posible, la altura del reactor de lecho fluido no se determina por consideraciones de transferencia de calor como se hace en una caldera de lecho fluido (para obtener el máximo calor posible), en vez de esto, para determinar la altura, se optimiza el tiempo de residencia del sólido en el reactor.

La altura total del reactor es la que requiere el lecho fluido más un espacio libre encima de este. La altura del lecho está en función de la velocidad de fluidización como se observa en la **Figura G.16**, en esta figura se observa que en el lecho fijo, la altura del lecho se mantienen constante cuando la velocidad aumenta, en el lecho fluido la altura del lecho aumenta a medida que aumenta la velocidad de fluidización.

Figura G.16 Altura del lecho vs velocidad de fluidización



Las reacciones de gasificación son más lentas que las de combustión y por lo tanto se requiere un tiempo de residencia mayor, que se logra con una mayor altura del reactor.

La forma más eficaz de calcular la altura es haciendo pruebas en una planta piloto, debido a que actualmente no existe una forma sencilla de realizar este cálculo (Basu, 2010). Un lecho más alto permite mayor tiempo de residencia del gas, pero a su vez repercute sobre los costes, debido a que una altura del lecho mayor significa mayor cantidad de arena (y por lo tanto una caída de presión más alta y mayor consumo de energía) y también un reactor más alto.

Para el cálculo del reactor de 10 KW en el que se realizaron pruebas, para determinar la altura del lecho se utilizó una planta piloto de metacrilato (**Figura G.17**). La altura máxima del lecho era entre 30 y 40 cm, pero como no era un sobrecoste significativo por el tamaño de la instalación y debido a que esta era para estudios de investigación, se escogió un altura sobredimensionada de 1,35 m, suficiente para un tiempo de residencia adecuado. La altura total del reactor se reparte como se muestra en la **Tabla G.10** y en la **Figura G.18**.

Tabla G.10 *Altura del reactor en el que se realizaron las pruebas.*

Altura del reactor	
Plenum de admisión de aire (cm)	18,3
Brida de sujeción del plenum y del reactor (cm)	4,3
Reactor (cm)	135,4
Brida de sujeción del reactor y del tronco-cono (cm)	3,4
Tronco-cono (cm)	14,7
Parte superior (cm)	36,8
Tapa (cm)	2,2
Altura total (cm)	215,1

Como se observa en la tabla anterior la relación entre la altura del reactor y el diámetro interior es de 13,5. La parte superior tiene un diámetro mayor para que la velocidad en esta zona sea más baja con lo cual se disminuye el arrastre de partículas. Evidentemente para una planta de mayores dimensiones no se puede hacer este tipo de pruebas, ni el diseño de esta manera debido al coste adicional y a que la altura sería exageradamente alta. Por lo tanto se debe realizar el cálculo determinando el volumen requerido para un tiempo de residencia adecuado según la siguiente fórmula:

$$H_{lecho} = \frac{V_{lecho}}{A_{lecho}}$$

Donde

H_{lecho} : altura del lecho

A_{lecho} : área transversal del reactor (m^2)

V_{lecho} : volumen requerido por el lecho (m^3) y se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$V_{lecho} = \frac{M_{char} \cdot t_{res}}{(1 - \varepsilon) \cdot \rho_{sólidos} \cdot x_{char}}$$

Donde

M_{char} es el flujo másico residuo carbonoso (char) que entra en el lecho kg/s

t_{res} es el tiempo de residencia del residuo carbonoso en el lecho (s)

ϵ es la porosidad del lecho, su valor es aproximadamente 0,7

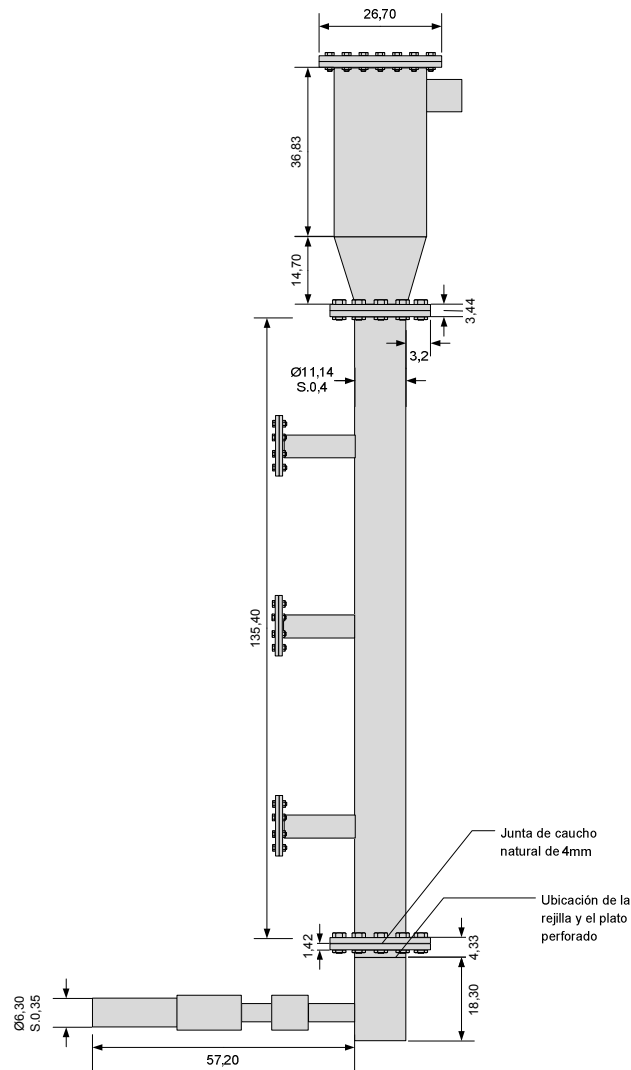
$S_{sólidos}$ es la densidad de los sólidos (kg/m^3).

