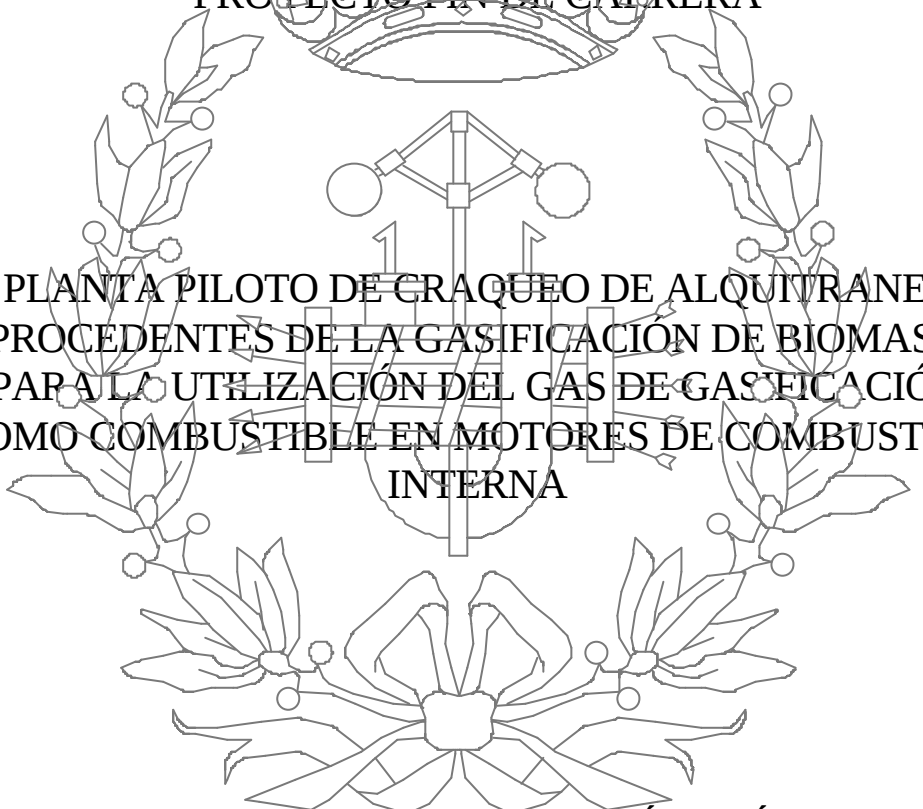


ESCUELA SUPERIOR DE INGENIEROS INDUSTRIALES DE
SEVILLA



PROYECTO FIN DE CARRERA



PLANTA PILOTO DE CRAQUEO DE ALQUITRANES
PROCEDENTES DE LA GASIFICACIÓN DE BIOMASA
PARA LA UTILIZACIÓN DEL GAS DE GASIFICACIÓN
COMO COMBUSTIBLE EN MOTORES DE COMBUSTIÓN
INTERNA

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA Y
AMBIENTAL

AUTOR: ANTONIO J. CRESIS RODRÍGUEZ
TUTOR: RICARDO ARJONA ANTOLÍN

ÍNDICE

CAPÍTULO 1: INTRODUCCIÓN. LA BIOMASA COMO FUENTE DE ENERGIA PRIMARIA.....9

1.1	POTENCIAL DE LA BIOMASA COMO FUENTE DE ENERGÍA PRIMARIA	9
1.1.1	SITUACIÓN EN LA U.E.	13
1.1.2	SITUACIÓN EN ESPAÑA.....	15
1.1.3	CONSUMOS POR COMUNIDADES AUTÓNOMAS	18
1.1.4	SITUACIÓN EN LA COMUNIDAD AUTÓNOMA ANDALUZA.....	19
1.2	PRODUCCIÓN ELÉCTRICA CON BIOMASA	23
1.3	CARACTERIZACIÓN DE LA BIOMASA COMO FUENTE DE ENERGÍA	25
1.4	CONVERSIÓN DE LA BIOMASA EN ENERGÍA	27

CAPÍTULO 2 : GASIFICACIÓN DE LA BIOMASA30

2.1	INTRODUCCIÓN. CONCEPTO DE GASIFICACIÓN	30
2.2	TIPOS DE GASIFICADORES.....	31
2.3	QUÍMICA DE LA GASIFICACIÓN	35
2.4	COMPOSICIÓN DEL GAS DE GASIFICACIÓN.....	37
2.5	PARTÍCULAS SÓLIDAS Y CENIZAS.....	39
2.6	TARS.....	40
2.7	OTROS CONTAMINANTES: ÁLCALIS	41

CAPÍTULO 3: LIMPIEZA DE GASES43

3.1	INTRODUCCIÓN	43
3.2	EQUIPOS Y PROCESOS.....	45
3.2.1	ELIMINACIÓN DE PARTÍCULAS SÓLIDAS	45
3.2.2	ELIMINACIÓN DE TARS	53
3.2.3	ELIMINACIÓN DE ÁLCALIS	59
3.2.4	ELIMINACIÓN DE PARTÍCULAS, TARS Y ÁLCALIS: PROCESO DE LAVADO	60

CAPÍTULO 4: OBJETIVOS DEL PROYECTO62

4.1	ANTECEDENTES.....	62
4.2	OBJETIVOS DEL PROYECTO	63
4.3	OBJETIVO: LA LIMPIEZA Y CRAQUEO DE LOS ALQUITRANES Y ACEITES CONTENIDOS EN EL GAS DE GASIFICACIÓN	64

CAPÍTULO 5: MEMORIA DESCRIPTIVA ¡Error!

Marcador no definido.

5.1	ESQUEMA DE LA PLANTA DE GASIFICACIÓN¡Error!	Marcador no definido.
5.2	DESCRIPCIÓN GENERAL DE LA PLANTA¡Error!	Marcador no definido.
5.2.1	GENERALIDADES	¡Error! Marcador no definido.
5.2.2	DESCRIPCIÓN DE EQUIPOS Y PROCESO DE LA PLANTA DE GASIFICACIÓN.....	¡Error! Marcador no definido.
5.2.3	DESCRIPCIÓN DE LA ZONA DE CRAQUEO Y LIMPIEZA DE LA PLANTA PILOTO. FUNCIONAMIENTO	¡Error! Marcador no definido.

CAPÍTULO 6: MEMORIA JUSTIFICATIVA..... 67

6.1	CRAQUEADOR.....	67
6.1.1	JUSTIFICACION DEL SISTEMA DE CRAQUEO	67
6.1.2	ANTECEDENTES DEL CÁLCULO. JUSTIFICACIÓN TEÓRICA DEL MÉTODO ELEGIDO	69
6.2	SISTEMA DE LIMPIEZA.....	76
6.3	JUSTIFICACIÓN CONDUCTOS DE GAS	78
6.4	JUSTIFICACIÓN AIRE DE CRAQUEO.....	79

CAPÍTULO 7: MEMORIA DE CÁLCULO..... 81

7.1	DISEÑO DEL CRAQUEADOR	81
7.1.1	CÁLCULO DE LA POROSIDAD DEL LECHO CATALÍTICO.....	89
7.1.2	CÁLCULO DE LA CAÍDA DE PRESIÓN EN EL LECHO.....	90
7.1.3	CÁLCULO DEL CALOR NECESARIO PARA LAS REACCIONES DE CRAQUEO.....	92
7.1.4	DETERMINACIÓN DEL COMBUSTIBLE A QUEMAR.....	96

7.1.5	CÁLCULO DE LA ESTRUCTURA DE APOYO DEL REACTOR-CRAQUEADOR.....	100
7.1.6	CÁLCULO DEL AISLANTE TÉRMICO DEL CRAQUEADOR.....	101
7.2	DISEÑO DEL CICLÓN.....	103
7.2.1	CÁLCULO DE LA CAÍDA DE PRESIÓN EN EL CICLÓN.....	108
7.3	DISEÑO DE LAVADOR.....	109
7.3.1	PÉRDIDA DE CARGA EN EL LAVADOR.....	114
7.4	ANÁLISIS DE LAS PÉRDIDAS DE CARGA EN CONDUCTOS Y EQUIPOS	115
7.5	CÁLCULO LÍNEA DE AIRE DE CRAQUEO: CAUDAL Y SOPLANTE	116
7.5.1	CÁLCULO DE LA RESISTENCIA DE PRECALENTAMIENTO DEL AIRE DE CRAQUEO	118
7.6	CÁLCULO DE PÉRDIDA DE CARGA EN LINEA DE AIRE DE CRAQUEO	121
7.7	CÁLCULO DE LÍNEAS SECUNDARIAS DE LA PLANTA DE CRAQUEO	122
7.7.1	CÁLCULO DE LA LÍNEA DE AGUA DEL LAVADOR: PÉRDIDA DE CARGA	122

CAPÍTULO 8: EXPERIENCIAS A REALIZAR SOBRE LOS MOTORES DE COMBUSTIÓN..... 124

8.1	INTRODUCCIÓN A LOS MOTORES DE COMBUSTIÓN	124
8.2	EXPERIENCIAS Y MEDICIONES SOBRE MOTORES DE COMBUSTIÓN INTERNA ALTERNATIVOS	127
8.3	OBJETIVOS DEL PROYECTO DE EXPERIMENTACIÓN.....	133
8.3.1	EFICIENCIA Y PÉRDIDA DE POTENCIA.	134
8.3.2	SOPLANTES Y TURBOALIMENTADORES	135
8.3.3	CORROSIÓN DE COMPONENTES DEL MOTOR.....	137
8.4	EMISIONES DE ESCAPE.....	138
8.5	TURBINAS DE GAS. INTRODUCCIÓN.....	139
8.5.1	PARÁMETROS DE ESTUDIO EN TURBINAS DE GAS	141
8.6	CONCLUSIONES	149

CAPÍTULO 9: DOCUMENTACIÓN TÉCNICA DE EQUIPOS ¡Error! Marcador no definido.

9.1 LISTADO DE EQUIPOS E INSTRUMENTACIÓN DE LA PLANTA PILOTO DE GASIFICACIÓN-CRAQUEO. DOCUMENTACIÓN TÉCNICA
¡Error! Marcador no definido.

CAPÍTULO 10: MEMORIA DE PLANOS ¡Error!

Marcador no definido.

10.1 ÍNDICE DE PLANOS¡Error! Marcador no definido.

BIBLIOGRAFÍA 152

CAPÍTULO 1
INTRODUCCIÓN. LA BIOMASA COMO FUENTE
DE ENERGÍA PRIMARIA

CAPÍTULO 1: INTRODUCCIÓN. LA BIOMASA COMO FUENTE DE ENERGIA PRIMARIA

1.1 POTENCIAL DE LA BIOMASA COMO FUENTE DE ENERGÍA PRIMARIA

Se prevé un importante crecimiento de la demanda energética mundial, especialmente por la presión que supone el crecimiento demográfico, así como por las lógicas aspiraciones de mayor desarrollo económico de los países menos desarrollados.

A partir de la crisis del petróleo, se despertó un gran interés en desarrollar sistemas eficientes de aprovechamiento de energías renovables, realizándose grandes esfuerzos en estimar su potencial y en desarrollar tecnologías adecuadas. Este interés decayó tras la bajada del precio del petróleo, pero ha vuelto a resurgir como consecuencia de la creciente preocupación existente por la conservación del medioambiente.

Las energías renovables se pueden definir como aquellas fuentes, que de forma periódica, se ponen a disposición del hombre y que éste es capaz de aprovechar y transformar en energía útil para satisfacer sus necesidades. Es decir, se renuevan de forma continua, en contraposición con los combustibles fósiles como el petróleo, carbón, gas, de los que existen unas determinadas cantidades agotables en un plazo más o menos largo.

Dentro de las energías renovables, la biomasa, a partir de la cual se puede obtener energía térmica, eléctrica y biocombustibles sustitutivos de los derivados del petróleo, es una de las fuentes energéticas con mayores perspectivas de desarrollo en un futuro próximo.

El uso de la biomasa como recurso energético, posee ventajas medioambientales centradas en un aporte neto nulo a las emisiones de CO₂, y se ve favorecido por los siguientes factores socioeconómicos:

- Es una fuente autóctona, por lo que no está sujeta a las fluctuaciones de precios e incertidumbres existentes en el suministro de combustibles importados.
- Permite mejorar la balanza de pagos de un país.
- Proporciona trabajo a poblaciones agrícolas poco desarrolladas.
- Puede hacer factible el desarrollo e implantación de cultivos energéticos.

En general la biomasa está constituida por cualquier tipo de materia orgánica que haya tenido su origen inmediato como consecuencia de un proceso biológico. El concepto de biomasa comprende tanto a los productos de origen vegetal como a los de origen animal.

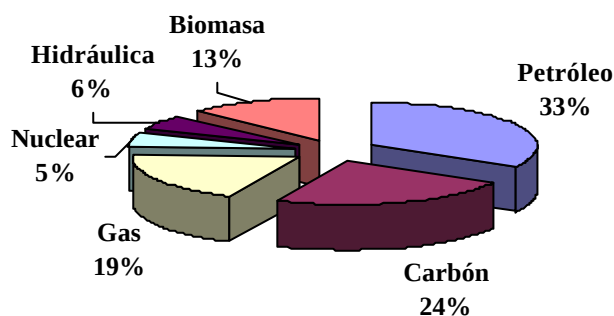
La biomasa, genéricamente, se puede dividir en primaria y secundaria o residual:

- **Biomasa primaria:** conjunto de vegetales de crecimiento más o menos rápido, que pueden utilizarse, directamente o tras un proceso de transformación, para producir energía (recursos naturales y plantaciones energéticas). Dentro de este grupo se encuentran cultivos de corta duración (chopos principalmente) y cultivos energéticos.
- **Biomasa secundaria:** conjunto de residuos tras una 1ª utilización de biomasa para alimentación humana o animal, para actividades domésticas o agroindustriales, y que han sido objeto de alguna transformación física. Este grupo es más abundante y lo componen residuos agrícolas (cereales, cultivos herbáceos, olivos, encinas y árboles frutales y no frutales), residuos forestales (procedentes de los tratamientos selvícolas realizados en los

bosques y de las industrias de 1ª y 2ª transformación de la madera), residuos agroindustriales (subproductos de la industria del aceite, bagazo de caña, cascarilla de girasol, cáscara de arroz, cáscara de almendra, desperdicios de algodón, residuos del corcho, lejías negras,...)

La biomasa, como fuente de energía primaria, aporta actualmente el 13% de la energía consumida en el mundo, ocupando el cuarto puesto entre los recursos energéticos más utilizados tras petróleo, carbón y gas. Sin embargo, su consumo no está homogéneamente distribuido, ya que en los países industrializados, donde se consume el 67% de la energía utilizada en el mundo, sólo el 3% de la energía utilizada se obtiene a partir de la biomasa, mientras que en los países en desarrollo el 33% proviene de ella, siendo en muchos casos un combustible no comercial, cuyo único coste es el trabajo de recolección, y cuyo aprovechamiento se realiza con muy bajas eficiencias (5 – 15%). [13]

Figura 1.1. Fuentes de energía primaria en el mundo



Del total de tierras dedicadas actualmente a la agricultura, ganadería, recursos forestales y abandonadas, el 10% se podría dedicar a la producción de cultivos energéticos y, si se desarrollasen, la energía que podría obtenerse a partir de la biomasa sería de 290 EJ, lo cual representa el 75% del consumo mundial de energía. El potencial de biomasa que se podría generar a partir de cultivos energéticos es muy superior al disponible actualmente, aunque con la estructura actual de

costes no es posible su desarrollo. No obstante, mediante una producción masiva de energía renovable, sería posible desplazar a los combustibles fósiles, aunque habría que despejar numerosas incógnitas sobre el impacto social y ambiental que produciría.

La Comisión Europea ha realizado previsiones sobre la producción de energía a partir de biomasa en Europa hasta el año 2020 [17]. En uno de los supuestos, las estimaciones sobre el consumo de energía primaria en Europa prevén un crecimiento del 0.7% anual. La energía primaria con mayor aumento de demanda es el gas natural, esperándose en el año 2020 un consumo doble del actual, creciendo también significativamente la utilización de energías renovables (porcentualmente son las que experimentan mayor crecimiento). En otra de las simulaciones, suponiendo que la conservación del medioambiente es la mayor preocupación social, la producción de energía a partir de fuentes renovables se sitúa en el año 2020, por encima del triple del valor actual. Por tanto, se esperan incrementos en la producción de energía a partir de biomasa hasta llegar a valores superiores al doble del nivel actual, que serán especialmente significativos en Alemania, Italia, Polonia y España.

1.1.1 SITUACIÓN EN LA U.E.

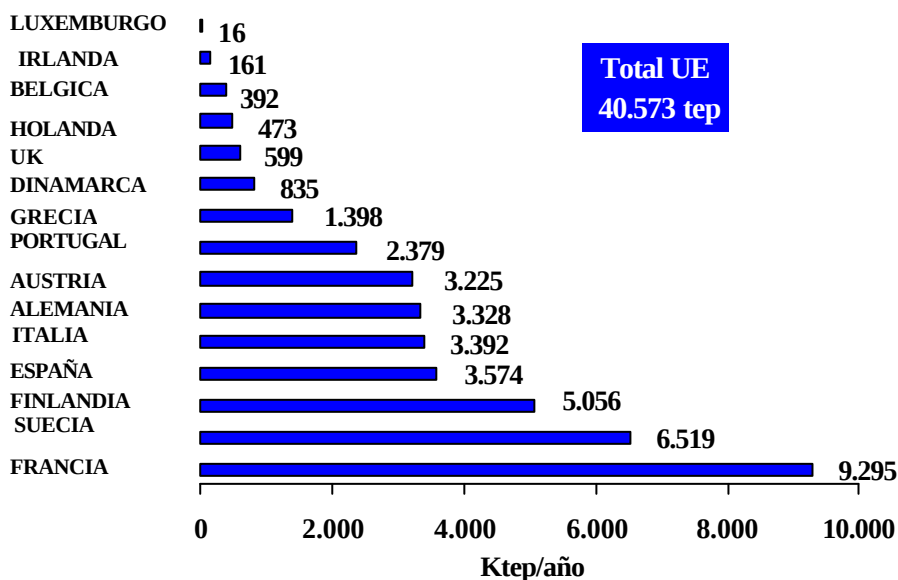
Los últimos datos de que se disponen [17], son los datos provisionales del año 1995. Según éstos, la producción total de las energías renovables en la UE, considerando los quince estados miembros en esa fecha, fue en 1995 de 72,9 millones de tep, lo cual representa el 5,3% del consumo interior bruto y el 9,9% de la producción interna propia, en términos de energía primaria.

La biomasa es la fuente energética renovable más importante en términos cuantitativos, con un aporte de 40,5 millones de tep, lo que representa aproximadamente un 55% del total. La biomasa contribuye con más de un 3% al aprovisionamiento energético del conjunto de la UE. La utilización de la biomasa es especialmente intensa dentro del ámbito doméstico, que supone un 55% del consumo total de biomasa.

En la figura 1.2 aparece la producción de energía primaria con biomasa en los países de la UE en el año 1995.

España, con 3,6 millones de tep, ocupa el 4º puesto por orden de

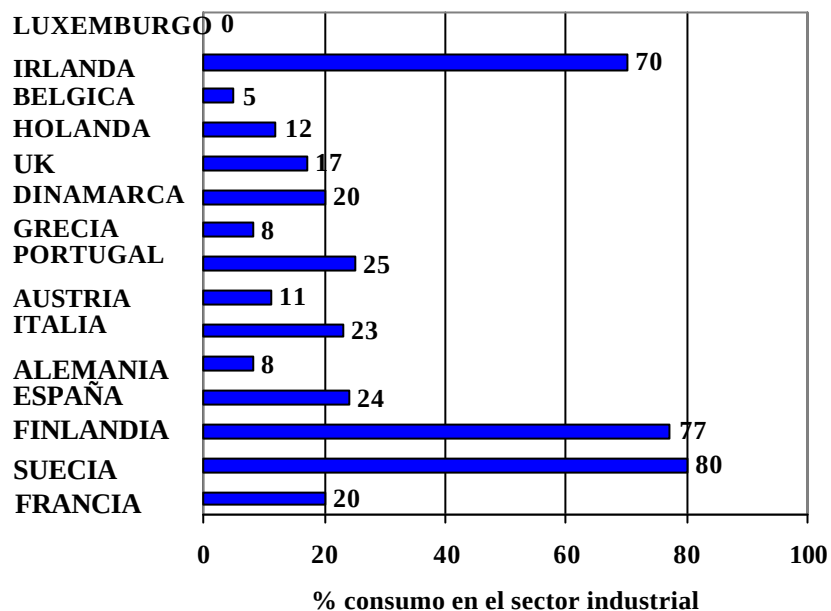
Figura 1.2. Consumo de biomasa en los países de la UE



importancia cuantitativa, con una situación similar a la de Francia, en la que el consumo del sector doméstico es más del doble del que se registra en el sector industrial.

En la figura 1.3 se recoge la distribución del consumo de biomasa como energía final, entre el sector industrial y doméstico, en los distintos países de la UE.

Figura 1.3. Consumo de biomasa en el sector industrial



El consumo de biomasa dentro de los diferentes países de la UE se ve afectado por diversos factores:

- Condicionantes geográficos.
- Precios y características del mercado de la energía.
- Posibilidad de acceso al recurso y su relación con otras posibles aplicaciones.

Las aplicaciones de la biomasa que cuentan con mayores posibilidades de implantación y desarrollo son las relacionadas con la calefacción centralizada, producción eléctrica y los biocombustibles.

1.1.2 SITUACIÓN EN ESPAÑA

En el año 1996, la aportación de las Energías Renovables al Balance Energético Nacional fue del 7,2%, según se desprende del cuadro 1.1.

Cuadro 1.1. Consumo de Energía Primaria en España en el año 1996

Fuente	Ktep (1)	%
Petróleo	56.180	55,1%
Carbón	15.394	15,1%
Nuclear	14.680	14,4%
Gas	8.401	8,2%
Energías Renovables	7.370	7,2%
TOTAL	102.025	100%
Metodología: Agencia Internacional de la Energía.		
(1) Ktep = 10E+3 tep		
1 tep = 10E+7 Kcal		
Fuente: Secretaría de Estado de Energía y Recursos Minerales		

La biomasa (48,8%) y la energía hidráulica (47,6%) son las tecnologías cuantitativamente más importantes cuando se observa la estructura de las energías renovables. La biomasa engloba un gran número de recursos y aplicaciones, con tecnologías en muy diversos grados de madurez, desde los tradicionales de uso domésticos a las tecnologías más avanzadas de gasificación y producción de biocombustibles para el transporte o cogeneración.

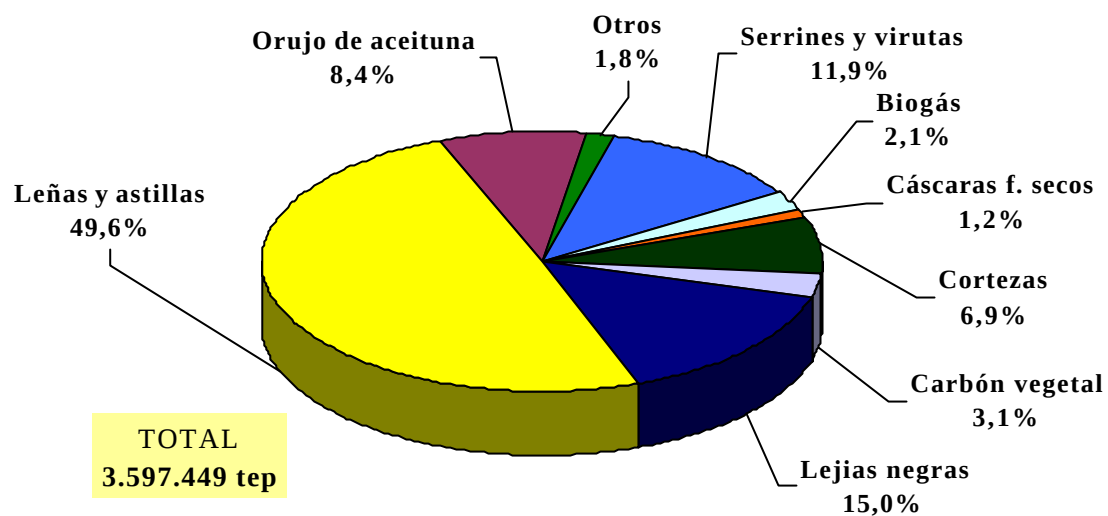
La biomasa ha sido siempre la energía renovable cuantitativamente más importante, debido a la disponibilidad de recursos fácilmente aprovechables y a sus múltiples aplicaciones. Este papel histórico, de cara al futuro, va a seguir manteniéndose, ya que no es posible un incremento de la participación de las energías renovables en la estructura energética del futuro sin contar con una fuerte aportación de la biomasa.

Para el estudio del potencial de la biomasa en España como fuente energética, diferenciaremos los recursos en tres categorías. Por un lado, los recursos potenciales, evaluados en más de 37.2 millones de tep/año, y que incluirán:

- Biomosas residuales procedentes del sector agrícola y forestal.
- Biomosas generadas en las industrias forestales o agrícolas.
- Residuos biodegradables donde se incluyen residuos agroganaderos y los lodos de las aguas residuales urbanas.
- Cultivos energéticos que se han estimado, por una parte, para la producción de cardos (*Cynara cardunculus*) o chopos en terrenos de barbecho, según se trate de tierras de secano o regadío.

En cuanto a los combustibles utilizados, prácticamente la mitad (49,6%) del consumo registrado corresponde a leñas, utilizadas principalmente en el ámbito doméstico. Dentro del sector industrial, son las lejías negras (empleadas en el sector de la pasta de papel) el combustible cuantitativamente más importante. Son también destacables los consumos que se registran de serrines, viruta de orujo u orujillo de aceituna.

Figura 1.6. Consumo de biomasa por tipos de combustibles



1.1.3 CONSUMOS POR COMUNIDADES AUTÓNOMAS

Según los datos disponibles [17] llegamos a las siguientes conclusiones:

- La comunidad que encabeza la clasificación es Andalucía, que presenta un consumo de 765.428 tep. Esto se debe a que se conjugan tres factores, que son la existencia de un gran establecimiento dedicado a la fabricación de pasta de papel con unos consumos muy importantes, la importancia de la comunidad autónoma como productora de aceite de oliva (y, por lo tanto, de orujillo de aceituna, empleado masivamente como combustible), siendo además Andalucía la comunidad más poblada (existiendo una gran incidencia en el consumo de biomasa por el sector doméstico).
- El segundo lugar consumo más importante, en lo que a consumo se refiere, (645.838 tep) corresponde a Galicia, que también incluye los correspondientes a otra gran planta de producción de pasta papelera. Los condicionantes climáticos de Galicia, la distribución de la población (muy disperso y con fácil acceso a la biomasa) y la gran tradición e importancia de las explotaciones madereras en la región también tienen especial importancia en el consumo de biomasa de Galicia.
- En el extremo opuesto, se sitúan las Islas Canarias, donde las particularidades climáticas y la ausencia de industrias relacionadas con los sectores más consumidores de biomasa, hacen que el consumo se reduzca en la practica a diversas aplicaciones del sector servicios.

1.1.4 SITUACIÓN EN LA COMUNIDAD AUTÓNOMA ANDALUZA

A continuación se realizará una descripción de cada uno de los recursos biomásicos existentes en Andalucía.

A. Recursos agrícolas

- **Residuos Agrarios**

Están constituidos fundamentalmente por los restos de las cosechas, sin valor comercial. Éstos suelen proceder de cereales, de cultivos industriales y de las podas de frutales y viñedos. Además de carecer en general de valor comercial, presentan la problemática asociada a su acumulación, transporte y eliminación. En algunas zonas, los residuos son incorporados al suelo como aporte orgánico, y en muchos casos se procede a su quema in situ, con el consiguiente riesgo de incendios. La no eliminación de los mismos, provocaría la propagación de plagas en los cultivos.

Los residuos procedentes del olivar suponen la mayor contribución dentro de los residuos arbóreos, representando el 93% del total.

- **Residuos Agroindustriales**

Los residuos agroindustriales son aquellos subproductos que se obtienen en los procesos de manufactura de la industria agroalimentaria. Entre ellos, podemos considerar los siguientes:

- El bagazo de caña es el resto sólido que se obtiene en las fábricas de caña de azúcar.
- Cuando por razones de mercado, el proceso de fabricación del aceite de girasol genera harina no integral, se obtiene además cascarilla de girasol en cantidad variable en función del grado de

descascarillado al que se someta la semilla. En los últimos años, el potencial energético de la cascarilla de girasol fue de 13 ktep/año.

- El proceso de manufactura del arroz requiere del descascarillado previo del mismo. La cáscara de arroz así generada supone un recurso energético que presenta una humedad media del 17% y una baja densidad.
- La cáscara de almendra es otro de los recursos sólidos generados en Andalucía con posibilidades de valoración energética. En esta región se generan anualmente en torno a las 35.000 t de cáscara, de las que en la actualidad se deriva la mayor parte de la producción de furfural. El potencial energético de este subproducto se evalúa en torno a los 14 ktep/año.
- En el proceso de obtención de la fibra y la semilla de algodón, se produce además una cierta cantidad de desperdicios, cuyo porcentaje en peso está en torno al 4,5% de la materia prima entrante en la desmotadora.
- En el proceso de manufactura del corcho, se produce cierta cantidad de residuos tales como recortes o polvo de corcho. Anualmente, la producción de residuos de corcho se estima en torno a los 5 ktep/año.
- En la fase de lejiación que tiene lugar en el proceso de fabricación de la pasta papelera, se obtiene un residuo, denominado lejía negra, que por su contenido en materia orgánica es susceptible de valorización energética.

El potencial energético de este subproducto, autoconsumido en su totalidad en la industria papelera, está en torno a los 110 ktep/año.

- Hasta hace unos años, el único subproducto energético obtenido en las industrias destinadas a la manufactura del aceite procedente de las aceitunas era el orujillo, resto sólido obtenido al extraer con disolvente el aceite contenido en el orujo de la aceituna.

Este subproducto presenta una humedad media del 12%, un tamaño medio de grano de 2 mm y una interesante densidad aparente, 650 kg/m³. Por estas razones, era un combustible muy apreciado en

cualquiera de sus formas de presentación: orujillo como tal (mezcla de pulpa y hueso) o hueso.

B. Residuos Forestales

Los residuos forestales, constituidos fundamentalmente por restos de ramas, cortezas, serrín, virutas, hojas, estériles y raíces, proceden principalmente de la corta y obtención de madera, así como de los diferentes tratamientos selvícolas realizados en determinadas zonas forestales.

- **Mejora de las masas forestales**

Estos residuos proceden de tratamientos selvícolas, cortas de mejora y otros trabajos forestales.

- **Cortas de madera**

Las cortas de madera producen como principales residuos el reberón y las ramas, los cuales suponen el 33% de los aprovechamientos maderables anuales. Estimando unas pérdidas en la explotación de estos recursos en torno al 36%, el rendimiento final de generación está en torno al 21%. La producción de biomasa por este concepto asciende a 157,8 kt/ha.

- **Producción de Leñas**

Los estéreos, o troncos pequeños no utilizables para ninguna finalidad comercial, constituyen la tercera fuente de producción de biomasa forestal susceptible de ser aprovechada con fines energéticos. La biomasa potencial procedente de la producción de leñas asciende a 412,5 kt/ha.

Analizados las vías por las que se puede obtener biomasa forestal, se procede a continuación a la evaluación del potencial energético de la misma. Para ello, y de acuerdo con los diversos análisis efectuados en este tipo de productos, se considerará un valor energético de 2.400

kcal/kg (base PCI). A los efectos, debe considerarse una humedad media para estos residuos del 40%. La biomasa potencial o máxima que se puede generar en Andalucía asciende a 708 ktep/año.

C. Residuos Ganaderos

Llamamos residuos ganaderos, a los que se producen como consecuencia de la actividad fisiológica propia de determinados animales utilizados por el hombre con fines alimenticios.

A todos los efectos, los residuos ganaderos potencialmente utilizables con fines energéticos, son los generados por el ganado porcino y el vacuno. Esto es así, ya que estos animales son los que suelen encontrarse con mayor frecuencia en explotaciones intensivas, pudiendo obtenerse los residuos de forma localizada y concentrada.

El biogás producido en la digestión anaerobia de estos residuos es un combustible gaseoso que presenta una proporción importante de metano, por lo que puede ser utilizado con fines energéticos.

En la Comunidad andaluza la producción potencial de biogás da un potencial energético global de 11 ktep/año, repartidos prácticamente a la mitad entre el ganado vacuno y el porcino.

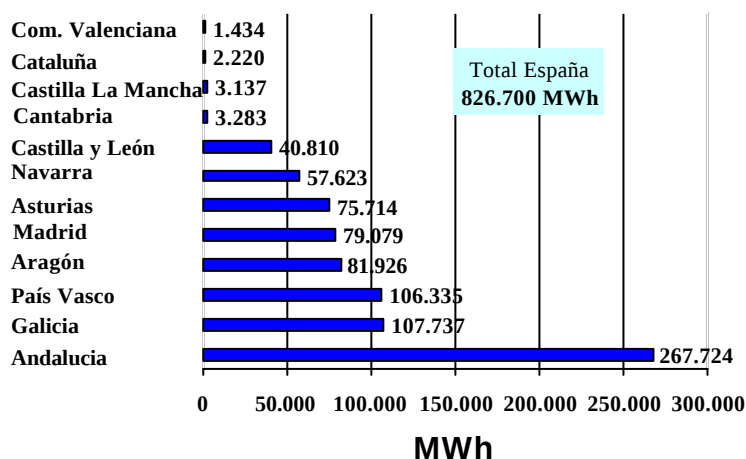
1.2 PRODUCCIÓN ELÉCTRICA CON BIOMASA

La biomasa se encuentra generalmente dispersa, lo que unido a su baja densidad aparente y menor poder calorífico que los combustibles fósiles, hacen que no sea rentable su transporte a distancias grandes desde la zona de producción. Por ello, su transformación en energía eléctrica, cabe prever, se lleve a cabo en instalaciones de pequeño y mediano tamaño de forma que el coste de transporte del combustible no haga inviable económicamente la explotación. No obstante, si se desarrollasen los cultivos energéticos, podrían llegar a ser rentables plantas mucho mayores (hasta 300 MWe en plantas de gasificación). Por otro lado, la biomasa puede ser utilizada junto con combustibles fósiles tradicionales en calderas de gran potencia cubriendo un pequeño porcentaje (< 10%) de la energía térmica total.

La producción eléctrica bruta a partir de biomasa, según datos de finales de año 1996 [17], ascendió a 826.700 MWh, que se produjeron en distintos tipos de instalaciones, entre las que pueden destacarse las plantas de cogeneración asociadas a establecimientos industriales (en los sectores de la pasta papelera, y en menor medida en la producción de aceites, la transformación de la madera y la obtención del alcohol) y los equipos de aprovechamiento energéticos del biogás mediante motores alternativos.

En la figura 1.7 puede verse la distribución de la producción eléctrica

Figura 1.7. Producción eléctrica con biomasa



según las comunidades autónomas en las que se encuentran los establecimientos productores.

Actualmente se plantea un mayor desarrollo de la producción eléctrica a partir de la biomasa como combustible, dado que hasta el momento sólo se ha utilizado en la producción eléctrica a pequeña escala y para consumo propio de pequeñas explotaciones industriales y ganaderas. El objetivo sería el aprovechamiento en la producción eléctrica a media-gran escala lo que supondría un mejor aprovechamiento de los recursos naturales y ahorro energético de fuentes agotables.

En el caso de que la biomasa se utilizase para generar energía eléctrica, se espera que las centrales que se construyan sean de pequeño o mediano tamaño (20 – 100 MW) y, por ejemplo, suponiendo una productividad de los cultivos energéticos de 10 t/ha de biomasa seca (productividad mínima esperada) un 45% de eficiencia en la energía, y una planta de 20 Mwe, sólo sería necesario dedicar a cultivos energéticos el 10% de los terrenos en 14 km a la redonda para generar suficiente biomasa para alimentar dicha planta.

1.3 CARACTERIZACIÓN DE LA BIOMASA COMO FUENTE DE ENERGÍA

La biomasa presenta una serie de características que hace posible, desde un punto de vista económico, su aprovechamiento térmico. Entre estas características se pueden citar:

- Son recursos renovables.
- Bajos costos de producción.
- Su procesamiento presenta pocos problemas de contaminación ambiental.
- Puede resolverse parte de la problemática energética.

Aún en su variedad, todos los componentes de la denominada biomasa están constituidos principalmente de celulosa, agua y mineral.

En comparación con otros combustibles sólidos, como el carbón, por ejemplo, la biomasa tiene un alto contenido en volátiles, que permite su ignición con facilidad. Además, el Carbono fijado mediante fotosíntesis forma estructuras porosas que facilitarán una posterior oxidación. De todo ello, se deduce que la biomasa tiene un excelente potencial para una combustión eficiente.

Su poder calorífico superior está comprendido entre 3.500 y 5.200 kcal/kg.

La biomasa es un combustible limpio con bajo contenido en azufre, cuyas emisiones de SO₂ (51-214 mg SO₂ /MJ) se sitúan por debajo de los límites actuales fijados por la legislación, por lo que su contribución a la lluvia ácida es menor que la de los combustibles fósiles.

Sin embargo, la principal ventaja medioambiental de la biomasa como recurso energético es que consume CO₂ durante su período de crecimiento, que se libera posteriormente cuando

se transforma en energía, por lo que su aporte neto a las emisiones globales de CO₂ durante su ciclo de utilización es nulo, no contribuyendo al aumento del contenido de éste en la atmósfera.

El desarrollo de tecnologías que permitan un aprovechamiento eficiente de la biomasa como fuente energética encuentra dificultades que fundamentalmente se deben a las siguientes características específicas de la biomasa:

- Bajo poder calorífico.
- Baja densidad.
- Gran variedad de calidad.
- Alto y variado contenido en humedad.
- Producción generalmente dispersa.

La principal dificultad que encuentra la biomasa, para que su uso como recurso energético se extienda, es que tiene que competir con los combustibles fósiles, cuyo aprovechamiento cuenta con tecnologías maduras que además se benefician plenamente de la economía de escala.

1.4 CONVERSIÓN DE LA BIOMASA EN ENERGÍA

La combustión de la biomasa y posterior aprovechamiento de la energía liberada a través de un ciclo de vapor, ha sido la vía tradicionalmente seguida para la generación de energía eléctrica a partir de biomasa, utilizándose la bioquímica para generar combustibles adecuados para motores de combustión interna.

Los procesos bioquímicos están relacionados con reacciones de degradación o digestión química de los componentes de la biomasa para dar lugar a otros compuestos, que son la base de los llamados biocombustibles y de otros productos químicos.

Los procesos termoquímicos están basados en la transformación de la biomasa, a partir de su sometimiento a altas temperaturas (300-1500°C), dando lugar a calor y combustibles derivados.

Cuando la biomasa se somete a un proceso de calentamiento, en primer lugar se produce un proceso de secado y eliminación de volátiles. Posteriormente, a medida que la temperatura aumenta, empiezan a producirse reacciones de rotura y descomposición de las moléculas del material biomásico.

Dependiendo de cuáles sean las condiciones de operación, principalmente en lo que respecta a la temperatura y la composición del medio reaccionante, se darán los cuatro tipos de procesos de conversión indicados a continuación:

Combustión

La combustión se produce en una atmósfera oxidante con aire u oxígeno. Los productos de la reacción serán dióxido de carbono, agua y cenizas si la reacción es completa, además se genera una gran cantidad de calor dada la elevada temperatura de los gases que se generan.

Gasificación

Se trata de un proceso caracterizado por una reacción heterogénea, endotérmica, que se produce a una temperatura entre 700 y 1000°C.

Básicamente, consiste en la transformación de carbono sólido en monóxido de carbono, gaseoso.

Generalmente, para obtener la energía necesaria en el proceso, se quema parte del combustible sólido.

Los gases que se generan en este proceso pueden quemarse en una caldera para generar vapor, o bien emplearse como combustible de un motor alternativo o de una turbina de gas, produciendo electricidad o trabajo mecánico.

Pirólisis

Consiste en un proceso de descomposición térmica en ausencia de oxígeno. Habrá dos modalidades de procesos: procesos lentos y a temperaturas bajas (300-500°C), cuyo producto principal es carbón vegetal, y procesos rápidos a temperaturas elevadas que generan una mezcla de productos orgánicos denominados aceites de pirólisis.

Hidrocracking

Es un proceso catalítico de rotura de hidrocarburos en presencia de hidrógeno y cuyo objetivo es la generación de combustibles líquidos y gaseosos. El proceso se ideó para la producción de gasolinas a partir de cortes pesados procedentes de la destilación del petróleo, y que en el aprovechamiento de la biomasa como combustible sólo se ha empleado para mejorar las características de los combustibles líquidos obtenidos por medio de la pirólisis.