X_{char} es el residuo carbonoso que reacciona.

Figura G.17 Reactor para realizar pruebas de fluidización en frío



Figura G.18 Geometría del reactor utilizado para realizar las pruebas en frío



Fuente: Elaboración propia

G.2.3.4. Material de fluidización – Arena

G.2.3.4.1. Selección de la arena

Se realizaron pruebas con tres tipos de arena para determinar el tipo de arena óptima para utilizar como material del lecho en el gasificador de lecho fluido burbujeante: chamota, sílice y alúmina. Los mejores resultados fueron obtenidos con la chamota debido a sus propiedades, principalmente la densidad y el tamaño de grano. Las propiedades de la Chamota se muestran en la **Tabla G.11**.

Tabla G.11 Propiedades de la chamota

Propiedad	Valor
Composición (%)	42% Al ₂ O ₃ ; 55% SiO ₂ ; 1,3% Fe ₂ O ₃
Densidad (g/cc)	2,7
Porosidad (%)	0
Color	Gris
Temperatura de uso máxima (°C)	1.700
Coefficiente de expansión térmica (10-6/°C)	4,4

G.2.3.4.2. Cantidad de arena

El volumen de arena V a introducir en el reactor se calcula considerando que el lecho de arena sin fluidizar tiene una altura H igual al diámetro interior del reactor D . Para calcular el volumen de arena se utiliza la siguiente ecuación:

$$V = H \cdot \pi \cdot \frac{D^2}{4}$$

Con la densidad aparente de la arena es posible calcular el peso de arena requerido.

G.2.3.4.3. Caída de presión en el lecho de arena

De las pruebas realizadas se determinó la caída de presión durante el proceso de fluidización. La caída de presión del lecho es independiente del distribuidor usado, pero depende de la cantidad de arena introducida en el reactor. Se ha considerado que la caída de presión adecuada es la que corresponde a la velocidad mínima de fluidización que corresponde al flujo de aire requerido para introducir una cantidad de aire correspondiente al 33% de la cantidad estequiométrica. En este caso es 15,3 m³/h (10 kg/h de flujo de biomasa x 1,53 m³/kg calculado en la **sección 2.2**). La velocidad de fluidización experimental se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$v_{fluid} = \frac{Q}{\pi \left(\frac{d_r^2}{4} \right)}$$

Donde:

Q = Flujo de entrada de aire

d_r = Diámetro del reactor

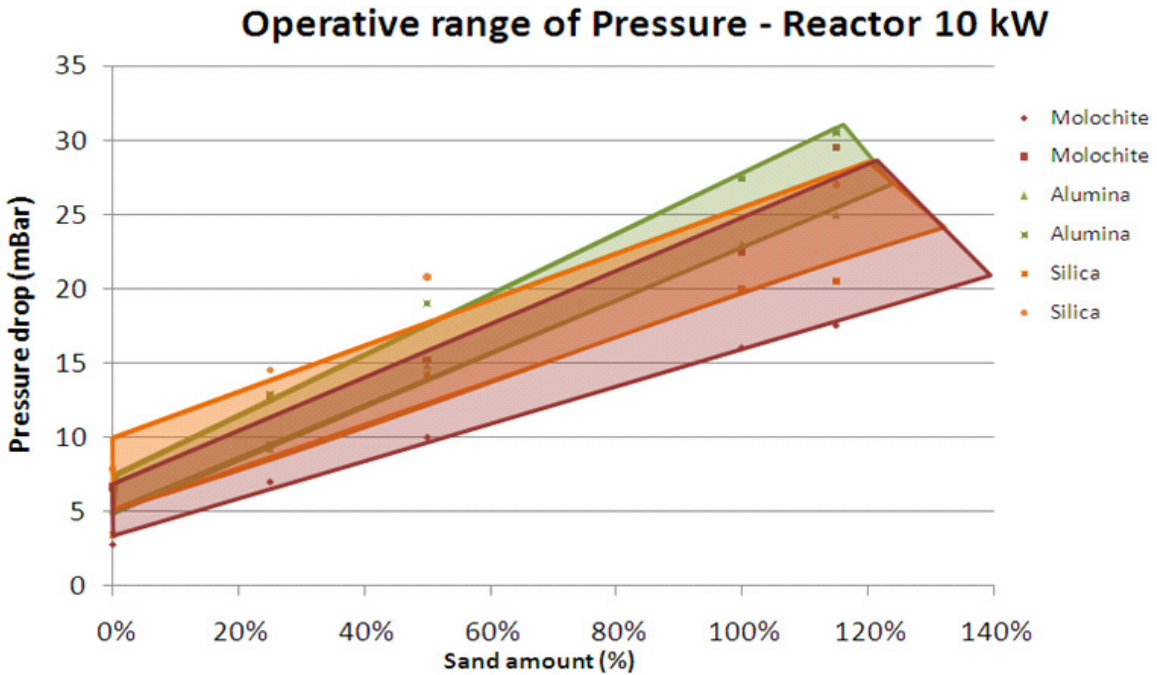
Los resultados de la caída de presión se muestran en la **Tabla G.12**.

Tabla G.12. Determinación de la caída presión del lecho.