CAPÍTULO2 GASIFICACIÓN DE LA BIOMASA

CAPÍTULO 2 : GASIFICACIÓN DE LA BIOMASA

2.1 INTRODUCCIÓN. CONCEPTO DE GASIFICACIÓN

La gasificación puede ser considerada como una tecnología conocida y desarrollada hace años. La técnica de la gasificación fue muy utilizada durante la Segunda Guerra Mundial con el fin de solventar las necesidades energéticas que conllevaba la guerra. Tras el final de ésta, se abandonó la técnica debido a los bajos precios de las gasolinas.

Actualmente, se plantea alcanzar un mejor conocimiento de los mecanismos de las reacciones de gasificación, con el fin de desarrollar y controlar de manera más eficaz el proceso. Con estos propósitos, se ha comenzado a trabajar en proyectos de investigación. Este hecho se justifica por la necesidad actual de desarrollar nuevas fuentes de energía “ecológicas”, para mejora y respeto de las condiciones medioambientales así como para lograr un aprovechamiento más racional de los recursos energéticos.

Básicamente, consiste en un conjunto de reacciones por las que un combustible sólido (biomasa) es transformado en un combustible gaseoso, formado por una mezcla de gases, principalmente : CO, CH₄, H₂, que idealmente contiene toda la energía presente en el combustible sólido. En la práctica, la gasificación es capaz de sintetizar un gas que contiene entre el 60 y el 90% de la energía contenida en la biomasa [8].

El proceso de gasificación puede ser tanto directo (el calor necesario en el proceso es aportado por la combustión de la propia biomasa), como indirecto (transfiriendo calor al reactor desde una fuente externa).

El gas puede ser quemado directamente o utilizado como combustible en motores alternativos de combustión interna, en turbinas de gas ó incluso sintetizar combustibles sustitutivos de los derivados del petróleo.

2.2 TIPOS DE GASIFICADORES

Como se ha indicado en el apartado anterior, la gasificación puede ser directa o indirecta. Dentro de la gasificación directa, diferentes tipos de gasificadores se han construido con el fin de mejorar el proceso de gasificación.

Atendiendo al tipo de lecho, los gasificadores pueden ser de lecho fijo o lecho fluido.

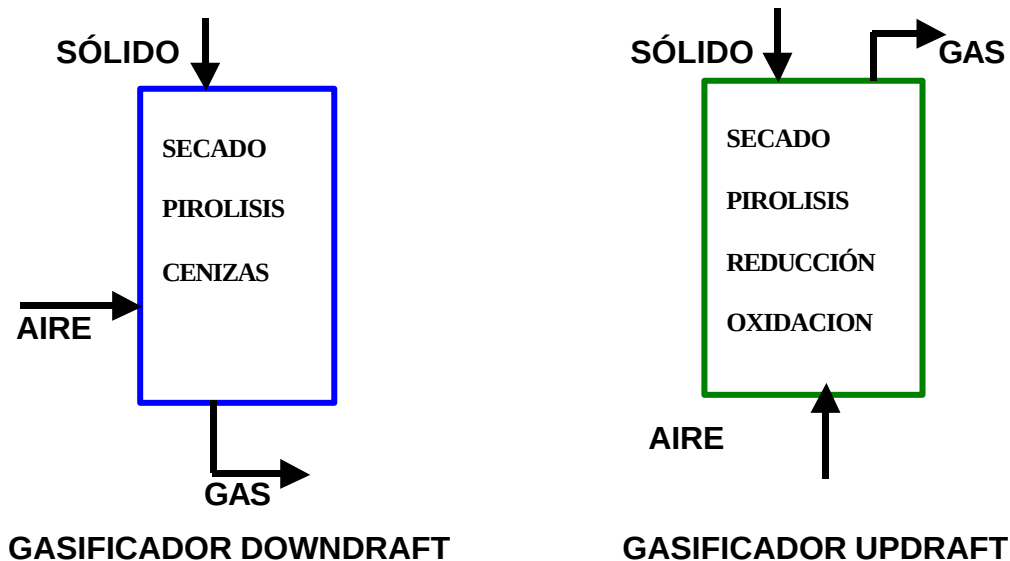
Gasificadores de Lecho fijo: el gasificador usa un lecho de sólidos, formado biomasa, generalmente peletizada, donde tienen lugar las reacciones y a través del que pasan tanto el aire como los gases resultantes.

Dentro de los gasificadores de lecho fijo, atendiendo al sentido de los flujos, se distinguen los equicorriente y los contracorriente.

Gasificadores de lecho fijo en equicorriente: (la alimentación de sólidos y el gas resultante llevan el mismo sentido de flujo), poseen una baja eficiencia pero se obtiene un gas relativamente limpio de tars y partículas. Son los más utilizados en gasificadores de automoción.

Gasificadores de lecho fijo en contracorriente: Es de mayor eficiencia que el anterior dado que el gas caliente atraviesa el lecho precalentándolo en la zona superior, favoreciendo la fase de pirólisis. El gas abandona el reactor a bajas temperaturas tras aprovecharse la energía calorífica de éste. El inconveniente de este tipo de gasificadores estriba en la mayor proporción de tars generados en el gas de salida.

Esquema de los tipos de gasificadores de lecho fijo:



Gasificadores de Lecho fluido: las reacciones de gasificación se realizan sobre un lecho de partículas sólidas que se poseen cierto movimiento por el paso de aire u oxígeno (agente gasificante) a cierta velocidad.

Los gasificadores de lecho fluido alcanzan unas condiciones de presión y temperatura, en el lecho, más homogéneas, por lo que generalmente presentan una mayor eficiencia, en contrapartida requieren una mayor inversión constructiva.

Los gasificadores de lecho fluido requieren un agente fluidizante y un sólido coadyuvante.

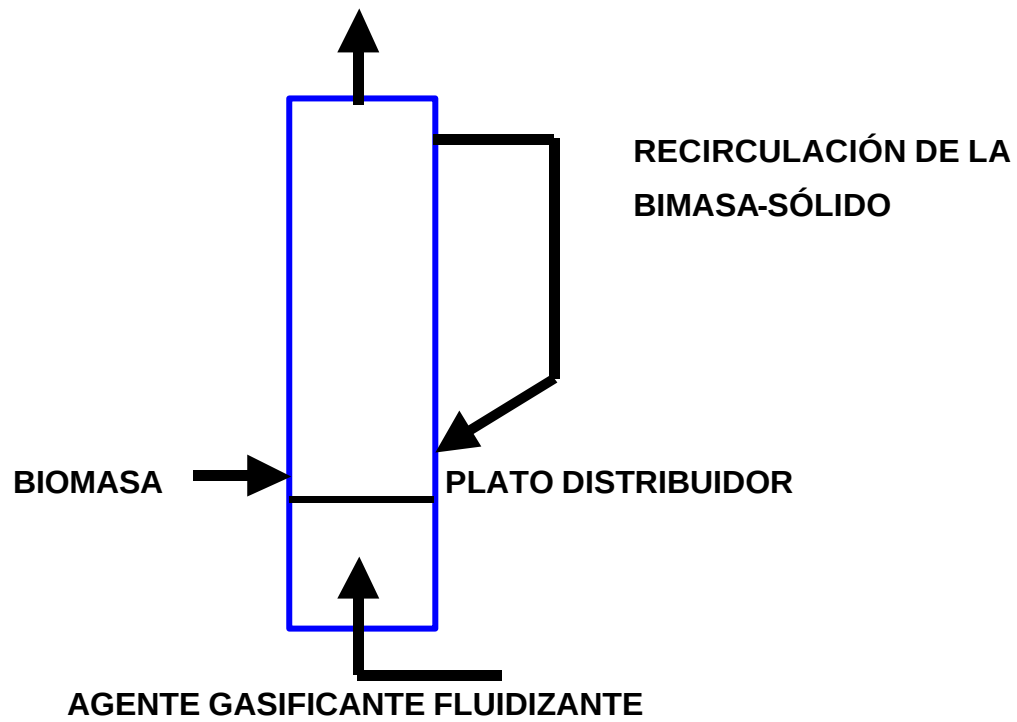
El agente fluidizante (aire) es el responsable de “fluidizar” el lecho sólido, dotando al sólido coadyuvante y la biomasa de cierto movimiento, mientras que el sólido coadyuvante (catalizador) es el responsable de conseguir un lecho con propiedades homogéneas y evita que la biomasa escape del reactor, arrastrada por el agente fluidizante.

Dentro de los gasificadores de lecho fluido se distinguen varios tipos, según la velocidad de paso del agente fluidizante: Burbujeante, circulante...

Gasificador de lecho fluido burbujeante: el agente fluidizante tendrá una velocidad de paso a través del lecho tal, que dotará al sólido coadyuvante y biomasa de un movimiento semejante al de un fluido burbujeante.

Gasificador de lecho fluido circulante: la velocidad del agente fluidizante será tal que arrastrará al sólido, para posteriormente volver a caer al lecho, a través de un conducto de retorno.

El siguiente esquema representa un gasificador de lecho fluido circulante.

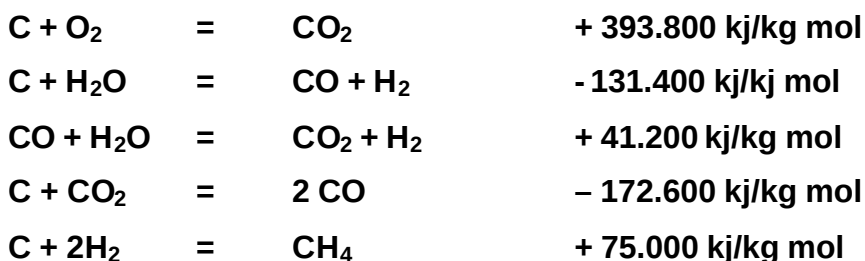


2.3 QUÍMICA DE LA GASIFICACIÓN

La esencia de la gasificación es la conversión de combustible sólido en monóxido de carbono, dióxido de carbono, metano, e hidrógeno, a través de reacciones reductoras. El conocimiento de la química y física del proceso de gasificación no es del todo conocido y la relación entre los datos obtenidos en laboratorios y modelos reales está siendo aún investigada. El proceso de gasificación directa consiste básicamente en el desarrollo de las siguientes fases:

- **Pirólisis:** la biomasa a altas temperaturas se descompone dando lugar a char, volátiles, tars y cenizas.
- **Reacciones de oxidación:** que permiten alcanzar las temperaturas de gasificación. (Alrededor de 900°C).
- **Reacciones reductoras:** donde se combina el char formado con los gases presentes, liberándose CO, CH₄ y H₂, como gases combustibles.

La adición de aire, se justifica por la necesidad de oxidar parte del combustible sólido (gasificación directa), con el fin de conseguir la temperatura necesaria para las reacciones de gasificación, que se estima en 900°C, además de generar gases como el CO₂, involucrado en el proceso de gasificación. Se considera que las reacciones implicadas en el proceso de gasificación son:



Junto a estas reacciones, tienen lugar otras, no del todo determinadas.

En el proceso de gasificación, se genera una gran cantidad de tars que plantean uno de los principales problemas de la gasificación. Los tars, hidrocarburos que vaporizan a temperaturas entre 150 y 500°C, provocan problemas de taponamiento y obstrucción de conductos y equipos.

En resumen, el proceso de gasificación se describe a partir de la combustión de parte de la biomasa que aporta el calor necesario para la pirólisis, primer escalón de la gasificación. Cuando la biomasa es calentada a partir de 450°C se forma char (Carbono libre), gases y tars vaporizados. A mayor temperatura tienen lugar las reacciones reductoras (gasificación) a partir de ellas se forma el gas de gasificación.

Actualmente se plantea cómo mejorar o modificar las condiciones de gasificación, con el fin de poder conseguir un gas más rico en uno u otro componente, según convenga, y poder obtener un gas de mayor poder calorífico.

2.4 COMPOSICIÓN DEL GAS DE GASIFICACIÓN

En la gasificación, se parte de biomasa, que puede ser de muy distinta naturaleza y origen. Sin embargo, se puede fijar una composición más o menos generalizada. Según distintas fuentes bibliográficas, la composición de la biomasa es aproximadamente la siguiente:

Los análisis realizados arrojan el siguiente resultado:

ORUJILLO	
Humedad(%)	6.42
Cenizas(%bs)	4.87
Volátiles(%bs)	72.42
Carbono fijo(%bs)	22.71

ORUJILLO PREPIROLIZADO	
Humedad	
Cenizas(%bs)	15.11
Volátiles(%bs)	4.45
Carbono fijo(%bs)	80.44

Comparación de Carbono Fijo:

100 g de orujillo → Prepirolización perfecta:(elimina sólo volátiles)

	Peso (g)	%
Cenizas	4.87	17.66
Volátiles	0.00	0.00
Carbono Fijo	22.71	82.34
Total	27.58	100

Se hace relevante el bajo contenido de azufre, así como la existencia de distintos minerales como: sodio, potasio, calcio, magnesio, hierro, aluminio y otros elementos como el cloro.

El poder calorífico de la biomasa de alimentación del gasificador oscila entre los 15,2 MJ/kg de virutas de madera y los 28,8 MJ/kg de la cáscara de café, pasando por los 21,4 MJ/kg de huesos de aceituna. Estos valores corresponden al poder calorífico superior en base seca.

La humedad contenida en la biomasa oscila desde el 10 hasta el 20% de humedad para algunas materias orgánicas.

A partir de esta composición, se obtiene, mediante gasificación, en un reactor de lecho fluido, un gas combustible cuya composición varía, según bibliografía [9], entre los siguientes valores:

H₂ entre el 15-22% vol.

CO entre el 10-24% vol.

CO₂ entre 10-22% vol.

CH₄ entre el 2-6% vol.

C₂H₄ entre el 1,2-2,3% vol.

Tar entre 10000-36000 mg/Nm³

Estos valores son susceptibles de variaciones según el tipo de biomasa a gasificar y características del proceso.

Además de estos compuestos, en el gas de gasificación aparecen otros componentes en mayor o menor medida, como son: inquemados, álcalis y tars.

Según datos bibliográficos [9], los valores estimados de proporción de álcalis en el gas de gasificación, oscilan entre las 0,02-0,22ppm para el sodio y las 0,04-1,2 ppm del potasio. Estos dos elementos serían los de mayor presencia en el gas.

2.5 PARTÍCULAS SÓLIDAS Y CENIZAS

Son partículas arrastradas durante el proceso de gasificación, procedentes el propio lecho del gasificador o formadas durante la combustión de la biomasa (cenizas).

La presencia de estas partículas, representa un grave problema en la posterior utilización del gas de gasificación como combustible en turbinas de gas o en motores de explosión, puesto que provocan el deterioro de éstos.

Se hace necesaria, por tanto, la eliminación de las partículas sólidas presentes en el gas de gasificación.

2.6 TARS

Se compone principalmente de hidrocarburos de cadenas largas. Se encuentran en estado gaseoso a las temperaturas de gasificación y condensan a temperaturas inferiores de 500°C. Los tars son responsables de provocar problemas de obturación y colmatación en conductos, equipos y filtros en la instalación de gasificación. Se hace necesaria la eliminación de tars, sin embargo, representan un alto contenido energético para el gas.

2.7 OTROS CONTAMINANTES: ÁLCALIS

Un factor negativo del gas de gasificación, es el alto contenido de metales alcalinos, lo que provoca problemas de corrosión y deterioro, al depositarse sobre conductos y filtros de la instalación. Los metales alcalinos son los responsables, entre otros, del deterioro por corrosión de álabes de turbinas, sistema de admisión, pistón y escape de los motores de explosión.

Una parte de los metales alcalinos presente en la biomasa pasan a fase gaseosa durante el proceso de gasificación, mientras que la mayoría son retenidos en el polvo o en las cenizas.

Los álcalis presentes en la fase gaseosa son los más preocupantes pues son los responsables del deterioro de los motores, al condensar y depositarse, sobre éstos, tras descenso de la temperatura. Desde el punto de vista del proceso de gasificación directa, en un reactor de lecho fluido, los álcalis presentes en la biomasa, como el potasio, son los responsables de la disminución del punto de fusión de las cenizas, produciendo sinterizados, no deseados, durante el proceso.

CAPÍTULO3
LIMPIEZA DE GASES

CAPÍTULO 3: LIMPIEZA DE GASES

3.1 INTRODUCCIÓN

El gas, producto de la gasificación de biomasa arrastra una proporción variable de tars, álcalis y partículas sólidas. Todos ellos son responsables de la obturación de conductos, colmatación de filtros y deterioros de álabes de turbinas y componentes en motores de explosión. Se hace necesaria la eliminación, hasta niveles adecuados, antes de la utilización del gas como combustible en motores y turbinas. Para llevar acabo la limpieza del gas de gasificación, se ha de estudiar el proceso que mejor convenga, según las condiciones de operación y el tipo de partículas y sustancias a tratar.

El objetivo de este proyecto se centra en el proceso de limpieza de un gas combustible procedente de la gasificación del orujillo en un reactor de lecho fluido, para poder ser utilizado como combustible en motores de explosión y turbinas de gas. Dado que el objetivo final es la utilización del gas como combustible, se ha de conseguir una limpieza hasta los límites mínimos establecidos para el correcto funcionamiento de turbinas y motores de combustión:

	Turbinas Motores		
Partículas sólidas	20	50	mg/m³
Alquitranes	10	50	mg/m³

Se prevé la existencia de tars, álcalis y partículas sólidas en el gas procedente del gasificador.

Atendiendo a la temperatura de proceso, la limpieza de gases se puede realizar en caliente o en frío.

- **Limpieza en caliente:** más adecuada cuando se opera con gas a presión para posteriormente quemarlo; supondría una pérdida de energía su enfriamiento para la limpieza. Estos procesos se encuentran en fase experimental y requieren inversiones más elevadas en equipos y materiales.
- **Limpieza en frío:** es la más adecuada para gases que operan a presión atmosférica y que posteriormente se comprimirán para su almacenamiento. Las técnicas de limpieza en frío están más desarrolladas y suponen menor complejidad técnica que las anteriores.

3.2 EQUIPOS Y PROCESOS

3.2.1 ELIMINACIÓN DE PARTÍCULAS SÓLIDAS

La utilización de los ciclones permite la retención de partículas para un amplio margen de tamaño (superior a los 3 μm) con un alto rendimiento pero la eficacia de captación no es suficiente para los requerimientos de las modernas turbinas de gas. Los precipitadores electrostáticos y los filtros de mangas sufren un descenso de rendimiento a medida que aumenta la temperatura. Los filtros de lecho granular y los filtros metálicos ofrecen mejores expectativas, mientras que las más avanzadas tecnologías de limpieza de gas en caliente se basan en el uso de filtros cerámicos.

Las experiencias de campo sobre un rango de temperaturas de 260 a 290°C y presiones entre 1 y 3 Mpa, han demostrado que los filtros cerámicos son capaces de conseguir un rendimiento de captación elevado con una relativa baja caída de presión y temperatura a través del sistema. Sin embargo, el éxito en operaciones a largo plazo ha sido limitado a temperaturas entre 250 °C y 400 °C.

A continuación se expondrán los equipos utilizados en la eliminación de partículas sólidas:

3.2.1.1 CICLONES

[6] Los ciclones pueden operar a presiones de entre 0,1 y 10 MPa, y a temperaturas superiores a los 1.000 °C. Los actuales diseños de ciclones son capaces de separar partículas por debajo de 5µm de tamaño, a altas velocidades de entrada, con una pequeña caída de presión y con un coste de mantenimiento bajo. La eficiencia de separación de los ciclones aumenta con el tamaño de las partículas, la densidad y la velocidad del gas, pero se ve disminuida con un incremento de la viscosidad del gas y del diámetro del ciclón. Además, no es posible mejorar esta eficiencia bajo condiciones de alta temperatura o presión.

Para eliminar las partículas de hasta un tamaño de pocas micras se suele utilizar una batería de ciclones en serie o en paralelo (multiciclones), más que uno solo de alta eficiencia. Dos o tres pequeños ciclones operando en serie, incrementan la eficiencia acumulada pero presentan el efecto secundario de aumentar la caída de presión a través del sistema.

3.2.1.2 FILTROS CERÁMICOS

Representa la más avanzada tecnología para la filtración de partículas en gases a altas temperaturas. La experiencia hasta la fecha ha demostrado que esta tecnología es capaz de conseguir una alta eficiencia de captación con una relativa baja caída de presión y temperatura, a través del sistema. La operatividad a largo plazo está limitada a temperaturas entre 250 y 450 °C.

- **Tipos de filtros cerámicos y características.**

[6] Es primordial la selección de un material cerámico que ofrezca un servicio aceptable bajo las condiciones de operación en los procesos de gasificación. La Tabla III muestra una selección de los materiales cerámicos actualmente usados en la fabricación de filtros para gases a altas temperaturas.

Material	Formula química
Carburo de silicio	SiC
Nitruro de silicio	Si ₃ N ₄
Alúmina	AlO ₂
Alúmina mullite	3AlO ₃ -2SiO ₂
P-cordierite	Al ₃ (Mg,Fe) ₂ [Si,AlO]

Tabla III. Materiales cerámicos para filtros.

El material cerámico puede dividirse en dos grupos, dependiendo de si está compuesto por elementos fibrosos o granulares.

El material con el que se fabrican los filtros ha de reunir una serie de cualidades:

- Óptima capacidad de flujo.
- Baja expansión térmica y alta conductividad térmica.
- Alta resistencia mecánica (al menos 1.400 kPa) y elevada resistencia al ataque químico.

Disposición general de filtros: tubos y candelas.

La disposición mas común es la de candela; consiste en un tubo cilíndrico poroso, cerrado en un extremo y flanqueado en el otro por un montaje en cuello. El gas cargado de polvo fluye desde el exterior al interior de la candela, depositando la torta de polvo filtrada en la superficie. Para desprender la torta filtrada, un pulso de gas inerte y limpio (generalmente nitrógeno o gas de proceso) es inyectado periódicamente en la cámara interior de la candela.

La disposición tubular consiste en un cilindro cerámico abierto en los dos extremos. El gas cargado de polvo entra por el extremo superior y es conducido verticalmente hacia abajo, para permitir descargar el polvo en la tolva inferior. El gas pasa a través de la matriz cerámica y deposita la torta filtrada en la superficie interior del tubo. A diferencia del diseño de la candela, la torta formada es eliminada periódicamente por un pulso contrario a la cámara envolvente mas que por el elemento en sí.

Los diseños tubulares generalmente tienen un gran diámetro y son montados en laminas de tubos.

La disposición en canales se basa en la utilización de bloques cerámicos monolíticos atravesados por canales, en los cuales se produce la limpieza del gas. La filtración tiene lugar a través de delgadas y porosas laminas o membranas cerámicas interiores que pueden ser limpiadas aplicando un pulso inverso de gas inerte hacia la parte limpia.

A velocidades elevadas de filtración, la penetración de las partículas en el medio, durante el periodo inicial acondicionador, puede incrementar la caída de la presión residual mediante la ocupación irreversible de algunos

de los huecos del medio. Un incremento del flujo por unidad de superficie también incrementa la caída de presión, bien mediante incremento del grosor de la torta (más elevada carga de polvo); bien mediante compresión para producir una torta menos porosa. La velocidad optima de filtración es a menudo determinada por las propiedades del polvo, aunque la relación entre las propiedades del polvo y el comportamiento del filtro no esta bien definida. La elevada caída de presión puede también ser resultado de la adhesión de la torta al medio y/o de la cohesión interna de la torta.

3.2.1.3 FILTROS DE MANGAS

Se construyen con fibras flexibles entrelazadas, lo que los hace diferentes de los filtros rígidos. Son menos susceptibles al impacto térmico, pero más propensos a las pérdidas de tensión, por el manejo a alta temperatura, o la corrosión. Los principales objetivos a desarrollar, se centran en la identificación de fibras apropiadas que puedan soportar largos períodos de operación.

Se ha evaluado que estos filtros son capaces de soportar una operación en continuo a una temperatura de 1.150°C y de 1.370°C en cortos periodos de operación.

Como con los filtros cerámicos, el rendimiento de filtración depende del pulso de limpieza, la velocidad de filtración, la carga y las propiedades del polvo.

3.2.1.4 FILTROS METÁLICOS

[6] Los filtros metálicos, basados en acero inoxidable fueron ampliamente rechazados en las aplicaciones en sistemas de severo ataque corrosivo en atmósferas oxidantes (corrosión en caliente). Sin embargo, es posible su uso a temperaturas intermedias (350 - 600°C) en condiciones reductoras.

Las principales ventajas de los filtros metálicos son su alta resistencia a los choques térmicos y mecánico, y su sencillez de fabricación.

3.2.1.5 FILTROS DE LECHOS GRANULARES

[6] En un filtro de lecho granular, las partículas son eliminadas de la corriente de gas cuando éste pasa a través de una disposición móvil o estacionaria de sólidos granulares de gran tamaño. Dichos sólidos son normalmente partículas esféricas (1 - 3 mm de tamaño) hechas de un material cerámico, químicamente inerte. Los filtros de lecho granular usan mecanismos de impacto inercial y aglomeración para captar las cenizas volantes, entre y a lo largo de los grandes gránulos contenidos en el lecho. Otros mecanismos, comprenden formas de difusión, intercepción y captación mediante campos gravitacionales, electrostáticos magnéticos o acústicos.

Los filtros de lecho granular pueden ser configurados de muy distintas formas pero, en principio, puede alcanzarse un elevado rendimiento en la eliminación de partículas de polvo con todos los diseños posibles. En la práctica, el desarrollo comercial se ve frenado por la dificultad de asegurar la formación de la torta y la retención de las partículas de polvo en la superficie del medio colector.

3.2.2 ELIMINACIÓN DE TARS

La eliminación de tars representa uno de los problemas más importantes y complejos en la limpieza del gas de gasificación, dada la elevada proporción en la que se encuentran y los inconvenientes de su presencia en el caso de la utilización del gas como combustible en turbinas y motores alternativos de combustión interna.

Para la eliminación de tars, se proponen distintas técnicas que se pasan a exponer:

- **Eliminación de tars durante el proceso de gasificación, mediante la operación a altas temperaturas.**

La eliminación de tars puede conseguirse durante el propio proceso de la gasificación de biomasa, operando a altas temperaturas, (1000°C). Bajo estas condiciones tienen lugar las reacciones de rotura, “cracking”, de las cadenas largas de hidrocarburos (aceites y alquitranes), transformándose en hidrocarburos más ligeros y en gases de gasificación: CO, CO₂, H₂ y CH₄. La efectividad de este sistema de eliminación de alquitranes aparece publicado en bibliografía [14].

Este sistema presenta, no obstante, varios inconvenientes:

- Con este método no se alcanzan los niveles de eliminación de tars deseados en el gas de salida.
- Obliga a una mayor inversión en las instalaciones, al tener que utilizar materiales resistentes a las temperaturas de proceso (1000°C).
- Este sistema requiere un mayor consumo energético para alcanzar las temperaturas de proceso, lo que se traduce en una disminución de la eficiencia del proceso de gasificación.

- **Eliminación de tars mediante un gasificador de doble corriente.**

Existe actualmente otro sistema de eliminación de tars, de carácter experimental: [2] en los últimos años, se están realizando estudios sobre un nuevo proceso de gasificación cuyo objetivo es la disminución de la cantidad de tars en el gas de salida. El sistema se basa en un “gasificador de doble corriente”.

Esquemáticamente, consiste en un proceso de gasificación, en el que se separan, a través de una línea secundaria, los volátiles generados en la fase de pirólisis del combustible sólido. Estos volátiles son quemados, y el calor producido es aprovechado para generar más char en el lecho del gasificador. La filosofía del proceso es una gasificación en dos etapas, donde la primera corresponde a una combustión parcial del combustible sólido y emisión de volátiles; la segunda etapa corresponde a una combustión de los volátiles y generación de char. Gracias al método se ha conseguido un gas bastante limpio y libre de tars (50 mg/Nm³).

La ventaja que presenta este método radica en la eliminación de sistemas húmedos de lavados del gas que requerirían un posterior tratamiento de las aguas residuales cargadas de cenizas, aceites y alquitranes.

Como conclusión a los estudios realizados sobre este sistema de eliminación de tars, se tiene que la proporción de tars en el gas final disminuye con el aumento del caudal del aire de alimentación, tanto primario como secundario, correspondientes a las dos etapas de gasificación.

- **Eliminación de tars mediante uso de catalizadores en el proceso de gasificación.**

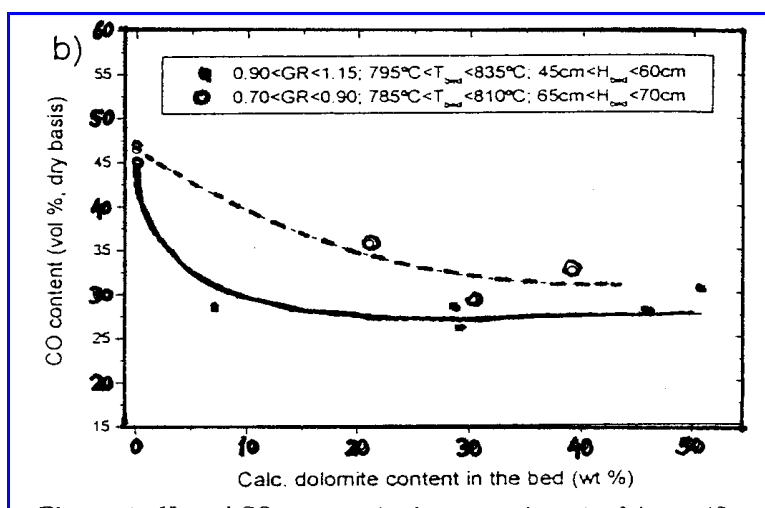
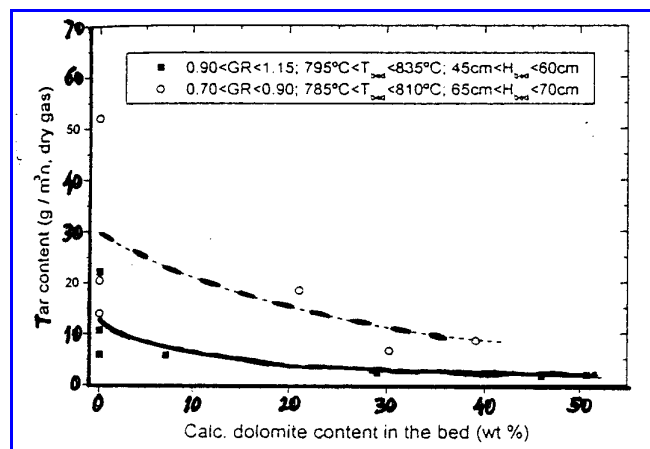
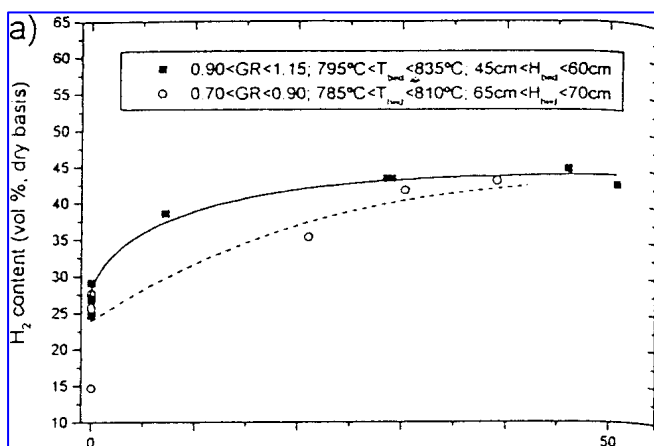
La eliminación de tars puede conseguirse, durante el proceso de gasificación, utilizando sustancias o materiales que favorecen las reacciones de craqueo o rotura de los tars (catalizadores), disminuyendo la proporción de éstos en el gas de salida.

Dado que el objetivo de la gasificación es, en general, la obtención de un combustible gaseoso compuesto de hidrógeno, monóxido de carbono y metano, a partir de la descomposición de la biomasa, se puede concluir a partir de experiencias publicadas [1] que, la presencia de las dolomitas en un reactor de gasificación aumenta el flujo de los gases combustibles, disminuyendo la proporción de tars, de manera notable, en el gas de salida. De esta forma, según bibliografía [1], se consigue un aumento del H_2 , una disminución del CO_2 y CO , manteniéndose casi invariable el contenido de CH_4 , mediante la utilización de catalizadores, como las dolomitas, en un reactor de gasificación. Sin embargo, más importante, si cabe, es el dato de la disminución de los aceites y alquitranes en el gas de salida. Como resultado de la utilización de las dolomitas como material catalítico, se alcanza una mayor producción de gas combustible y de menor contenido en tars.

[1] El uso de dolomitas en el lecho de los reactores no es un proceso nuevo. [4] No existen, sin embargo, detalles de la cantidad óptima de dolomitas a alimentar en el lecho, tan sólo se disponen de ciertas correlaciones experimentales para casos concretos.

En las gráficas siguientes, se observa la influencia de las dolomitas en la composición del gas de salida, obtenido a partir de un proceso de gasificación. Se hace relevante, un aumento de la proporción de H_2 junto con una disminución del contenidos de tars en el gas resultante.

Un hecho, no del todo positivo, sería la disminución de la proporción de CO en el gas de gasificación. Esto se explicaría a partir de las reacciones controlantes del proceso de gasificación, donde el H_2 se puede formar a partir de la reacción del CO y H_2O , lo que favorece la disminución del CO a expensas del aumento del H_2 y CO_2 .



Estos datos justifican la utilización de las dolomitas como catalizador en un reactor de gasificación, tanto de lecho fijo como fluido, al un aumento de la proporción de los gases combustibles y una disminución de los tars.

- **Eliminación de tars mediante craqueador catalítico.**

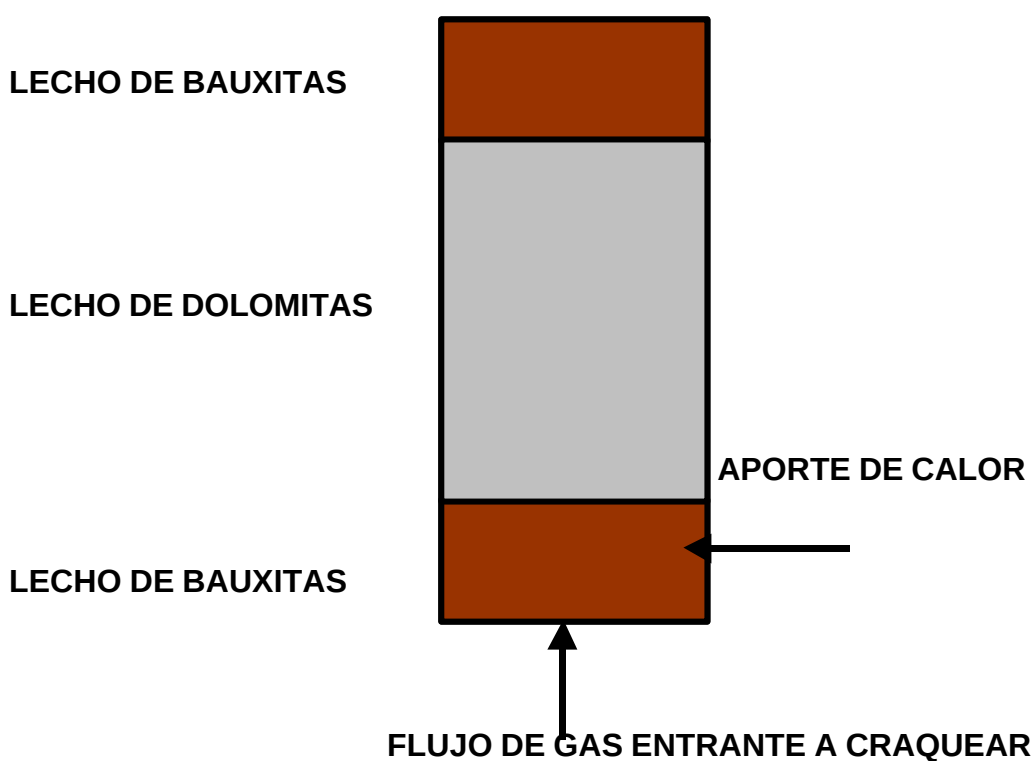
Consiste en la utilización de un equipo específico para la eliminación de tars. Se trata de un reactor, donde se combinarán las propiedades catalíticas de ciertos materiales arenosos (dolomitas) junto con el beneficio que prestan las altas temperaturas para la descomposición de los tars.

Presenta la ventaja de ser el método de mayor eficiencia, al poder utilizar condiciones de operación favorables al craqueo. Como desventaja se presenta la necesidad de incluir un nuevo equipo al proceso, lo que representa una mayor inversión y determinación de las condiciones adecuadas para el proceso de craqueo.

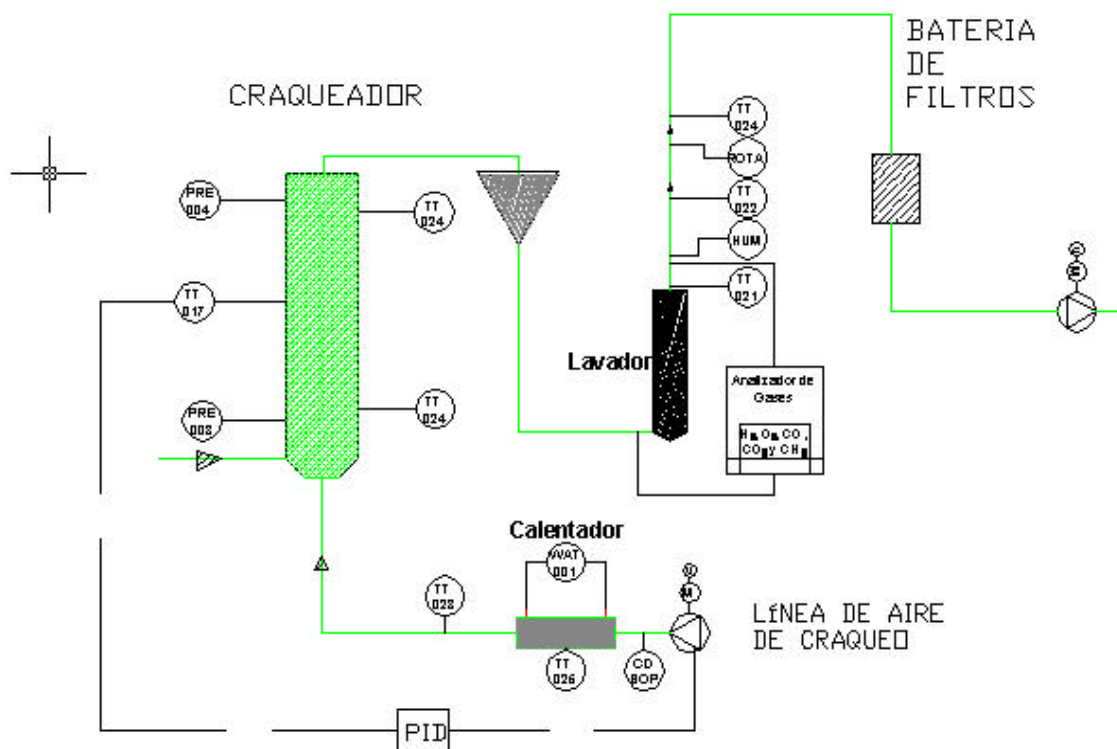
En el craqueador se combinará la acción catalítica de las dolomitas junto con la operación a altas temperaturas, que favorecen las reacciones de descomposición de aceites y alquitranes.

Al craqueador catalítico se le ha de aportar un calor, necesario para las reacciones endotérmicas de descomposición de los tars y alcanzar la temperatura de 900°C, que favorece el proceso de craqueo. Gracias a las altas temperaturas, el carbono liberado de los tars reacciona con el resto de gases presentes en el reactor (H_2O , CO , CO_2 , O_2), dando lugar a la formación de más CO , CO_2 , CH_4 , H_2 , entre otros, como gases resultantes del craqueo.

Esquema de craqueador catalítico de lecho fijo:



El esquema de una Planta de Craqueo, podría corresponderse con el siguiente:



3.2.3 ELIMINACIÓN DE ÁLCALIS

El procedimiento habitual para la eliminación de trazas de metales alcalinos es enfriar el gas hasta temperaturas inferiores a los 500-600°C a las que condensan. Las partículas resultantes serán eliminadas por filtración tanto en ciclones, lavador y en filtros de mangas. Los contenidos finales en el gas son generalmente inferiores a 1ppm en peso en el gas y por tanto admisibles según los criterios de limpieza en turbina y motor alternativo de combustión. El enfriamiento del gas puede hacerse mediante un intercambiador, inyección de agua o un lavador.

Actualmente se estudian procesos químicos de eliminación de tars a altas temperaturas mediante lecho fijo de pellets de materiales inertes (ematita, kaolín, hectorita, etc.) que permite reducir la concentración de álcalis hasta 50 o 20 ppb. También se estudia el uso de bauxitas y alúminas, materiales más caros que los anteriores, que eliminan los álcalis por adsorción física y son regenerados térmicamente.