Arena	10 KW reactor		
	Chamota	Alúmina	Sílice
Flujo de aire requerido (m ³ /h)	15,3	15,3	15,3
Velocidad del aire requerida en la tubería de entrada (m/s)	1,73	1,73	1,73
Velocidad de fluidización requerida (m/s)	0,541	0,541	0,541
ΔP del lecho de arena a la velocidad de fluidización (mbar)	10,4	15,3	13,1
ΔP del lecho fluido por cm del lecho sin fluidizar (mbar/cm)	1,04	1,53	1,31

También se calculó la relación entre la altura del lecho sin fluidizar y su caída de presión, este parámetro es constante. Para reactores de menos de 50 KW, este valor se puede observar en la **Tabla G.12**. La caída de presión total (lecho + distribuidor) para las arenas analizadas se muestra en la **Figura G.19**; en esta figura se debe tener en cuenta que el 100% equivale a cuando la altura de la arena en el lecho fijo es igual al diámetro del reactor.

Figura G.19 Rango de ΔP total adecuada (lecho + distribuidor) en función de la cantidad de arena.



Fuente: Elaboración propia

G.2.3.5. Diseño del distribuidor

G.2.3.5.1. Caída de presión en el distribuidor.

De acuerdo con las pruebas realizadas, usando una válvula en la tubería de admisión de aire para simular la caída de presión del lecho de arena, se ha concluido que la caída de presión en el distribuidor para la arena seleccionada (Chamota) debe estar entre el 33 y el 55% de la caída de presión total (Lecho fluido + plato distribuidor). Los resultados de las pruebas para la caída de presión en el distribuidor se muestran en la Tabla G.13 Relación ΔP distribuidor (válvula) / ΔP_{total} . **Tabla G.13.**

Tabla G.13 Relación ΔP distribuidor (válvula) / ΔP_{total} .

		ΔP distribuidor (válvula) / ΔP_{total}			
			Chamota	Alúmina	Sílice
Reactor de 10 KW 100%	ΔP distribuidor	Mínima	35%	33%	35%
	(válvula) / ΔP_{total} .	Máxima	54%	44%	47%

A la relación entre la caída de presión en el distribuidor y la caída presión total se le ha llamado α . La caída de presión en el distribuidor corresponde a la mínima caída de presión para una fluidización adecuada. A continuación se realiza el cálculo para determinarla.

$$\alpha = \frac{\Delta P_D}{\Delta P_T} \Rightarrow \Delta P_T = \frac{\Delta P_D}{\alpha}$$

$$\Delta P_T = \Delta P_B + \Delta P_D$$

$$\Delta P_D = \Delta P_T - \Delta P_B = \frac{\Delta P_D}{\alpha} - \Delta P_B$$

Si se despeja ΔP_D obtenemos:

$$\Delta P_D = \frac{\alpha}{(1 - \alpha)} \Delta P_B$$

Donde:

ΔP_T = Caída de presión total

ΔP_B = Caída de presión del lecho de arena

ΔP_D = Caída de presión en el distribuidor.

α = % (Caída de presión en el distribuidor/ caída de presión total, ver **Tabla G.14**)

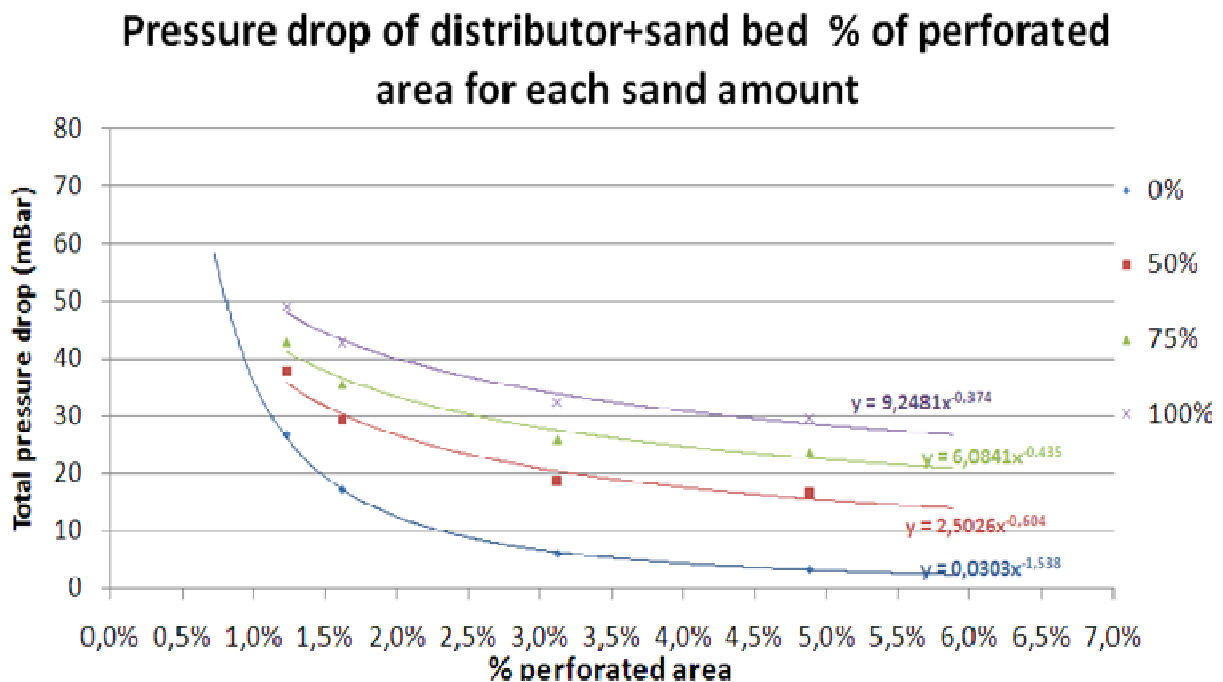
Tabla G.14 Determinación de la caída de presión adecuada en el distribuidor.

Arena	Reactor de 10 kW		
	Chamota	Alúmina	Sílice
α	35%	33%	35%
Caída de presión total esperada (mbar)	16	22,9	20,1
Caída de presión esperada en el distribuidor (mbar)	5,6	7,5	7

G.2.3.5.2. Porcentaje de área de hueco.

Una vez estimada la caída de presión en el distribuidor, es posible obtener el porcentaje de área perforada adecuado a partir de la **Figura G.20**. El 100% corresponde a una altura del lecho igual al diámetro del mismo.

Figura G.20 ΔP total vs % de área perforada del distribuidor para la Chamota



Fuente: Elaboración propia

Según los datos de caída de presión de la **Tabla G.14**, el porcentaje de hueco adecuado se observa en la **Tabla G.15**.

Tabla G.15. Determinación del % de área adecuado para los tipos de arena analizados.

10 kW reactor			
Área	Chamota	Alúmina	Sílice
% de hueco adecuado	3,22%	2,45%	2,57%

G.2.3.5.3. Características del plato perforado

Una vez obtenida el porcentaje de área perforada del distribuidor, se calcula el número de agujeros que se deben realizar a la placa. El área tota perforada A_P se calcula según la siguiente formula

$$A_P = A_R \cdot \%_H$$

Donde:

A_R = área de la sección del reactor

$\%_H$ = porcentaje de área perforada

El número de huecos, N_H es obtenido aplicando la siguiente ecuación:

$$N_H = \frac{A_P}{\pi \left(\frac{d_H^2}{4} \right)}$$

Donde

d_H es el diámetro del agujero.

En la **Tabla G.16**, se muestran las características de los distribuidores seleccionados para cada una de las arenas.

Tabla G.16. Características del distribuidor.

Arena	Reactor de 10 kW		
	Chamota	Alúmina	Sílice
Porcentaje de área adecuado en el distribuidor	3,22%	2,31%	2,57%
Área del reactor (m ²)	0,0079	0,0079	0,0079
Área total de los huecos (m ²)	0,0003	0,0002	0,0002
Diámetro de los huecos (m)	0,0015	0,0015	0,0015
Número de huecos	143	109	114

Para reactores de menos de 100 kWe, se aconseja utilizar diámetros de agujero entre 1 y 2 mm. Un plato con mayor cantidad de agujeros y que utilice el porcentaje de hueco adecuado, asegura una buena distribución del aire de entrada.

G.2.3.5.4. Resumen de los datos del diseño del plato distribuidor

En la **Tabla G.17** se muestra un resumen de los datos de diseño del plato distribuidor.

Tabla G.17. Resumen de los datos del diseño del distribuidor para la chamota.

	100% de arena	Mínimo	Medio	Máximo
ΔP_{total} (mbar)		16	17	22,5
$\Delta P_{\text{lecho de arena}}$ (mbar)		10,42	10,42	10,42
$\Delta P_{\text{distribuidor}}$ (mbar)		5,58	6,58	12,08
% área perforada		3,23%	2,78%	1,59%