3.2.4 ELIMINACIÓN DE PARTÍCULAS, TARS Y ÁLCALIS: PROCESO DE LAVADO

Mediante el proceso de lavado se eliminan todo tipo de partículas sólidas que puedan quedar suspendidas en el gas, así como el resto de tars, que no hayan sido descompuestos en el craqueador, y álcalis, que al enfriarse en contacto con el agua precipitan, son arrastrados y eliminados.

Dada la eficacia, se hace necesario colocar un lavador en el proceso de limpieza de los gases.

El lavador elimina mediante el mecanismo de arrastre las partículas sólidas, mientras que por mecanismos de enfriamiento y arrastre elimina tanto restos de tars como álcalis.

- **Torre de lavado**

Este tipo de instalaciones consta de una torre donde el gas entra en contracorriente a un flujo de agua pulverizada mediante una o varias boquillas.

En una torre de lavado, el proceso de eliminación de partículas se realiza generalmente mediante mecanismos de arrastre y condensación-precipitación de partículas. En el primero, el agua pulverizada arrastra las partículas sólidas en suspensión, mientras que en el segundo mecanismo, condensan partículas (tars) que posteriormente son arrastradas.

CAPÍTULO4

OBJETIVOS DEL PROYECTO

CAPÍTULO 4: OBJETIVOS DEL PROYECTO

4.1 ANTECEDENTES

Este proyecto parte de una serie de estudios realizados sobre nuevas fuentes de energías y combustibles, subvencionados por la Comunidad Económica Europea. A partir de estas investigaciones, surge la construcción de una planta piloto de gasificación de biomasa, en concreto “orujillo”, subproducto originado en el proceso productivo del aceite de oliva. Hasta este momento, el orujillo es utilizado como combustible en sistemas de combustión.

En este contexto, surge la posibilidad de obtener, mediante gasificación del orujillo, un combustible gaseoso, rico en hidrógeno, monóxido de carbono y metano, además de otros gases como el dióxido de carbono y nitrógeno, principalmente. En la planta piloto de gasificación de la Escuela Superior de Ingenieros de Sevilla se estudia el proceso de gasificación del orujillo, con el fin de obtener datos concretos sobre la composición del gas y control de los parámetros del proceso, con el objetivo de mejorar tanto la calidad como la cantidad del combustible formado.

Con el avance de este estudio, se plantea la posibilidad de utilizar el gas de gasificación como combustible para la producción de energía eléctrica mediante turbina de gas y motor alternativo de combustión interna.

El principal problema que se presenta en la utilización de este gas como combustible en turbinas y motores, es la gran cantidad de tars, partículas sólidas y otros contaminantes presentes en el gas de gasificación y que impiden su utilización directa en motores alternativos y turbinas.

4.2 OBJETIVOS DEL PROYECTO

En este proyecto se pretende:

- Justificar la necesidad de limpieza del gas procedente de la gasificación, para su posterior utilización como combustible en motores de combustión interna.
- Diseñar, tanto el proceso de eliminación de contaminantes, como los equipos necesarios para la limpieza.
- Determinar la naturaleza de los ensayos a realizar sobre los motores. Los objetivos de estos ensayos son: el estudio del comportamiento del motor (potencia, par y consumo), al utilizar el gas de gasificación como combustible; determinar cuáles serían las mejoras o modificaciones mecánicas, a realizar sobre los motores, con el fin de mejorar el comportamiento del motor de combustión interna.
- Ante la imposibilidad de realizar ensayos sobre motores reales, este proyecto se limita a la predicción teórica del comportamiento del motor y cálculo de los parámetros que influyen en el funcionamiento de éstos.
- Elaboración de: manuales de operación de la Planta Piloto y la documentación técnica necesaria para la reparación y mantenimiento de la misma.

4.3 OBJETIVO: LA LIMPIEZA Y CRAQUEO DE LOS ALQUITRANES Y ACEITES CONTENIDOS EN EL GAS DE GASIFICACIÓN

En este proyecto se plantea la posibilidad de utilizar el gas procedente de una planta piloto de gasificación como combustible en una turbina de gas o en un motor de combustión interna, con el fin de producir energía eléctrica.

Tanto los motores de combustión interna como las turbinas de gas se diseñan para unas ciertas condiciones de limpieza del combustible y gases resultantes de la combustión. Generalmente, en turbinas y motores, se usan combustibles líquidos que posteriormente se carburan con aire mediante inyección y aspiración natural o sobrealimentación respectivamente. Estos combustibles cumplen unas condiciones de limpieza y composición, careciendo prácticamente de partículas sólidas y tars.

Los límites de limpieza de gases empleados en turbinas y motores alternativos son los siguientes:

	Alquitranes	partículas	tamaño partic.	Metales alcalinos
Motor de combustión	<100	<50	<10µm	-
Turbina	-	<30	<5µm	0.24
	mg/Nm³	mg/Nm³	mg/Nm³	mg/Nm³

En la tabla se puede observar cómo las turbinas poseen unas exigencias, en cuanto a la limpieza del combustible se refiere, mayores que los motores alternativos. La razón se encuentra en la mayor complejidad del sistema de inyección del combustible en la cámara de combustión, lo que obliga a la utilización de un combustible con menor proporción de impurezas, partículas y alquitranes.

Tal y como se indicó, en la composición del gas de gasificación, la cantidad de tars y partículas sólidas es muy superior a los límites permitidos para el correcto funcionamiento del motor.

Se plantean, en este momento, varias soluciones al problema que los contaminantes del gas de gasificación presentan:

- 1).** La posibilidad de no eliminar las impurezas del gas. En este caso, se acortaría notablemente la vida de funcionamiento del motor, provocando tanto fallos mecánicos por impacto de partículas como fallos por obstrucción de conductos, válvulas, así como problemas de corrosión y emisiones de sustancias altamente contaminantes. Por otra parte, los tars y otras impurezas, como los álcalis, se cree están involucrados en la degradación y desgaste de los aceites lubricantes de motores.
- 2).** Otra alternativa, sería la eliminación directa de las partículas y tars mediante lavador, ciclones y filtros. De esta forma, se conseguiría un gas que cumpliría las especificaciones de limpieza, pero se plantearía un nuevo problema: los tars, cadena largas de hidrocarburos, almacenan, a pesar de su baja proporción molar en el gas, una parte importante del poder calorífico del combustible gaseoso. Si se eliminan los tars, se pierde parte de la energía del combustible, lo que agravaría el problema del bajo poder calorífico que caracteriza a los gases de gasificación de biomasa. En este caso, el aprovechamiento del gas como combustible, tanto en motores alternativos como en turbinas, sería difícil, dados los problemas que acarrearía el bajo poder calorífico del gas.
- 3).** Por tanto, queda justificada la necesidad de limpieza de los gases de gasificación con el fin de cumplir las especificaciones de limpieza del combustible, que los motores requieren para el buen funcionamiento y durabilidad; queda igualmente justificada la necesidad de no eliminar directamente los tars contenidos en el gas, con el fin de obtener un mayor poder calorífico del combustible. Para alcanzar este doble objetivo de eliminación y aprovechamiento del poder calorífico de tars, el gas se somete al proceso de craqueo. Según la descripción realizada anteriormente de los distintos sistemas de craqueo, el que mejor se adapta a las condiciones de operación de la planta (flujo, temperatura, tamaño...) es el craqueo en un reactor de lecho fijo catalítico. Las experiencias realizadas con este tipo de craqueadores demuestran su efectividad [4]. En el caso de la planta piloto de la Escuela superior de

Ingenieros de Sevilla, se utiliza un lecho fijo, por adaptarse mejor a las condiciones de operación de la planta piloto.

El proceso a seguir en la Planta Piloto:

Planta de craqueo catalítico de lecho fijo con sistema de limpieza en frío, formado por: ciclón, lavador y filtros de manga.

CAPÍTULO 6: MEMORIA JUSTIFICATIVA

6.1 CRAQUEADOR

6.1.1 JUSTIFICACION DEL SISTEMA DE CRAQUEO

El sistema de craqueo ha quedado justificado con anterioridad por:

- Necesidad de eliminación de sustancias indeseables, cara a la utilización del gas de gasificación como combustible en motores de combustión interna.
- Solucionar graves problemas en la planta de gasificación, como la obstrucción en conductos y equipos.
- Sobre todo, el uso del craqueador, supone una recuperación de la energía contenida en aceites y alquitranes.

Ante la elevada proporción de tars, se podría considerar las siguientes alternativas:

- La no eliminación de tars.
- Eliminación de todos los tars, directamente, mediante sistema de lavado.
- Eliminación de tars mediante sistema de descomposición catalítica a altas temperaturas.

La no eliminación de tars, plantea graves problemas en el funcionamiento del motor y turbina, al provocar la obstrucción de válvulas y conductos, así como el deterioro de álabes en las turbinas.

La eliminación directa de los tars del gas de salida, supone una disminución de la cantidad de combustible útil producido y una disminución del poder calorífico de éste. Así, se pasaría de una potencia total en la corriente del gas procedente del gasificador, de 57Kw a una potencia calorífica, en el gas, de a penas 50Kw, en el caso de la

eliminación directa de alquitranes, mediante sistemas de lavado. Esta disminución del poder calorífico y de la potencia total disponible, agravaría uno de los problemas asociados a la utilización del gas de gasificación como combustible en motores alternativos y turbinas. La eliminación de tars de forma directa plantea, por tanto, un nuevo problema: la disminución del poder calorífico del gas (pasaría de 6100kj/kg a unos 5300kj/kg en caso de eliminación directa).

Queda, por tanto, justificado el proceso de craqueo, puesto que responde a las necesidades del gas como combustible en motores:

- Eliminación de sustancias no deseables (tars).
- Mantenimiento del poder calorífico del gas a niveles aceptables para su aprovechamiento como combustible en motores y turbinas.

El gas, antes de craqueo, posee una potencia total de 57kw para un flujo de 0,0075Nm³/s.

Tras el craqueo de alquitranes y aceites, se alcanza una potencia total de 89kw para un flujo de 0,0147Nm³/s, en el gas de salida, frente a los 50kw de la eliminación directa. Este valor representa un incremento del 60% de la energía total del gas, gracias al sistema de craqueo, frente a la eliminación directa de alquitranes con sistemas de lavado.

Con el sistema de craqueo se obtiene un aumento en el caudal de gas combustible, por lo que se podrán utilizar motores de mayor cilindrada para consumir la producción, desarrollándose mayor potencia en el eje, además de contar con las ventajas de los motores de mayor cilindrada: más adiabáticos, mayores rendimientos, menos pérdidas.

6.1.2 ANTECEDENTES DEL CÁLCULO. JUSTIFICACIÓN TEÓRICA DEL MÉTODO ELEGIDO

Partimos del gas a la salida del gasificador, que muestra la composición siguiente:

COMPONENTE	%M
H ₂	7,269
CO	19,36
CO ₂	12,27
CH ₄	5,88
C ₂ H ₄	2,29
N ₂	52,43
TARS	0,501
OTROS	0

Esta composición se considera estimada y puede variar según las condiciones de operación y las características de la biomasa a gasificar.

La corriente de gas de salida del gasificador, oscila entre 2 y 2.4Nm³/Kg de sólido seco, lo que se traduce en 2*13.5Kg/h sólido **≈27 Nm³/h de gas.**

(La alimentación de biomasa se estima en **15 Kg/h** de biomasa húmeda, con un contenido de **humedad del 10%** aproximadamente. Estos datos son aproximados y están sujetos, incluso, a variaciones estacionales).

Tras el gasificador, el gas pasa por un ciclón, en el que se estima que la limpieza es del 50% para partículas de diámetro superior al de corte, dc.

El objetivo sería la limpieza de partículas sólidas, hasta alcanzar los límites válidos para su posterior utilización en un motor de combustión interna o en una turbina de gas.

Los límites de limpiezas permitidos son:

Motor combustión	Alquitranes <100	Partículas <50	Tamaño partic. <10	Metales alcalinos -
Turbina	-	<30	<5	0.24
	mg/Nm ³	mg/Nm ³	mg/Nm ³	mg/Nm ³

En la planta piloto, se parte de 27 Nm³/h de gas, con un contenido en tar de 0,5M%, lo que se traduce en 28.600 mg/Nm³ de alquitranes y aceites en el gas de salida del gasificador. Ésta, es la razón por la que no es posible su posterior utilización en una turbina de gas o en un motor de combustión. Al mismo tiempo, el gas posee un contenido excesivo de partículas sólidas lo que hace prever un filtrado posterior para conseguir la limpieza mínima necesaria.

Para reducir el contenido en tar del gas de salida del gasificador, se ha de utilizar un craqueador, cuya misión sería la de descomponer estos compuestos “pesados” a componentes más ligeros, susceptibles de ser convertidos, posteriormente, en combustible: CO, CH₄, H₂...

El craqueador consiste en un reactor de lecho fijo en el que, aprovechando las propiedades catalíticas de las dolomitas, se realiza una descomposición de los hidrocarburos de cadena larga.

La efectividad del craqueador y su diseño, quedan determinados a través de datos experimentales [4]: a partir de un gas de composición similar al del gas obtenido en la planta piloto de la Escuela Superior de Ingenieros de Sevilla, con altos contenidos en tars, se consigue reducir a niveles suficientemente bajos, asegurando el cumplimiento de las condiciones de

limpieza indicadas en turbinas y motores alternativos de combustión, además de recuperar la energía contenida en los tras, gracias a un craqueador catalítico de lecho fijo.

En la planta piloto se va a proceder al craqueo del gas de gasificación mediante un craqueador de lecho fijo con dolomitas [1] y bauxitas como catalizador.

Es adecuada la utilización de un reactor de lecho fijo, dadas las características del gas a craquear: gas de gasificación y los resultados satisfactorios obtenidos con este tipo de instalaciones.[4]

El diseño del craqueador de la Planta Piloto se basa fundamentalmente en estudios publicados.[4] y [5]. Estos dos estudios conforman la base teórica y experimental del diseño del craqueador.

Hipótesis de partida:

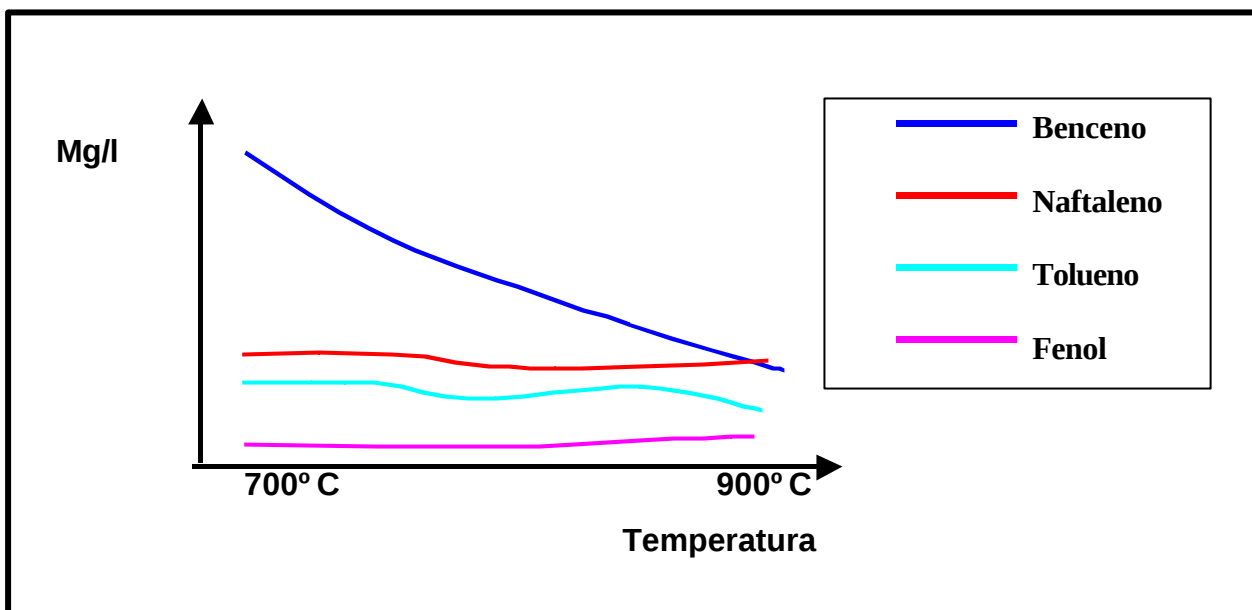
Se admite a los naftalenos (de peso molecular 128 gr como principal componente del tar.

Muestras de tar:

A partir de muestras de tars extraídas del gas de gasificación, se ha tomado como hipótesis simplificatoria que el peso molecular es el del naftaleno, por ser este compuesto el de mayor proporción.

Del análisis de muestras de tar, se obtiene una elevada proporción de nafatlenos y fenantrenos, de ahí la utilización de esta hipótesis de partida sobre la composición de los tars.

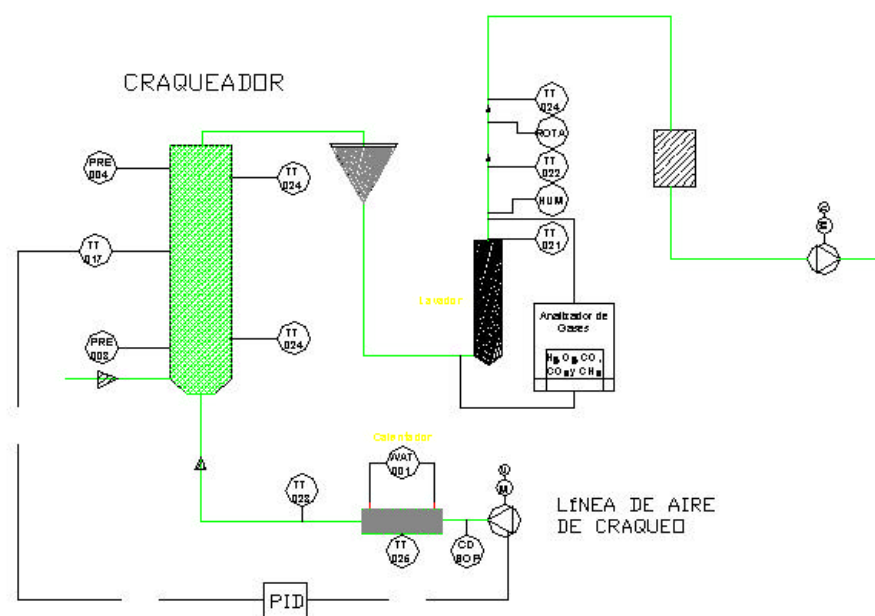
La composición del tar varía con la temperatura, aproximadamente de la manera siguiente:



La concentración de tars es irregular, alcanzándose en algunos casos valores de 20 g/m^3 . Se ha tomado un contenido de 27400 mg/Nm^3 de tars en la corriente del gas a craquear.

También se ha tomado, como dato de partida, que la temperatura mínima de craqueo de tars debe estar entorno a los 900°C , dependiendo del tipo de tar a craquear. El contenido de tars en el gas, disminuye notablemente a partir de 900°C , por lo que es, esta temperatura, la que se considera como crítica en el diseño de un craqueador catalítico.

El diseño del craqueador se fundamenta en resultados publicados, en los que se recogen conclusiones experimentales obtenidas en una Planta Piloto experimental.[4].



Los valores de la composición del gas de entrada y salida así como la proporción de alquitranes y aceites, según bibliografía [4], es la siguiente:

GAS DE ENTRADA:

H ₂	7.3%vol	5.475E-4 Nm ³ /s	7.269%M	2.44E-2moles/s	0.0488gr/s
CO	19.4	1.455E-3	19.36	6.5E-2	1.95
CO ₂	12.3	9.225E-4	12.27	4.12E-2	1.9776
CH ₄	5.9	0.0004425	5.88	1.975E-2	0.316
C ₂ H ₄	2.3	0.0001725	2.29	7.7E-3	0.2156
N ₂	52.9	0.0039675	52.43	0.176	4.928
TAR	27400mg/Nm ³	0.2055 gr/s	0.501	0.0016	0.2055
LHV (MJ/Nm ³)		3.900			

Flujo de entrada: 8Nm³/h

Flujo de aire de entrada: 2Nm³/h

Factor de conversión del 99%

GAS DE SALIDA:

H ₂	14	%vol	13.99	% molar
CO	17	"	16.99	"
CO ₂	13.6	"	13.597	"
CH ₄	5.1	"	5.09	"
C ₂ H ₄	1.2	"	1.199	"
N ₂	49.1	"	49.09	"
TAR	1000mg/Nm ³		0.0175	"
LHV (MJ/Nm ³)			3.600	

Flujo de gas de salida: 18Nm³/h

Los resultados experimentales anteriores, justifican la decisión de utilizar el modelo de craqueador usado en la planta experimental de craqueo construida en Noruega[4]. Como se aprecia, los valores de partida en la composición del gas de gasificación de la planta experimental [4], son muy parecidos a los existentes en la Planta Piloto de la Escuela Superior de Ingenieros de Sevilla, apreciándose, igualmente, resultados bastante satisfactorios, en la eliminación de aceites y alquitranes.