H. ANEXO H: COSTES DE UNA PLANTA DE GASIFICACIÓN

Tabla H.1 Costes de instalación de una planta de gasificación de lecho fijo

Gasificador de lecho fijo		8,7 kW		52,3 kW		
Equipos principales	Nº	Coste unitario €	Coste total €	Nº	Coste unitario €	Coste total €
Depósito de biomasa	1	1.000 €	1.000 €	1	2.000 €	2.000 €
Reactor	1	2.000 €	2.000 €	1	4.000 €	4.000 €
Enfriador de gas	1	1.000 €	1.000 €	1	2.000 €	2.000 €
Separador de alquitranes	1	500 €	500 €	1	1.000 €	1.000 €
Filtro de gases	1	1.500 €	1.500 €	1	3.000 €	3.000 €
Cámara de vacío	1	300 €	300 €	1	600 €	600 €
Bomba de vacío	1	700 €	700 €	1	1.400 €	1.400 €
MCI	1	8.000 €	8.000 €	1	16.000 €	16.000 €
Otros	1	1.000 €	1.000 €	1	2.000 €	2.000 €
Total	9	16.000 €	16.000 €	9	32.000 €	32.000 €
Depurador de agua						
Depósito 100 l	1	90 €	90 €	1	135 €	135 €
Depósito 500 l	1	150 €	150 €	1	225 €	225 €
Bombas de agua	2	180 €	360 €	2	540 €	1.080 €
Válvula selectora	1	150 €	150 €	1	225 €	225 €
Filtro de astillas y arena	1	1.000 €	1.000 €	1	1.500 €	1.500 €
Filtro de 60 micras	1	40 €	40 €	1	60 €	60 €
Aerotermino	1	500 €	500 €	1	750 €	750 €
Otros	1	1.000 €	1.000 €	1	1.500 €	1.500 €
Total	9	3.110 €	3.290 €	9	4.935 €	5.475 €
Cuadro eléctrico						
Cuadros	2	150 €	300 €	2	150 €	300 €
Magnetotérmico 4 polos	1	90 €	90 €	1	90 €	90 €
Diferenciales 4 polos	1	90 €	90 €	1	90 €	90 €
Magnetotérmico 2 polos	1	70 €	70 €	1	70 €	70 €
Contactares	1	50 €	50 €	1	50 €	50 €
Relés	5	10 €	50 €	5	10 €	50 €
otros	1	500 €	500 €	1	500 €	500 €
Total	12	960 €	1.150 €	12	960 €	1.150 €
Automatización						
Fuente alimentación 24V	1	50 €	50 €	1	50 €	50 €
Módulos MAC de temperatura	2	250 €	500 €	2	250 €	500 €
Módulos MAC presión	1	250 €	250 €	1	250 €	250 €
Fuente automática	1	100 €	100 €	1	100 €	100 €
Autómata	1	250 €	250 €	1	250 €	250 €
Tarjeta comunicación RS485	1	350 €	350 €	1	350 €	350 €
Tarjeta ent. y sal. analógica	1	350 €	350 €	1	350 €	350 €
Tarjeta ent. y sal. digitales	1	120 €	120 €	1	120 €	120 €
Tarjeta termopares	1	300 €	300 €	1	300 €	300 €
Terminal táctil	1	600 €	600 €	1	600 €	600 €
Variador de frecuencia	1	300 €	300 €	1	300 €	300 €
Otros	1	500 €	500 €	1	500 €	500 €
Total	13	3.420 €	3.670 €	13	3.420 €	3.670 €
Instrumentación						
Analizador de redes	2	350 €	700 €	2	350 €	700 €
Transf. de corriente para el AR	6	17 €	102 €	6	17 €	102 €
Termopares	18	35 €	630 €	18	35 €	630 €
Medidor de caudal de aire	1	500 €	500 €	1	500 €	500 €
Medidor de caudal de agua	1	500 €	500 €	1	500 €	500 €
Rotámetro	1	150 €	150 €	1	150 €	150 €
Transductores de presión	3	150 €	450 €	3	150 €	450 €
Manómetros diferenciales	6	50 €	300 €	6	50 €	300 €
Termómetros de aguja	5	15 €	75 €	5	15 €	75 €
Total	43	1.767 €	3.407 €	43	1.767 €	3.407 €
Mano de obra						
Hora ingeniero	250	40 €	10.000 €	375	40 €	15.000 €
Hora técnico	700	30 €	21.000 €	1050	30 €	31.500 €
Total	950	70	31.000 €	70	70	46.500 €
Total sin IVA			58.517 €			92.202 €
IVA			10.533 €			16.596 €
Total con IVA			69.050 €			108.798 €

Tabla H.2 Costes de instalación de una planta de gasificación de lecho fluido

Gasificador de lecho fluido		8,7 kW		52,3 kW		
Equipos principales	Nº	Coste unitario €	Coste total €	Nº	Coste unitario €	Coste total €
Depósito de biomasa	1	1.000 €	1.000 €	1	2.000 €	2.000 €
Reactor	1	2.000 €	2.000 €	1	4.000 €	4.000 €
Separador de sólidos	1	400 €	400 €	1	800 €	800 €
Ciclón	1	400 €	400 €	1	800 €	800 €
Intercambiador agua gases	1	1.000 €	1.000 €	1	2.000 €	2.000 €
Depósito de alquitranes	1	200 €	200 €	1	400 €	400 €
Lavador gas y filtro astillas	1	1.500 €	1.500 €	1	3.000 €	3.000 €
Cámara de vacío	1	300 €	300 €	1	600 €	600 €
Bomba de vacío	1	1.300 €	1.300 €	1	2.600 €	2.600 €
MCI	1	8.000 €	8.000 €	1	16.000 €	16.000 €
Otros	1	1.000 €	1.000 €	1	2.000 €	2.000 €
Total	11	17.100 €	17.100 €	11	34.200 €	34.200 €
Depurador de agua						
Depósito agua	1	100 €	100 €	1	150 €	150 €
Bombas de agua	1	100 €	100 €	1	150 €	150 €
Aerotermino	1	500 €	500 €	1	750 €	750 €
Otros	1	500 €	500 €	1	750 €	750 €
Total	4	1.200 €	1.200 €	4	1.800 €	1.800 €
Cuadro eléctrico						
Cuadro	1	150 €	150 €	1	150 €	150 €
Magnetotérmico 4 polos	1	90 €	90 €	1	90 €	90 €
Diferenciales 4 polos	1	90 €	90 €	1	90 €	90 €
Magnetotérmico 2 polos	1	70 €	70 €	1	70 €	70 €
Contactores	1	50 €	50 €	1	50 €	50 €
Relés	3	10 €	30 €	3	10 €	30 €
otros	1	1.000 €	1.000 €	1	1.000 €	1.000 €
Total	9	1.460 €	1.480 €	9	1.460 €	1.480 €
Automatización						
Fuente alimentación 24V	1	50 €	50 €	1	50 €	50 €
Módulos MAC de temp.	1	250 €	250 €	1	250 €	250 €
Módulos MAC presión	0	250 €	0 €	0	250 €	0 €
Fuente autómatas	1	100 €	100 €	1	100 €	100 €
Autómata	1	250 €	250 €	1	250 €	250 €
Tarjeta comunicación RS485	1	350 €	350 €	1	350 €	350 €
Tarjeta ent. y sal. analógica	0	350 €	0 €	0	350 €	0 €
Tarjeta ent. y sal. digitales	0	120 €	0 €	0	120 €	0 €
Tarjeta termopares	0	300 €	0 €	0	300 €	0 €
Terminal táctil	1	350 €	350 €	1	350 €	350 €
Variador de frecuencia	2	300 €	600 €	2	300 €	600 €
Otros	1	500 €	500 €	1	500 €	500 €
Total	9	3.170 €	2.450 €	9	3.170 €	2.450 €
Instrumentación						
Analizador de redes	1	350 €	350 €	1	350 €	350 €
Transf. de corriente	3	17 €	51 €	3	17 €	51 €
Termopares	9	35 €	315 €	9	35 €	315 €
Medidor caudal de aire	1	500 €	500 €	1	500 €	500 €
Medidor de caudal agua	0	500 €	0 €	0	500 €	0 €
Rotámetro	2	150 €	300 €	2	150 €	300 €
Transductores presión	2	150 €	300 €	2	150 €	300 €
Manómetros difer.	6	50 €	300 €	6	50 €	300 €
Termómetros de aguja	3	15 €	45 €	3	15 €	45 €
Total	27	1.767 €	2.161 €	27	1.767 €	2.161 €
Mano de obra						
Hora ingeniero	250	40 €	10.000 €	375	40 €	15.000 €
Hora técnico	700	30 €	21.000 €	1050	30 €	31.500 €
Total	950	70	31.000 €	1425	70	46.500 €
Total sin IVA			55.391 €	88.591 €		
IVA			9.970 €	15.946 €		
Total con IVA			65.361 €	104.537 €		

I. Referencias de los Anexos

[En línea] <http://mermaredalumni.blogspot.com/2011/01/analisis-de-las-emisiones-del-mix.html>.

[En línea] www.redproteger.com.ar.

[En línea] <http://quimica.laguia2000.com/elementos-quimicos/lignina-%E2%80%93-la-quimica-de-la-madera>.

[En línea] <http://www.lbl.gov/Publications/YOS/Feb/>.

[En línea] http://www.nature.com/nrg/journal/v9/n6/fig_tab/nrg2336_F1.html.

[En línea] http://www.nature.com/nmat/journal/v2/n12/fig_tab/nmat1025_F1.html.

Agico Group. <http://www.chinapelletmill.com/Small-Pellet-Mill/Biomass-Pellet-Mill.html>. [En línea]

Alonso, J. 2011. *Análisis de las Emisiones del Mix Eléctrico Español en 2010*. 2011.

Altafini, C.R., Wander, P.R. y Barreto, R.M. 2003. *Prediction of the working parameters of a wood waste gasifier through an equilibrium model*. 2003. págs. 2763–2777.

APPA. 2011. *Inventario de plantas de biomasa, biogás y pellets*. Asociación de Productores de Energías Renovables. 2011.

AVEN. Abril 2011. *Jornadas de energías renovables*. Abril 2011.

Aznar, M.P., y otros. 1997. *Steam gasification in fluidfluidized bed of a synthetic refuse containing chlorine with a catalytic gas cleaning at high temperature*. s.l. : A.V., Boocock, D.G.B., 1997. págs. 1194-1208.

Barreira, Víctor. 2007. *Estudio Hidrodinámico de un Lecho Fluidizado*. Escuela Politécnica Superior Departamento de Ingeniería Térmica y de Fluidos Área de Ingeniería Térmica, Universidad Carlos III de Madrid. 2007.

Basu, Prabir. 2010. *Biomass Gasification and Pyrolysis, practical design and theory editorial*. s.l. : Elsevier, 2010. pág. 376. ISBN 13: 978-0-12-374988-8.

—. **2006.** *Combustion and Gasification in Fluidized Beds*. Estados Unidos : Taylor & Francis, 2006. pág. 143. ISBN: 9780849333965.

BASU, Prabir. 2006. *Combustion and Gasification in Fluidized Beds*. Estados Unidos : Taylor & Francis, 2006. pág. 143. ISBN: 9780849333965.

Biu, T., Loof, R. y Bhattacharya, S.C. 1994. *Multi-stage reactor for thermal gasification of wood*. 1994. págs. 977-404.

Bjäreborn, Emil y Åkerman, Fredrik. Enero 2010. *Thermodynamic modelling of biomass based power production*. Division of Thermal Power Engineering, Department

of Energy Sciences, Faculty of Engineering, LTH, Lund University. Lund : s.n., Enero 2010. pág. 70, Thesis for the Degree of Master of Science. ISSN 0282-1990.

Boerrigter, H. y Rauch, R. 2005. *Syngas production and utilization*. s.l. : Biomass Gasification Handbook. Biomass Technology Group (BTG), Enschede, 2005.

Brandini, A. 1983. *Experiencias con gasificadores en el Brasil. Manual del curve de gasificación de la madera en Centro América y el Caribe*. Costa Rica : Olade, 1983.

Carrillo, L. 2003. *Microbiología Agrícola*. 2003.

Cengel, Yunus y Boles, Michale. 2001. *Termodinámica*. Segunda. s.l. : Mc GRAW-HILL, 2001.

Chembukulam, S.K., y otros. *Smokeless fuel from carbonized sawdust*. págs. 714-179.

Ciferno, J.P. y Marano, J.J. 2002. *Benchmarking biomass gasification technologies for fuels, chemicals and hydrogen production*. US Department of Energy, National Energy Technology Laboratory. 2002.

Consejería de educación de Andalucía. [En línea] http://www.juntadeandalucia.es/averroes/iesalfonso_romero_barcojo/trabajos_alumnado/la_madera/la_madera.html.

Cuba, Carlos. Febrero 2011. *Piloto de gasificador downdraft operado con biomasa*. Departament de Màquines, Universitat Politècnica de Catalunya. Barcelona : s.n., Febrero 2011. Tesis de master.