El craqueador utilizado, consta de una capa de bauxita, seguido de un lecho de dolomitas, finalizando con otra capa de bauxitas.

Las dimensiones del lecho del craqueador experimental son:

Bauxita:	0,2m de altura	0,22m de Ø
Dolomitas:	0,8m. “	0,22m de Ø
Bauxitas:	0,2m “	0,22m de Ø

A partir de estos datos, el flujo de gas de entrada y las dimensiones del craqueador [4], se ha calculado un reactor en el que se conserve las variables de operación:

- Tiempo de residencia.
- Relación entre cantidad de catalizador por unidad de flujo.

En cuanto a las dimensiones del espesor del cuerpo del reactor y las dimensiones de la estructura de apoyo del reactor, se justifican mediante cálculos los cálculos tensoriales realizados, en los que se aprecia que las dimensiones utilizadas resisten las cargas térmicas y estáticas que sobre ellos se aplican.

6.2 SISTEMA DE LIMPIEZA

El sistema de limpieza a utilizar en la planta de craqueo quedó justificado al señalar las necesidades de limpieza y energéticas de los combustibles, utilizados tanto en las turbina como de motores de combustión.

Según los datos disponibles, el craqueador trabaja con un factor de conversión de 99%, lo que no asegura la eliminación total de tars. El craqueador tampoco es capaz de eliminar las partículas sólidas arrastradas por el gas, lo que justifica la utilización de sistemas adicionales de limpieza.

Dado que el proceso de gasificación es a presión ligeramente superior a la atmosférica, el sistema de limpieza que mejor se adapta es la limpieza en frío: ciclón, lavador y filtros de mangas.

El sistema de limpieza formado por ciclón, lavador y filtro queda justificado ya que el craqueador sólo descompone los tars en hidrocarburos de cadena corta, en gases, no siendo capaz de eliminar las partículas sólidas arrastradas por el gas, así como la eliminación del resto de alquitranes que el craqueador no es capaz de descomponer.

Justificación del ciclón:

- Es capaz de eliminar partículas con una eficiencia elevada para diámetros aproximados a las 5 μ m.
- La eliminación de partículas se realiza en caliente, lo que evita la formación de tortas por enfriamiento y condensación de partículas.
- No requiere alta tecnología y por tanto, la inversión es baja.

Justificación de la torre lavador frente al venturi scrubber:

- El craqueador no es capaz de eliminar la totalidad de los tars.
- Se asegura la eliminación de partículas sólidas en suspensión en el gas.
- El diseño del lavador es sencillo y no requiere elevada inversión.
- Tiene una menor pérdida de carga que el venturi-scrubber.
- Posibilidad de borbotear el gas obteniéndose un mejor lavado del gas.

Justificación uso de filtros:

- Bajo coste del material filtrante y fácil reposición de los cuerpos de filtros.
- Facilidad constructiva.

6.3 JUSTIFICACIÓN CONDUCTOS DE GAS

Las conducciones de gas se compone de tuberías de acero inoxidable AISI 310. La elección de este tipo de aceros es necesaria por el peligro a la oxidación a altas temperaturas, así como por el peligro a la corrosión por la presencia de álcalis y humedad a lo largo de toda la línea de gas. Este acero es soldable mediante TIG y MMA, convirtiéndolo en un acero fácil de trabajar.

El diámetro de la línea de gas será de DN 1 ½. Esta elección de diámetros es debida a que existe peligro de obturación de las conducciones. Así mismo, este diámetro asegura que la pérdida de carga no sea excesiva a lo largo de la línea de gas.

En la línea de aire de craqueo, se utilizará igualmente acero AISI 304, en tuberías de diámetro nominal DN 1 ½. Las conducciones de aire han de resistir altas temperaturas, sobre todo a la salida de la resistencia, y un ambiente húmedo. El diámetro elegido responde al objetivo de evitar un exceso de pérdida de carga.

6.4 JUSTIFICACIÓN AIRE DE CRAQUEO

El aire de craqueo es necesario para la combustión parcial del gas, que aportará la energía consumida en las reacciones de craqueo.

La elección de esta línea, formada por soplante y resistencia controladas por PID, responde a la necesidad de controlar la temperatura del lecho en cada momento.

Frente a esta solución, se presenta el uso de una línea de aire comprimido. El inconveniente de este sistema, estriba en las limitaciones de caudal y presión dados por el compresor y la necesidad de colocar una válvula progresiva y pilotada mediante un lazo de control, que complicaría la instalación.

El uso de una soplante controlada mediante un variador de frecuencia simplifica el problema.

En la línea de aire de craqueo, se dispondrá de una soplante de 1,5kw de potencia, controlada por PID, tomando, éste, la temperatura del lecho del craqueador como variable de consigna (900°C). El PID actuará sobre el variador de la soplante, de tal forma, que aumentará la frecuencia de giro de ésta al detectar una temperatura del lecho menor a la de consigna, por el contrario, disminuirá la velocidad. Como temperatura del lecho se tomará la lectura de un termopar colocado en 0,5 veces la altura del craqueador.

CAPÍTULO 7
MEMORIA DE CÁLCULO

CAPÍTULO 7: MEMORIA DE CÁLCULO

7.1 DISEÑO DEL CRAQUEADOR

Según publicaciones realizadas sobre procesos de “cracking” de alquitranes y aceites contenidos en gases procedentes de la gasificación de biomasa, [4] se han utilizado reactores catalíticos de lecho fijo y flujo reversible para la descomposición de estos alquitranes y aceites. (La razón de utilizar un flujo reversible no lo hace diferente del reactor de lecho fijo unidireccional que se pretende diseñar. El flujo reversible responde a un intento de disminuir el consumo de combustible externo que aporta el calor necesario a las reacciones endotérmicas de descomposición de aceites y alquitranes). Por tanto, se ha decidido tomar como modelo el reactor catalítico utilizado en experiencias anteriores [4], dada su probada eficacia en la descomposición de tars.

Para el diseño del reactor, se considera crítico los parámetros: tiempo de residencia y cantidad de catalizador por flujo de gas. Estos determinarán la velocidad de paso y contacto entre el gas y catalizador.

Basándonos en estos datos, se diseña un reactor semejante al del artículo [4], adecuado al caudal de gas estimado en la Planta Piloto de la Escuela Superior de Ingenieros de Sevilla.

El craqueador consistirá en un reactor de lecho fijo con un lecho de dolomitas entre dos capas de menor espesor de bauxitas, tal y como se indican en bibliografía [4].

Hipótesis de partida:

- Modelo unidimensional pseudohomogéneo.
- Se considera despreciables las diferencias de concentraciones y temperaturas, en la dirección radial del reactor, simplificándose los cálculos del sistema.
- Todo el tar se considera de composición química naftaleno.

Las ecuaciones a utilizar para el cálculo de dimensiones del craqueador son:

- $Tr = \frac{L}{v}$ el tiempo de residencia ha de ser el mismo, siempre que se conserve la relación: cantidad de catalizador por unidad de flujo de gas entrante.
- $\frac{W}{F} = 22.500$ para el catalizador dolomitas. Se ha de conservar la relación entre la cantidad de catalizador y flujo de gas entrante.
- $\frac{W}{F} = 10.668$ para el catalizador bauxita. Se ha de conservar la relación entre la cantidad de catalizador y flujo de gas entrante.

Donde:

L es la longitud total del craqueador, suma de la altura del lecho de dolomitas y la altura del lecho de bauxita. (m)

$W = A \cdot h \cdot \rho_{solid}$ es el peso del catalizador (dolomitas o bauxita). (kg)

F es el flujo de gas entrante en el craqueador. (Nm³/s)

EXPERIENCIA

Flujo: 8Nm³/h
Velocidad aparente: 0.058488 m/s
REACTOR: 1,2 m DE ALTURA
 0.22 m DE DIAMETRO

Lecho catalítico:

Dolomitas: Densidad aparente: 1200kg/m³.
 Densidad sólido: 2600kg/m³.
 Porosidad: 0,54
 Diámetro equivalente de partículas: 5mm.

Bauxitas: densidad aparente: 1560kg/m³
 Densidad sólido: 2500kg/m³.
 Porosidad: 0,4
 Diámetro equivalente de partículas: 5mm.

Disposición del catalizador:

0,2m de bauxita.
 0,8m de dolomitas.
 0,2m de bauxita.

Relación peso de catalizador por unidad de flujo entrante:

DOLOMITAS: $\frac{W}{F} = 22.500$ **BAUXITAS:** $\frac{W}{F} = 10.668$

Grado de conversión del 99%.

Considerando un lecho catalítico similar al anterior, con igual o parecida distribución granulométrica e igual porosidad, se ha de mantener la velocidad aparente, así como las relaciones: $\frac{W}{F} = 22.500$ y $\frac{W}{F} = 10.668$.

PLANTA PILOTO ESCUELA SUPERIOR DE INGENIEROS DE SEVILLA

Flujo: 27Nm³/h

Velocidad aparente: 0.058488 m/s

Flujo = Velocidad·Area =0.058488 m/s * A = 27Nm³/h

AREA: 0.12822975 m²

CRAQUEADOR:

AREA: 0,1177m²

DIÁMETRO INT.: 0,38 m

ALTURA EFECTIVA: 1,8m

VOLUMEN: 0,211m³

Lecho catalítico:

Relación peso catalizador dolomitas flujo entrante: 22.500

$$\frac{W}{F} = 22.500$$

Relación peso catalizador bauxita flujo entrante: 10.668

$$\frac{W}{F} = 10.668$$

Cantidad de catalizador dolomitas: 168,75kg.

Cantidad de catalizador bauxita: 80,01kg.

Disposición de catalizador:

0,3m de lecho de bauxita.

1,2m de lecho de dolomitas.

0,3m de lecho de bauxita.

Cada capa de catalizador irá separada por rejilla de acero AISI 310, con malla de 5mm de paso.

El factor de conversión se estima en un 99% según bibliografía. [4]

La relación $\frac{W}{F} = 22.500$, se ha de conservar. La cantidad de catalizador (dolomitas) a utilizar sería $W = 22.500 \cdot F$, lo que se traduce en 168,75 kg.

Ocupa un volumen de $0,14 \text{ m}^3$, para una densidad aparente de 1200 kg/m^3 .

En cuanto a la bauxita se refiere, la relación: $\frac{W}{F} = 10.668$ entre peso de bauxita y flujo entrante, se ha de conservar. La cantidad de catalizador (bauxita) es de 80,01kg.

Ocupa un volumen de $0,05129 \text{ m}^3$, para una densidad aparente de 1560 kg/m^3 .

Comprobación del espesor de pared del reactor:

Como hipótesis de cálculo, se establece que las cargas aplicadas sobre el craqueador son debidas a:

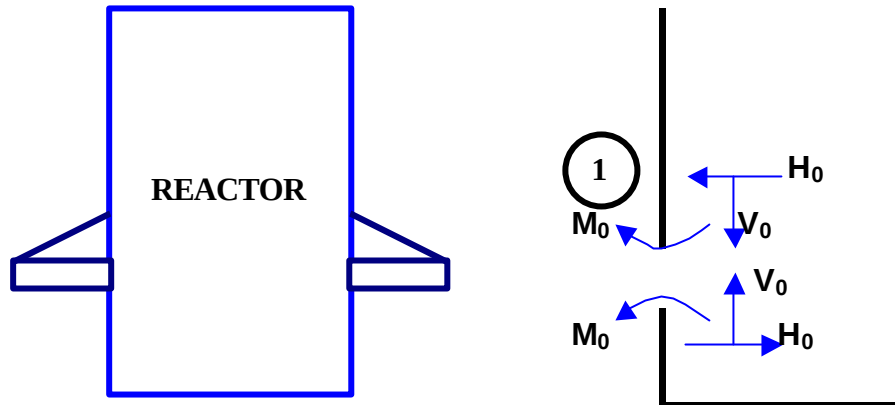
- Cargas térmicas.
- Peso propio.

La comprobación del espesor de pared, se realizará en el punto del reactor donde se consideren las condiciones de cargas más desfavorables: Punto de anclaje del reactor con la estructura de apoyo.

En este punto, se consideran las siguientes hipótesis de cálculo:

- Cargas térmicas por efecto de la temperatura de proceso (900°C).
- Cargas estáticas debidas al peso propio del reactor (Cuerpo del reactor y catalizador) de valor 900kg.
- Se considera restringidos todos los desplazamientos (empotramiento).

ESQUEMA DE TENSIONES EN EL REACTOR



Cálculo de las tensiones debidas a la flexión localizada (M_0 y H_0).

Las ecuaciones a utilizar son:

$$d_1 = 0 \quad \text{Restricción sobre desplazamientos.}$$

$$q_1 = 0 \quad \text{Restricción sobre el ángulo.}$$

Donde d_1 y q_1 son los desplazamientos y giros debidos a la flexión localizada.

Las ecuaciones correspondientes a cada una de las restricciones son:

$$a \cdot \Delta T \cdot r + \frac{H_0}{2 \cdot b^3 \cdot D} + \frac{M_0}{2 \cdot b^2 \cdot D} = d_1$$

$$\frac{H_0}{2 \cdot b^2 \cdot D} = -\frac{M_0}{b \cdot D} \quad (q_1 = 0)$$

$$b = \sqrt[4]{\frac{3(1-m^2)}{r^2 \cdot t^2}} \quad D = \frac{E \cdot t^3}{12 \cdot (1-m^2)}$$

donde:

m es el coeficiente de Poisson.

r es el radio del cilindro.

t es el espesor de pared.

a es el coeficiente de dilatación lineal.

Cálculo de las tensiones longitudinales (V_0).

Las ecuaciones a utilizar son:

$$d_y = \frac{\text{peso}_{\text{total}}}{\text{Sección}_{\text{transversal}}}$$

Datos numéricos:

m	0,3
E	$2,1 \cdot 10^6 \text{ kg/cm}^2$
r radio de reactor más pletina.	204,38 mm
t espesor de reactor más pletina.	19,52 mm
a	$5,27 \cdot 10^{-6} \text{ mm/mm } ^\circ\text{C}$
D	1430329,5 kg cm
b	0,20836329 1/cm
Peso propio mayorado	900 kg
Temperatura de proceso ΔT	900 $^\circ\text{C}$

Resultados:

H_0	5020 kg/cm
M_0	12039,3 kg cm/cm
V_0	900 kg
Tensión total: $d_{eq} = \sqrt{d^2 + 3t^2}$	4451 kg/cm^2
$f_u E$	510 MPa = 5100 kg/cm^2

Las cargas H_0 y M_0 , se aplicarán, sólo, sobre la pletina de anclaje de dimensiones 100x100 mm y 10mm de espesor.

De los cálculos realizados, se deduce que el espesor de pared del reactor es adecuado para soportar las cargas térmicas y estáticas a las que se verá sometido, al no sobrepasar la tensión equivalente d_{eq} , el valor de 510 MPa, correspondiente al límite plástico del acero.

Las pletinas de sujeción del reactor a la estructura de apoyo, tendrán un espesor de 10mm y dimensiones, según se muestran en plano, de 100x100mm. (Plano 8.1).

Comprobación de cordón de soldadura de unión de pletina-reactor de craqueo a estructura.

La unión del reactor de craqueo a la estructura de sujeción se realizará mediante anclaje soldado al reactor y atornillado a la estructura. La pletina será de 10mm de espesor y dimensiones de 100x100mm de lado, formando L con nervio central (Ver plano 10.1).

Según norma, el espesor del cordón de soldadura, $a_{\min} = 4\text{mm}$, para un espesor de chapa menor de 17mm.

La ecuación que se ha de cumplir es:

$$R_w = 0,5 \cdot f_{uE} \cdot a \cdot l_t \geq Fr$$

donde:

Fr es la carga de uso.

l_t es la longitud total del cordón.

f_{uE} es la carga de rotura.

a es el espesor del cordón de soldadura.

Datos:

Fr	225kg
l_t	120mm
f_{uE}	510MPa
a	4mm

Resultados:

$a_{\min}$	Mayor de 0,07mm
------------	-----------------

De este resultado se deduce que el cordón elegido resiste las condiciones de carga.

7.1.1 CÁLCULO DE LA POROSIDAD DEL LECHO CATALÍTICO

Dolomitas: [4]

Porosidad= Vol huecos/vol total

Densidad del sólido: **2600 kg/m³**

Densidad aparente: **1200 kg/m³**

Porosidad= **1-(densidad aparente / densidad sólido)**

Porosida= **0.54**

La velocidad real de paso del gas, será la real, dividida por la porosidad, que representa el area efectiva de paso:

Velocidad real de paso: (0.058488 m/s) / (0.54) = **0.11058 m/s**

Bauxitas: [4]

Porosidad= Vol. Huecos / Vol. Total

Densidad del sólido: **2500 kg/m³**

Densidad aparente: **1560 kg/m³**

Porosidad= **1-(densidad aparente / densidad sólido)**

Porosida= **0.4**

La velocidad real de paso del gas, será la real, dividida por la porosidad, que representa el area efectiva de paso:

Velocidad real de paso: (0.058488 m/s) / (0.52) = **0.1462 m/s**

7.1.2 CÁLCULO DE LA CAÍDA DE PRESIÓN EN EL LECHO

Los costes de operación debidos a la caída de presión que tienen lugar en un reactor de lecho fijo pueden ser considerables. Por ello, aunque desde el punto de vista de la eficiencia del catalizador sólido se desearían partículas lo más pequeña posibles, en la práctica se han de utilizar partículas con un diámetro comprendido entre 3 y 6mm para evitar costes excesivos de operación.

La dependencia de la pérdida de carga con la porosidad del lecho, queda de manifiesto en la ecuación de Ergun, que es la más frecuentemente utilizada en la caída de presión de reactores de lecho fijo:

$$\sum F = 150 \cdot \frac{(1 - e_L)^2 \cdot m}{e_L^3 \cdot d_{eq}^2 \cdot r} \cdot L \cdot u + 1,75 \cdot \frac{(1 - e_L)}{e_L^3 \cdot d_{eq}} \cdot L \cdot u^2$$

donde:

e_L es la porosidad del catalizador.

d_{eq} es el diámetro equivalente de las partículas que componen el

catalizador. Su valor se obtiene de: $d_{eq} = 6 \cdot \frac{V_p}{A_p} = f \cdot d_e$

r es la densidad del gas a la temperatura de trabajo.

L es la altura del lecho.

u es la velocidad aparente del gas a la temperatura de trabajo.

m es la viscosidad del gas a la temperatura de trabajo.

Dolomitas:	densidad aparente:	1200kg/m ³
	Densidad sólido:	2600kg/m ³
	Porosidad:	0,54
Bauxitas:	densidad aparente:	1560kg/m ³
	Densidad sólido:	2500kg/m ³
	Porosidad:	0,4

Altura total de catalizador: 1,8m

Longitud lecho de dolomitas: 1,2m.

Longitud lecho de bauxita: 0,6m.

Sustituyendo los valores en la ecuación anterior, para un lecho catalítico formado por partículas de dolomitas y bauxitas **de 5mm de diámetro**, una porosidad de **0,54** y **0,4** respectivamente y un flujo entrante de gas de **0,0147Nm³/s.**, se obtiene:

Pérdida de carga total del reactor: **0,163 m.c.a.**

7.1.3 CÁLCULO DEL CALOR NECESARIO PARA LAS REACCIONES DE CRAQUEO

Las reacciones de descomposición de alquitranes y aceites son endotérmicas. Es necesario realizar un balance energético en el reactor catalítico para conocer la energía que se ha de aportar para llevar a cabo las reacciones de descomposición.

El cálculo de este calor, está basado en datos experimentales, proporcionando una ecuación empírica que determina la energía que es necesario aportar para efectuar las reacciones endotérmicas de descomposición de alquitranes y aceites.

A este calor de reacción se ha de añadir el calor requerido para llevar los gases de unos 300°C a 900°C, temperatura que favorece las reacciones de descomposición de tars. Por último, añadir el calor para compensar las pérdidas por fugas que en el reactor tengan lugar.