Dayton, D. 2002. *A Review of the Literature on Catalytic Biomass Tar Destruction*, National Renewable Energy Laboratory. [ed.] NREL Report. 2002. TP-510–32815.

Del Real, Jorge. 1997. *Estudio Hidrodinámico de un Sistema de Lecho Fluidizado en Presencia de un Banco de Tubos Horizontales*. Ciencias Básicas e Ingeniería de Procesos e Hidráulica, Universidad Autónoma Metropolitana . Mexico DF : s.n., 1997.

Delgado, J., Aznar, M.P. y Corella, J. 1996. *Calcined dolomite, magnesite, and calcite for cleaning hot gas from a fluidized bed biomass gasifier with steam: life and usefulness*. 1996. págs. 3637-3643.

Devi, L., Ptansinski, K.J. y Jamssen, F.J.J.G. 2003. *A review of the primary measures for tar elimination in biomass gasification processes*. s.l. : Biomass and Bioenergy, 2003. págs. 125-140.

Di Blasi, Colomba. 2009. *Combustion and gasification rates of lignocellulosic chars*. 2009. págs. 131-140.

Encinas, Jose y Gonzalez, Juan. 2001. *Catalyzed and uncatalyzed steam gasification of eucalyptus char. Influence of variables and kinetic study*. s.l. : Elsevier, 2001. págs. 2025-2036.

EPA, U.S. 2007. *Biomass Combined Heat and Power Catalog of Technologies.* Environmental Protection Agency Combined Heat and Power Partnership. 2007.

FAO. 1993. *El gas de madera como combustible para motores.* Estudio FAO Montes 72, Subdirección de productos no madereros y energía, Subdirección de Industrias madereras, Departamento de Montes, Organización de las Naciones Unidas para la Agricultura y la Alimentación. Roma : s.n., 1993. ISBN 92-5-302436-4.

FG Wilson. <http://www.fgwilson.com/cda/>. [En línea]

Frias, Laura. Junio 2008. *Recuperación energética de los residuos urbanos con tecnología por plasma.* Escuela técnica superior de ingeniería, Universidad Pontificia Comillas. Junio 2008. Proyecto de fin de carrera.

García, X.A., Alarcón, N.A. y Gordón, A.L. 1999. *Steam gasification of tars using a CaO catalyst source.* 1999. págs. 83-102.

Generación de energía eléctrica a partir de la gasificación de biomasa. **Ruiz J., Arauzo, J., y otros. 2004.** 2004. Grupo de Procesos Termoquímicos (GPT), Instituto de Investigación de Aragón (I3A). Universidad de Zaragoza.

Genergy. <http://www.genergy.es/biotrituradorapirineo.html>. [En línea]

Guo, B., y otros. 2001. *Simulation of biomass gasification with a hybrid neural network model.* 2001. págs. 77-83.

Herguido, J., Corella, J. y Gonzalez-Zaiz, J. 1992. *Steam gasification of lignocellulosic residues in a fluidized bed at a small pilot scale: effect of the type of feedstock.* Industrial and Engineering Chemistry Research : s.n., 1992. págs. 1274–1282.

Junta de Andalucía. http://www.juntadeandalucia.es/averroes/iesalfonso_romero_barcojo/trabajos_alumnado/la_madera/la_madera.html. [En línea]

—.
http://www.juntadeandalucia.es/averroes/iesalfonso_romero_barcojo/trabajos_alumnado/la_madera/la_madera.html. [En línea]

Kaupp, Albrecht y Goss, John R. 1984. *Small Scale Gas Producer-Engine Systems.* Alemania : Vieweg, 1984.

Kinoshita, C.M., Wang, Y. y Zhou, J. 1994. *Tar formation under different biomass gasification conditions.* Journal of Analytical and Applied Pyrolysis : s.n., 1994. págs. 169-181.

Klass, D.L. 1998. *Biomass for Renewable Energy, Fuels, and Chemicals.* s.l. : Academic Press, 1998.

Knight, R.A. 2000. *Experience with raw gas analysis from pressurized gasification of biomass.* 2000. págs. 66-67.

Knoef, H.A.M. 2005. *Handbook Biomass Gasification*. The Netherlands : BTG Publisher, Enschede, 2005.

Li, X.T., y otros. 2001. *Equilibrium modeling of gasification: a free energy minimization approach and its application to a circulating fluidized bed coal gasifier*. *Fuel*. 2001. págs. 195–207.

Lindmark, G., y otros. 1982. *Gengas: The Swedish Classic on Wood Fueled Vehicles*. 1982. 978-0942914016 .

Maniatis, K. 2001. *Progress in biomass gasification: an overview*. In: *Bridgwater, A.S.* s.l. : Progress in Thermochemical Biomass Conversion, 2001. págs. 1-31.

Mettanant, V., Basu, P. y Butler, J. *Agglomeration of biomass fed fluidized bed gasifier and combustor*. págs. 656–684.

Middleton, F.A y Bruce, C.S. 1946. *Engine tests with producer gas*. USA : s.n., 1946.

Milne, T. 2002. *Pyrolysis: the thermal behaviour of biomass below 600 °C*. 3rd ed. s.l. : Biomass Energy, 2002.

Milne, T.A., Evans, R.J. y Abatzoglou, N. 1998. *Biomass Gasifier Tars: Their Nature, Formation, and Conversion*. 1998.

Missouri department of natural resources. 1983. *Missouri wood gasifier*. Division of energy, Missouri department of natural resources. 1983.

Nature Materials. [En línea]
http://www.nature.com/nmat/journal/v2/n12/fig_tab/nmat1025_F1.html.

Nature Review. [En línea]
http://www.nature.com/nrg/journal/v9/n6/fig_tab/nrg2336_F1.html.

—. [En línea] http://www.nature.com/nrg/journal/v9/n6/fig_tab/nrg2336_F1.html.

Neeft, J.P.A., y otros. 1999. *Guideline for Sampling an Analysis of Tar and Particles in Biomass Producer Gas Version 3.1*. s.l. : Energy project, 1999. (tar protocol). EEN5-1999-00507.

Olivine as a tar removal catalyst during fluidized bed gasification plastic waste.
Mastellone, M.L. y Arena, U. 2008. 2008, *AIChE Journal*, Vol. 54 (6), págs. 1656–1667.

Palacio, Luis. 2005. *Caracterización de propiedades fluidodinámicas de lechos fluidizados en frío con mezclas de carbón-biomasas usadas en procesos de co-gasificación*. Facultad de Ingeniería Mecánica - Universidad Pontificia Bolivariana. Medellín : s.n., 2005.

Perry, Robert. *Manual Del Ingeniero Químico*. Sexta.

Porobstein, R.F. y Hicks, R.E. 2006. *Synthetic Fuels*. s.l. : Synthetic Fuels, 2006.

Proenza, N. y Aiello, C. *Estudio termodinámico y dimensionamiento de un gasificador downdraft para un sistema de cogeneración compacto en comunidades aisladas.* Departamento de Mecánica, facultad de Electromecánica, Universidad de Camaguey, Cuba.

Quaak, P., Knoef, H.A.M. y Stassen, H. 1999. *Energy from biomass: a review of combustion and gasification technologies.* 1999. págs. 56-57. Energy Series, The World Bank.

Química en la guía 2000. [En línea] <http://quimica.laguia2000.com/elementos-quimicos/lignina-%E2%80%93-la-quimica-de-la-madera>.

—. [En línea] <http://quimica.laguia2000.com/elementos-quimicos/lignina-%E2%80%93-la-quimica-de-la-madera>.

Rapagnà, S., y otros. 2000. *Steam-gasification of biomass in a fluidized-bed of olivine particles.* 2000. págs. 187–197.

Red Proteger, Higiene control y seguridad. [En línea] http://www.redproteger.com.ar/poder_calorifico.htm.

Red Proteger. Higiene control y seguridad. [En línea] http://www.redproteger.com.ar/poder_calorifico.htm.

Red proteger. Higiene y control de seguridad. [En línea] www.redproteger.com.ar.

Reed, T.B. y Das, A. 1988. *Handbook of biomass downdraft gasifier for engine-system.* [ed.] Solar Energy Research Institute. 1988.

Review of literature on catalysts for biomass gasification. **Sutton, D., Kelleher, B. y Ross, J.H.R.** 2001, Fuel Processing Technology, Vol. 73 (3), págs. 155-173.

Revista Energías Renovables. Enero 2009. Enero 2009. ISSN 1578-6951.

Risne, S.H, Soresen, L.H. y Hustad, J.E. 2001. *CO₂ reactivity of chars from wheat, spruce and coal, Progress in Thermochemical Biomass Conversion.* s.l. : A. V. Bridgwater, 2001. págs. 61-71.

Servicios técnicos de investigación de la Universidad de Alicante. [En línea] http://www.ua.es/es/investigacion/sti/servicios/analisis_instrumental/rayosx/analisis_lemnental.html.

Smoot, Leon y Smith, Philip. 1959. *Coal combustion and gasification.* 1959.

Solar Energy Research Institute. 1988. *Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine systems.* 1988.

—. 1988. *Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine systems.* 1988.

Souza-Santos, M.L.D.,. 2004. *Solid fuels combustion and gasification.* s.l. : CRC Press, 2004.

Susanto, H. y Beenackers, A.A.C.M. 1996. *Moving bed gasifier with internal recycle of pyrolysis gas.* 1996. págs. 1339–1347.

U.S. Department of Energy. [En línea] <http://www.lbl.gov/Publications/YOS/Feb/>.

Vargas, Carlos, y otros. 2010. *Manual del Gasificador de Lecho Fluidizado de 10kW.* 2010.

Vensellarr, Jan. 1.982. *Design rules for downdraft wood gasifiers, a short review.* Research development, Institute Teknogi. Bandung : s.n., 1.982. pág. Indonesia.

—. **Agosto de 1982.** *Design rules for downdraft wood gasifiers, a short review.* Research development, Institute Teknogi. Bandung : s.n., Agosto de 1982. pág. Indonesia.

Walker, P.L., Rusinco, F. y Agustín, L.G. 1959. *Gas reaction of carbon.* New York : s.n., 1959. págs. 133-221.

Wark, Kenneth y Rrichards, Donal. 2001. *Termodinámica.* Sexta. s.l. : Mc GRAW-HILL, 2001.

Wikipedia. [En línea] <http://es.wikipedia.org/wiki/Despolimerizaci%C3%B3n>.

—. [En línea] http://es.wikipedia.org/wiki/Hidrocarburo_arom%C3%A1tico_polic%C3%ADlico.

—. [En línea] <http://es.wikipedia.org/wiki/Polimerizaci%C3%B3n>.

Zainal, Z.A., y otros. *Prediction of performance of a downdraft gasifier using equilibrium modeling for different biomass material.*

Zeleznik, F.J. y Gordon, S. 1968. *Calculation of complex chemical equilibria.* *Industrial and Engineering Chemistry.* 1968. págs. 27-57.