La importancia de este cálculo, se basa en la decisión de utilizar al propio gas de entrada como combustible para aportar el calor necesario. A partir de este cálculo, se determinará la conveniencia, o no, del proceso de descomposición de tars mediante un craqueador de estas características, ya que, si el consumo de energía es superior al ganado por los gases, durante el proceso de “cracking”, este sistema no sería adecuado, siendo sustituido por un proceso convencional de limpieza.

Como se ha indicado anteriormente, los calores que intervienen en el cálculo son:

- Calor de reacción (Endotérmica)
- Calor fugado a través del craqueador
- Calor necesario para elevar la temperatura de los gases hasta los 900°C donde comienza las reacciones de descomposición.

Los valores de estos calores son respectivamente:

- **104 W.**
- **2193 W.**
- El calor necesario para alcanzar la temperatura de proceso (900°C), desde la temperatura de entrada del gas (300°C). Según la ecuación $Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$ es de **7400 W.**

Cp MEDIO KJ/Kg	FLUJO TOTAL Nm3/s	DENSIDAD Kg/Nm3
1,32	0,0075	1,244136607

La suma total de estos calores es de **9697 W.**

El cálculo de estos calores se dan en hoja de cálculo Excel, determinándose además, la cantidad de combustible que hemos de quemar así como la cantidad de aire estequiométrico necesario para la combustión.

7.1.3.1 CALOR ABSORVIDO POR LAS REACCIONES ENDOTÉRMICAS DE DESCOMPOSICIÓN DE ACEITES Y ALQUITRANES

Representa uno de los cálculos más complicados, puesto que no se conocen perfectamente las reacciones que tienen lugar así como la proporción en las que se dan cada una de ellas.

Como hipótesis se considera que la descomposición del tar (Naftalenos) consiste en una reacción de pirólisis, semejante a la de gasificación. En esencia no se trata de una reacción única, sino de un conjunto de reacciones que se dan de forma conjunta. Dado el inconveniente que presenta el desconocimiento exacto del proceso de descomposición, el cálculo del calor de reacción se basa en publicaciones y resultados experimentales publicados en artículos que determinan un calor promedio de las reacciones de pirólisis:

$$Q_{abs} = -553 + 3142 \cdot (F_c/100)$$

Aportada por investigaciones llevadas a cabo anteriormente: [15]

El término **F_c** es el % en peso del carbono liberado durante la reacción de pirólisis.

Se puede considerar que este carbono procede de la descomposición del naftaleno.

7.1.3.1.1 CÁLCULO DE F_c : %EN PESO DE CARBONO LIBERADO

Se supone en primera aproximación:

- Todo el carbono liberado procede de la descomposición de los tars.
- Todo el tar se considera naftaleno de peso molecular 128g/mol.

Partiendo de un flujo de $0.0075 \text{ Nm}^3/\text{s}$ tenemos:

Tar: 0.2055 gr/s $\longrightarrow$ Nafataleno C_{10}H_8 . Por cada mol de naftaleno se tienen 10 moles de carbono y 4 de hidrógeno, de aquí se desprende que la cantidad de **carbono liberado es de 0.192 gr/s** , lo que representa un **1.99%** en peso de carbono liberado sobre el peso total del gas entrante en el craqueador, para un flujo a la entrada de $0,0075 \text{ Nm}^3/\text{s}$.

7.1.4 DETERMINACIÓN DEL COMBUSTIBLE A QUEMAR

El calor de proceso calculado en el apartado 7.1.3 es aportado por la combustión de una fracción del gas de entrada. El gas tiene un poder calorífico inferior de aproximadamente **6142 kJ/kg**.

Haciendo cálculos, la cantidad de combustible a quemar es de **0,001578kg/s**, liberándose una potencia calorífica de **8907,8 W**.

Se toma como hipótesis que el oxígeno necesario es el estequiométrico para la combustión del hidrógeno, monóxido de carbono, dióxido de carbono, metano, naftaleno y eteno, presentes en el gas de entrada.

TABLAS DE CÁLCULO:

GAS DE ENTRADA

COMPOSICIÓN		COMP.	FLUJO DE GAS							
COMPONENTE	ENTRA% molar	% PESO	Nm ³ /s	Cp KJ/mol° C	PCI KJ/mol	PM g/mol	PCI MEDIO	Cp MEDIO	PM MEDIO	DENSIDAD
H2	7,269	0,52166125	0,000545175	2,95E-02	242	2	6141,93 KJ/Kg	1,32 kJ/kg	27,87 g/mol	1,244 Kg/Nm ³
CO	19,36	19,45124021	0,001452	3,11E-02	283,1	28				
CO2	12,27	19,37229849	0,00092025	4,79E-02		44				
CH4	5,88	3,375835078	0,000441	3,93E-02	802	16	POTENCIA FLUJO			
C2H4	2,29	2,30079236	0,00017175	5,03E-02	1313	28	57,31 kW			
N2	52,43	52,67709319	0,00393225	3,08E-02		28				
TAR	0,501	2,30107942	3,7575E-05	6,25E-01	4300	128				
OTROS	0	0	0							
FLUJO TOTAL	0,0075 Nm ³ /s	FLUJO EN COND.	0,02472 m ³ /s							
		DE PROCESO								

DENSIDAD Kg/m ³	CAL. Fc	PIROLISIS W	CALOR FUGADO W
0,377624119	2,157261957	-104,1834144	-2193,4

DOSADO ESTEQUIOMÉTRICO		CALOR NECESARIO	
MOLES AIRE ESTEQUIOMETRICO	MASA AIRE/MASA COMBST	Mf combustibleKg/s	M aire Kg/s
0,605173788	1,880826672	0,001578381	0,00296866
		Nm ³ /s	Nm ³ /s
AIRE NECESARIO PARA QUEMAR TODO EL COMBUSTIBLE		0,001268655	0,0023
		Moles/s	
FLUJO DE AIRE TOTAL Kg/s	0,01755004	0.056636	

Se considera que el flujo resultante es la suma del caudal de gas entrante más el aire necesario para la combustión, **multiplicado por un factor empírico de 1,5**. El flujo resultante de salida es de **0.0147 Nm³/s**.

Esta aproximación queda justificada por datos bibliográficos[4]. (No existe un conocimiento exacto de la reacciones que tienen lugar así, como de la proporción en la que se dan cada una de ellas. Tan sólo se cuenta con los datos recogidos en bibliografía).

7.1.5 CÁLCULO DE LA ESTRUCTURA DE APOYO DEL REACTOR-CRAQUEADOR

El conjunto que forma el craqueador se sustenta sobre una estructura de acero de construcción de perfiles **IPE 100**, de dimensiones:

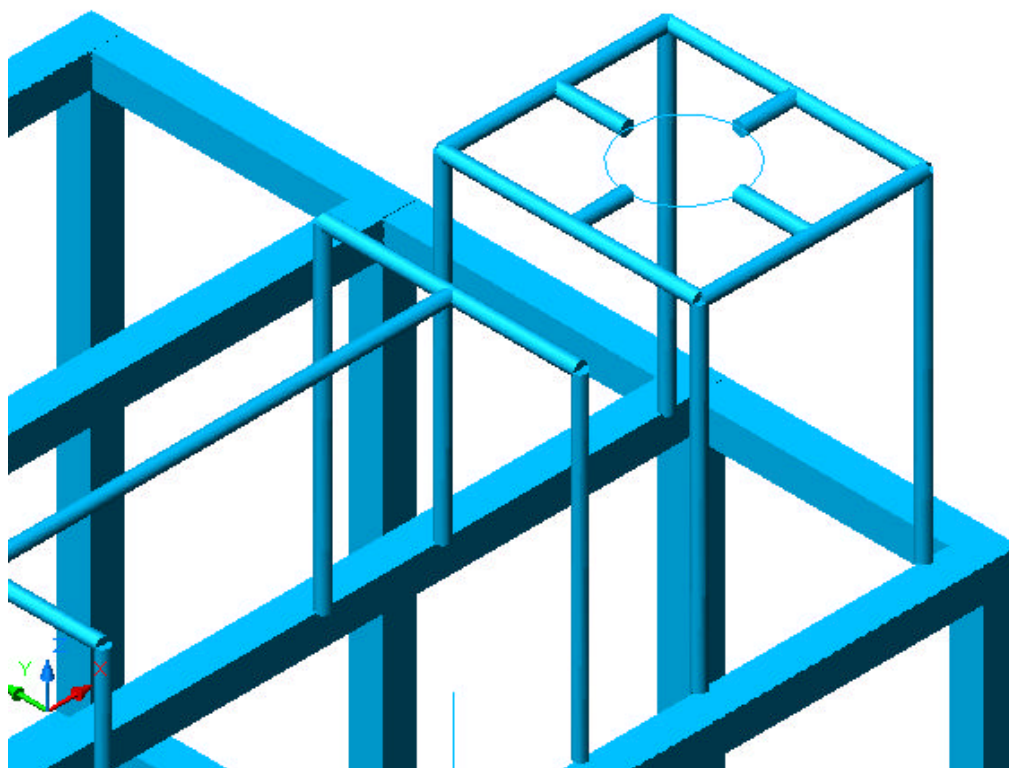
Alto:	Cuatro perfiles de L:	1250mm
Ancho:	Dos perfiles de L:	601mm
Profundidad:	Dos perfiles de L:	912mm

Hipótesis de cálculo:

Carga: 1000kg repartidos sobre cuatro apoyos.

Perfiles: IPE 100 soldados, con refuerzos de pletinas de 3mm de espesor, para resistir las cargas, dobladas y soldadas en las uniones de perfiles.

Pletinas de unión entre craqueador y estructura: espesor 10mm.



7.1.6 CÁLCULO DEL AISLANTE TÉRMICO DEL CRAQUEADOR

PARTIENDO DE LAS DIMENSIONES DEL CRAQUEADOR:

Diámetro ext.: 400 mm

Altura: 2.100mm

La temperatura superficial es de 900^a C.

Se pretende conseguir la menor temperatura superficial con aislamiento, Pironap, con el menor coste posible, o lo que es lo mismo, tomar una solución de compromiso entre el coste del aislante (espesor) y la temperatura superficial. Gracias al aislamiento evitamos daños humanos ante posibles contactos con las paredes del reactor, a la vez que disminuimos las pérdidas de energía a través de las paredes.

Coefficiente de convección externa:

Comenzamos en la primera iteración:

Radio del craqueador **r=0.202m**

$$N_{ud} = h \cdot \frac{D_e}{K}$$

Para el caso de cilindro circular (Medio), Ts cte

$$(L/D) \cdot Gr^{-1/4} \leq 0.025 \quad \text{Aire seco a 1 atm y 40°C}$$

$$Gr = \frac{g \cdot b \cdot \Delta T \cdot L^3}{\nu^2} \quad \text{de valor } \mathbf{3,05E10}$$

$$N_{ud} = C \cdot (R_a)_L^n \quad R_a = Gr \cdot Pr$$

De tablas, obtenemos **C = 0.1 n = 1/3**

Sustituyendo en la expresión:

$$\mathbf{N_{ud}: 278,8}$$

Dado que: $N_{ud}=h \cdot D/Ka$ Donde Ka es la conductividad del aire a 40°C

Tenemos un valor del coeficiente de película exterior (Convección)

$$\mathbf{h_{ext}: 6,2W/m^2°C}$$

Calculo del espesor de aislante:

La conductividad del aislante es de **$K = 0.2 \text{ W/m}^2 \text{ }^{\circ}\text{C}$**

La temperatura exterior se supone, en el caso más desfavorable, para Sevilla, en invierno, de **10°C** .

$$Q = h_{\text{ext}} \cdot S (T_{\text{sup}} - T_{\text{ext}}) = (T_{\text{caliente}} - T_{\text{sup}}) \cdot (2 \cdot p \cdot R_{\text{re}} \cdot L) / (L_N(r/R_{\text{re}}))$$

De sustituir valores obtenemos los siguientes datos:

Tsup	90°C	80°C	70°C
R	0.315 m	0.336 m	0.373 m

Dado que la superficie es perfectamente conocida, así como la temperatura exterior y la de la superficie, se puede determinar, a través del coeficiente de película el calor fugado a través de la paredes del craqueador:

$$Q_{\text{fug}} = h_{\text{ext}} \cdot S \cdot (T_{\text{sup}} - T_{\text{ext}})$$

Sustituyendo, obtenemos un valor de **2193,4 W**

Espesor de aislante: 400mm

7.2 DISEÑO DEL CICLÓN

Siguiendo el criterio de diseño de bibliografía [10] se ha de tener en cuenta cuál es la concentración máxima permitida de partículas para utilizar un combustible en un motor de combustión, así como el diámetro máximo permitido de las impurezas.

El flujo máximo de partículas permitido en un motor de combustión es de 10 mg/Nm^3 . (Cd_{max})

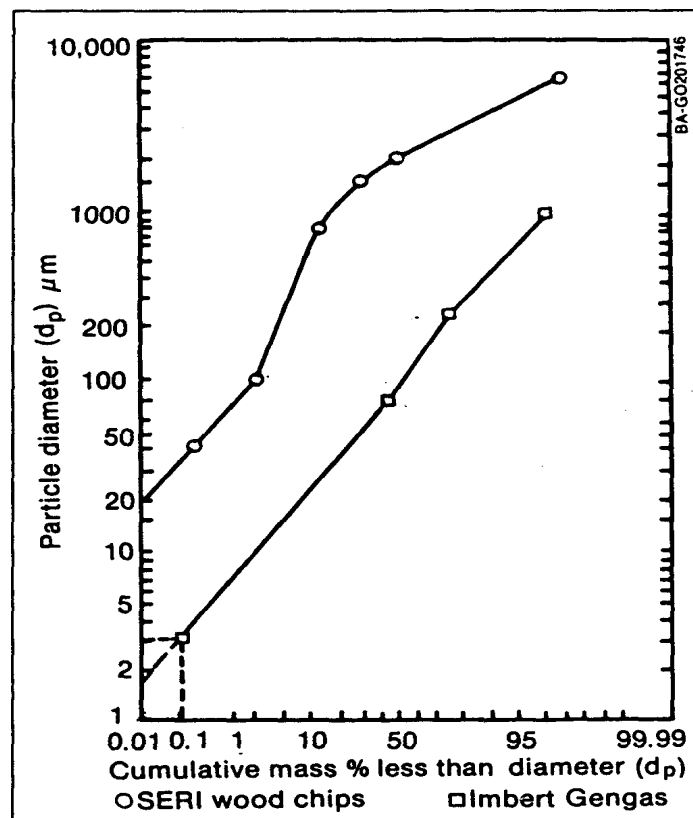
El flujo de partículas a la salida del craqueador se estima en 5000 mg/Nm^3 . (Cd_{measured})

A partir de estos datos se calcula el coeficiente de penetración a .

$$a = \frac{100 \cdot Cd_{\text{max}}}{Cd_{\text{measured}}}$$

$$a = 0.2 \% \quad P_D = a / 0.4 \quad P_D = 0.1\%$$

Con el valor de 0.1% de suciedad permitida de partículas P_D , obtenemos el diámetro de partícula a limpiar con una efectividad del 50%, según gráficas [10] será de $3 \mu\text{m}$.



Los cálculos realizados corresponden a bibliografía [9].

Parámetros:

V_g= Q/Area entrada. Corresponde a la velocidad del gas a la entrada del ciclón.

Las dimensiones características del ciclón son:

$$\mathbf{D_e=D_c/2}$$

$$\mathbf{B_c=D_c/4}$$

$$\mathbf{H_c=D_c/2}$$

$$\mathbf{L_c=2 \cdot D_c}$$

$$\mathbf{S_c=D_c/8}$$

$$\mathbf{Z_c=2 \cdot D_c}$$

Para calcular el diámetro de partículas que son separadas en el ciclón al 50% de efectividad, se calcula el diámetro de corte. Se propone la siguiente ecuación empírica:

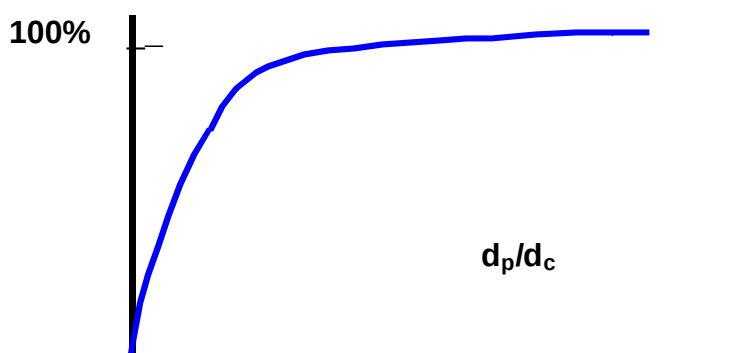
$$d_p = \sqrt{\frac{9 \cdot B_c \cdot m_g}{2 \cdot (r_s - r_g) \cdot \Pi \cdot n_v \cdot v_g}} \quad \mathbf{Ecu. 1}$$

Donde **n_v** es el número de vueltas que da una partícula en el ciclón antes de precipitar.

Este número se estima en 5, para un ciclón de buena eficiencia.

n_v = 2 · D_c / 0.5 · D_c = 4, pero se estima en 5, según otros autores.

La eficacia se calcula mediante las gráficas:



hipótesis de partida:

la velocidad a la entrada:	30m/s.
Flujo de gas a la entrada:	0,0147Nm³/s.
Temperatura a la entrada:	200°C.
Dimensiones a la entrada del ciclón:	0,02x0,04m

Para esta sección de entrada (40x20mm), tenemos una velocidad del gas que oscilará, según la temperatura de operación, entre 11,25 m/s para 273 k y 30 m/s para una temperatura de proceso de 473 k.

Sustituyendo en la Ecu1, tenemos:

Partículas $r_s = 2000\text{kg/m}^3$	Sección 1	Sección 2	Temp: 200°C
B_c	0.03m	0.02m	
H_c	0.06m	0.04m	
V_{gas}	13m/s	30 m/s	
d_{p50}	3μm	2μm	

Partículas $r_s = 200\text{kg/m}^3$	Sección 1	Sección 2	Temp 200°C
B_c	0.03m	0.02m	
H_c	0.06m	0.04m	
V_{gas}	13m/s	30 m/s	
d_{p50}	10μm	6μm	

Se toma como dimensiones válidas:

B_c 0.02m

H_c 0.04m

A partir de estas dimensiones determinamos el resto de las dimensiones del ciclón:

$B_c=0.02m$

$D_e=0.04m$

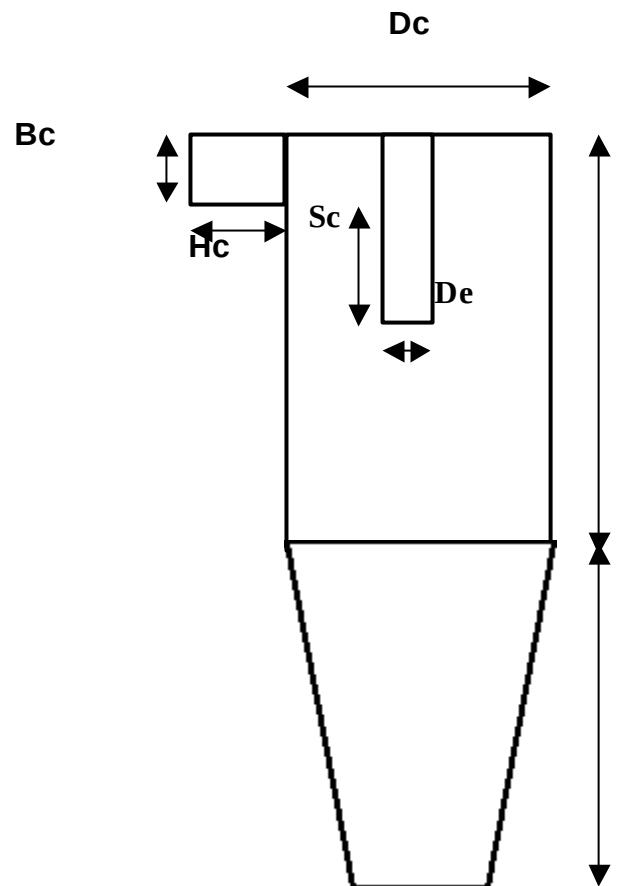
$H_c=0.04m$

$L_c=0.16m$

$S_c=0.01m$

$Z_c=0.16m$

$D_c=0.08m$



Haciendo cálculos obtenemos:

$D_{cp} = 2 \text{ E-6 m}$

Este representa el valor del diámetro que elimina el ciclón con una efectividad del 50%.

$D_p/d_{p50} = 5$ esta relación representa el valor del diámetro que elimina el ciclón con efectividad del 99%. Este diámetro corresponde a:

$D_p = d_{p50} * 5 = 10 \text{ E-6 m.}$

7.2.1 CÁLCULO DE LA CAÍDA DE PRESIÓN EN EL CICLÓN

Para su cálculo se recurre a fórmulas empíricas que determinan la caída de presión en el ciclón:

$$\Delta P = 0.408 \cdot \rho_g \cdot V_g^2 \cdot g$$

Los valores de la densidad del gas y velocidad son los correspondientes a 200°C.

Sustituyendo valores obtenemos una caída de **0,0295m.c.a.**

Para el cálculo de la caída de presión se ha considerado como temperatura de proceso: **200°C**

7.3 DISEÑO DE LAVADOR

En este capítulo se desarrollará el diseño básico de un lavador de gases. Éste consiste básicamente en especificar el diámetro interno y altura del mismo, el caudal de agua y la boquilla de pulverización.

Cálculo del diámetro del lavador

En la torre de lavado, el gas y el agua fluyen en contracorriente, reduciéndose la altura necesaria para el intercambio. el agua se atomiza en la parte superior de la torre, debiendo cumplir que la velocidad terminal de la gota sea mayor que la del gas para evitar sea arrastrada por la corriente ascendente del gas.

Para el cálculo se asumirá la siguiente hipótesis:

El gas a lavar tiene las mismas propiedades que el aire .

Los datos de partida son los siguientes:

d_s 500 μ m

Teg 700°C

Caudal

Densidad

Gravedad

Esfericidad de gotas, de valor unidad.

La velocidad terminal de las gotas se obtiene a partir de las figuras siguientes, al introducir el diámetro de partícula adimensional, definido como:

$$D^* = d_s (r_l - r_g)$$

Se obtiene una velocidad terminal de 2.38m/s

El diámetro de la torre se obtiene como aquel diámetro al que corresponde un velocidad del gas inferior a la velocidad terminal anteriormente calculada, para un flujo de gas dado. Según los datos obtenidos concluimos que el diámetro de la torre será mayor de 140mm.

En nuestro caso tomaremos un diámetro de 200 mm por ajustarse a los rociadores del mercado.

Cálculo de la altura de la torre

En el calculo de la altura del lavador hemos de tener en cuenta la existencia de dos zonas:

- Una primera de saturación adiabática.
- Una segunda zona de enfriamiento y eliminación de humedad.

Para cada tramo, se realiza un balance de entalpía, con el objetivo de determinar las temperaturas de las corrientes. A continuación, se resuelve un problema de transferencia de calor, determinándose el área de transferencia, con lo que queda determinada la cantidad de agua involucrada en el proceso.

Por último se dispone de una zona de decantación con el fin de conseguir la precipitación del agua sobrante del gas hasta alcanzar la temperatura ambiente, evitándose la condensación en otras partes de la instalación, que podría resultar perjudicial. Esta zona 3 se diseñaría como un problema de transferencia de calor a través de las paredes del lavador para alcanzar la temperatura ambiente y conseguir la precipitación de agua sobrante.

Los datos de partida son:

$$C_{pg} = 1.005 \text{ Kj/Kg}^\circ\text{C}$$

$$M_g = 0,01817 \text{ kg/s}$$

$$T_{eg} = 700^\circ\text{C}$$

$$M_a \text{ entrada} = 4,3 \text{ Kg/Kg de gas}$$

$$M_{a'} = 0,1712 \text{ kg}$$

$$M_{a''} = 0,027 \text{ kg}$$

Del vapor de agua:

$$C_a = 4.18 \text{ Kg/Kg}^\circ\text{C}$$

$$C_{pva} = 1.88 \text{ Kg/Kg}^\circ\text{C}$$

$$I = 2502 \text{ Kg/Kj}$$

$$T_{ea} = 20^\circ\text{C}$$

$$M_a = 0,0784 \text{ kg/s}$$

La cantidad de agua a la entrada viene fijada por la boquilla del rociador (Consultar catálogo).

Los balances de entalpía son los siguientes, suponiendo procesos adiabáticos, es decir, todo el calor se invierte en calentar y/o evaporar agua.

Zona superior de la torre:

$$Mg*(Cp_{gs}+Cp_{va}*Ma'')*T_{ig}+Ma*Ca*T_{ea} = Mg* [(Cp_{gs}+Cp_{va}*Ma')*T_{sg} - (Ma''-Ma')*\lambda] + [Ma+Mg*(Ma''-Ma')]*Ca*T_{ia}$$

Donde se obtiene $T_{ia} = 42,5^{\circ}\text{C}$

Zona inferior de la torre:

$$Mg*Cp_{gs}*T_{eg} + [Ma + Mg*(Ma''-Ma')]*Ca*T_{ia} = Mg* [(Cp_{gs}+Cp_{va}*Ma')*T_{ig} + Ma'\lambda] + (Ma-Mg*Ma'')*Ca*T_{sa}$$

De donde se obtiene $T_{sa} = 53,25^{\circ}\text{C}$

Mg Kg/s	0,01817114
Ma Kg/s	0,0784
Ma' Kg vapor/Kg gas seco intermedio	0,17129102
Ma' Kg vapor/Kg gas seco salida	0,02732264
Teg °C	550
Tig °C	71,1
Tsg °C	30
Tea °C	20
ZONA SUPERIOR TORRE	
Tia °C	42,5323295
ZONA INFERIOR TORRE	
Tsa °C	53,2560063

Se ha considerado una zona de “decantación” con el objetivo de hacer precipitar el agua del gas saturado de salida al pasar de la temperatura de salida del lavador de 30°C a la temperatura ambiente media de 25^{a} C. En este paso se libera el agua de saturación del gas, para evitar su condensación en zonas de la conducción o del motor donde puede provocar daños se determina esta zona. Esta zona de decantación consiste en una rejilla metálica, donde la humedad precipita por agrupamiento de gotas al contacto con la superficie de la malla.

Dimensiones del lavador:

Altura: 1m

Diámetro: 0.2m

La entrada de agua se realiza por la parte superior, mientras que la de gases se realizará por la parte inferior lateral, con la tubería de entrada horizontal y ligeramente inclinada hacia abajo con el fin de evitar reflujos de agua hacia la conducción de entrada de gases.

NOMENCLATURA:

A área transversal del lavador.

A_i área de interfase.

A₁ área de interfase gota-gas en zona 1.

A₂ área de interfase en la zona 2.

C₁ Coeficiente corrector del coeficiente de película 1.

C₂ Coeficiente corrector del coeficiente de película 2.

C_a Calor específico del agua líquida.

C_{pva} calor específico del vapor.

C_{pg} Calor específico del gas.

d₀ Diámetro de gota.

d_s Diámetro de gota a la salida.

D Diámetro interno del lavador.

G Gravedad.

D* Diámetro de partícula adimensional.

h₁ Coeficiente de película 1.

h₂ coeficiente de película 2.

H Altura del lavador.

Ma Caudal másico de agua a la entrada.

Ma' Kg de vapor por Kg de gas seco.

Ma'' Kg de vapor por Kg de gas seco a la salida.

N Número de gotas a generar.

Q Caudal volumétrico del gas.

Q* Calor a intercambiar.

Tr Tiempo de residencia.

Teg Temperatura a la entrada del gas.

Tea Temperatura a la entrada del agua.

Tig Temperatura intermedia del gas.

Tia Temperatura intermedia del agua.

Tsg Temperatura a la salida del gas.

Tsa Temperatura a la salida del agua.

Tmg Temperatura media del gas.

Tma Temperatura media del agua.

U Velocidad del gas en el lavador.

Vt Velocidad terminal de las gotas de agua.

DP Pérdida de carga.

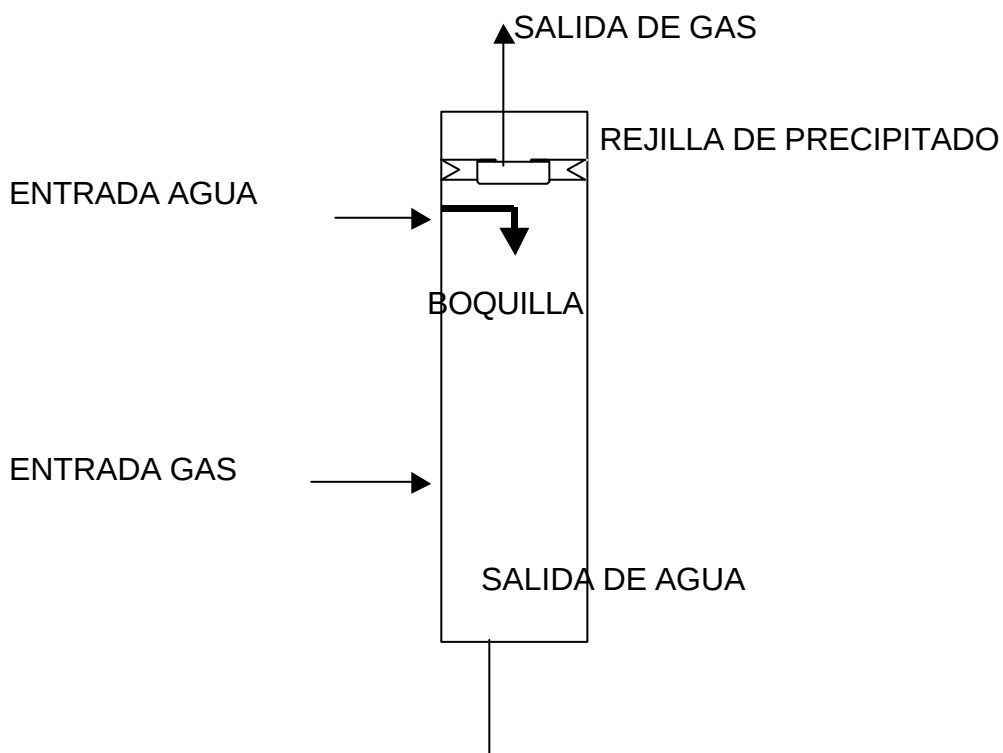
r Densidad del agua

r_g Densidad del gas.

m Viscosidad del gas.

I Calor latente del agua.

Un esquema simplificado del lavador sería el siguiente:



7.3.1 PÉRDIDA DE CARGA EN EL LAVADOR

La pérdida de carga en el lavador se calcula considerando la columna de fluido (agua) que el gas ha de soportar a su paso por el lavador.

Datos:

Tiempo de residencia:	0,3s
Caudal de agua aportado:	0,08kg/s
Diámetro del lavador:	0,2m

La columna de agua que soportará el gas es de : **0,85 m.c.a**

Se considera como hipótesis que el agua se encuentra uniformemente repartida por la sección del lavador.

7.4 ANÁLISIS DE LAS PÉRDIDAS DE CARGA EN CONDUCTOS Y EQUIPOS

El cálculo de las pérdidas de carga en conductos y equipos se lleva a cabo por una hoja de cálculo en la que a la pérdida de carga de los equipos ya calculadas se le suma las de las conducciones. Esta se calcula en función del diámetro de tubería y de la longitud total equivalente de la instalación.

La pérdida de carga en una línea se calcula en función del diámetro de la conducción, longitud, velocidad del fluido y en función de propiedades del conducto (rugosidad relativa) y propiedades del fluido (Reynolds).

Partiendo de un diámetro de línea, entramos en el ábaco de Moody, donde a partir del Reynols y de la rugosidad relativa, determinamos el coeficiente de fricción (ϵ). Con este dato, la velocidad de flujo y la densidad del gas determinamos la caída de presión a lo largo de conductos. Para el caso de accesorios (válvulas, reducciones, codos...) se determina de igual forma, pero se ha de conocer mediante tablas la longitud equivalente de cada uno de los accesorios.

7.5 CÁLCULO LÍNEA DE AIRE DE CRAQUEO: CAUDAL Y SOPLANTE

Para el proceso de craqueo es necesario introducir aire cuyo objetivo es la combustión de parte del gas de gasificación para aporte del calor necesario de las reacciones endotérmicas de craqueo.

El aire a introducir en el craqueador representa la cantidad de aire estequiométrico necesario para la combustión de 0,00145kg/s de gas de gasificación.

Se precisa de 0,00273kg/s de aire para la combustión de 0,00145kg/s de combustible.

El aporte del aire se realizará mediante una soplante controlada mediante un lazo de control formado por PID, termopar y variador de frecuencia.

Al estar el lazo de control referenciado por la temperatura en el lecho, en el proceso de arranque, el caudal de aire será muy superior.

El caudal máximo aportado por la soplante será el correspondiente a la combustión total del gas de entrada.

La soplante se calcula como un compresor:

POTENCIA COMPRESOR AIRE			
	Datos de partida	Cálculo intermedio	Resultado final
T ENTRADA	20	293 K	293 K
PRESION ENTRADA	1	1 atm	1 atm
T SALIDA	-	357,17 K	373,21 K
PRESION SALIDA	2	2 atm	2 atm
RENDIMIENTO ISENTRÓPICO		0,8	
MÁXIMA			
POTENCIA COMPRESOR		1,414793297	Kw

Como se aprecia en los datos anteriores, la soplante ha de tener una potencia de 1,5 kw. Esta potencia es más que suficiente para vencer las pérdidas de carga de la línea de aire hasta alcanzar la salida. Se ha sobredimensionado la soplante con el fin de poder dar mayor caudal de aire en caso de ser requerido, hasta un caudal de $20\text{Nm}^3/\text{h}$.

7.5.1 CÁLCULO DE LA RESISTENCIA DE PRECALENTAMIENTO DEL AIRE DE CRAQUEO

Al mezclar el aire y combustible es necesaria una temperatura mínima que provoque la combustión espontánea. Esta temperatura mínima es de 570°C. Según se muestra en tabla adjunta:

Tabla: temperatura mínima de ignición de gases en aire.

CO	609°C	velocidad de llama:	0.52 m/s
H₂	572°C		2.83 m/s
CH₄	632°C		0.45 m/s

En la fase de arranque de la planta la temperatura del gas a la entrada del craqueador es baja, en torno a los 300°C, será necesario un aporte energético exterior para que comience la combustión del gas en el reactor de craqueo.

Este aporte energético se realiza precalentando el aire de entrada mediante una resistencia eléctrica. La temperatura máxima de filamento es de 600°C.

El caudal de aire de craqueo oscilará entre:

Caudal máximo de aire: **0,01755 Kg/s.**

Caudal mínimo de aire: **0,001578 Kg/s.**

El caudal máximo corresponde al aire estequiométrico para quemar todo el gas.

El caudal mínimo corresponde al aire estequiométrico para quemar la porción necesaria de gas que aporte el calor necesario al proceso.

El C_p del aire se considera **1,005 KJ/Kg K.**

La temperatura de entrada del aire a la resistencia: **40°C.**

La temperatura de salida del aire de la resistencia: **570°C.**

La potencia que ha de desarrollar la resistencia se calcula:

$$(P = \dot{m} \cdot C_p \cdot \Delta T)$$

La potencia a desarrollar por la resistencia será:

Para caudal máximo de aire: **9,3 Kw.**

Para caudal mínimo de aire: **1,5 Kw.**

Para el cálculo de la longitud de la resistencia o número de filamentos se parte de los datos siguientes:

Temperatura de entrada del aire: **40°C**

Temperatura de salida deseada: **570°C**

Diámetro de superficie caliente (Superficie resistencias): **5mm**

Flujo de aire a calentar:

Caudal máximo de aire: **0,01755 Kg/s.**

Caudal mínimo de aire: **0,001578 Kg/s.**

La hipótesis de cálculo considera la resistencia de precalentamiento del aire como un intercambiador de carcasa y tubo, con un fluido frío (aire) atravesando la carcasa y un flujo de calor constante transmitidos a través de los tubos.

El cálculo determinará la longitud de la resistencia y el número de resistencias (superficie caliente) necesarias para calentar el aire.

Se parte de una resistencia industrial que aporta un flujo de **292W/m.**

El coeficiente de transferencia entre el aire y resistencia se calcula teniendo en cuenta una disposición de resistencia al tresbolillo, con paso de **0,05m entre resistencias:**

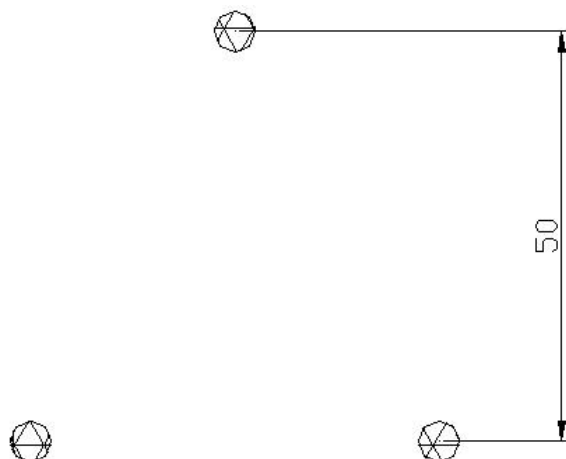


Fig1. Corte transversal de resistencia

El valor del coeficiente de transferencia es de **2,84 W/m² °C**.

Tc	305			
Nuext	4,15E+01	hext	2,836256168	W/m ² °C
Re	7470,965259			
act	1,76E-02			
m A Tc	2,94E-05			
ms A 600°C	3,85E-05			
de	0,644076896			
paso	0,05			
do	0,006			
Pr	0,698			
Kaire	4,40E-02			

Suponemos una longitud de resistencia conocida de **1,7m**. Con los datos anteriores, determinamos el número de filamentos que se han de colocar.

Flujo máximo de aire (0,01755 kg/s): 16 resistencias.

Número de U de 1,7m de longitud: 8 resistencias.

La temperatura máxima superficial que alcanzará la resistencia será inferior de **690°C**.

CÁLCULO DE LA RESISTENCIA DE AIRE PARA EL FLUJO DE AIRE EN RÉGIMEN PERMANENTE				
Flujo de calor W/m	343,1372549	W/m	LONG. RESISTENCIA	1,7 m
Potencia calorífica nece	1,0653	kw		
Longitud necesaria	3,104588571	m		
Nº de U de resist	0,913114286	Nº de U de 1,7m		
Temperatura superf	690,9824623	°C		
CÁLCULOS DE LA RESISTENCIA DURANTE EL ARRANQUE				
Flujo de calor W/m	343,1372549	W/m		
Potencia calorífica necesaria	9,348028731	kw		
Longitud necesaria	27,24282659	m		
Nº de U de resist	8,012596055	Nº de U de 1,7m		
Temperatura superf	690,9824623	°C		

7.6 CÁLCULO DE PÉRDIDA DE CARGA EN LINEA DE AIRE DE CRAQUEO

El cálculo de la pérdida de carga en la línea de aire se realiza igualmente que en el caso de la línea de gas o incluso agua, sin más que sustituir en la expresiones los valores de las propiedades para el aire. En cualquier caso las pérdidas de carga para el aire son pequeñas y del orden de 0,001m.c.a por metro de conducto.

Para el cálculo de la pérdida de carga se parte de los datos siguiente:

Tipo de fluido: aire

Diámetro del conducto: 1 1/2" DN

Flujo del aire: 0,002 Nm³/s

Temperatura de trabajo: 40°C

Viscosidad: 19,11x10⁻⁶ kg/ms

Densidad: 1,1273 kg/m³

Rugosidad relativa conducto de acero: 0,002

Reynolds: $\frac{r \cdot v \cdot D}{m}$ donde v es la velocidad

A partir del Reynolds y rugosidad relativa obtenemos el coeficiente de fricción λ .

El valor de la pérdida de carga debida a la fricción es:

$$x = \frac{8 \cdot l \cdot L \cdot v^2}{p^2 \cdot g \cdot D^5}$$

donde L es la longitud del conducto o longitud equivalente para el accesorio calculado: codos, válvulas, reducciones...

7.7 CÁLCULO DE LÍNEAS SECUNDARIAS DE LA PLANTA DE CRAQUEO

7.7.1 CÁLCULO DE LA LÍNEA DE AGUA DEL LAVADOR: PÉRDIDA DE CARGA

La línea secundaria de la planta de craqueo se compone de la línea de agua de alimentación al lavador.

El lavador precisa de un caudal de agua de 4,7 l/min dato utilizado como caudal nominal de diseño del lavador.

Este caudal es proporcionado por la boquilla cuando la red de agua proporciona una presión de 3 bares.

Se ha de suponer que en algún momento la red no sea capaz de aportar una presión constante de 3 bares, lo que supone una disminución del caudal necesario para el lavado de los gases. Para paliar este posible problema se consideran dos posibles soluciones: la colocación de dos boquillas en paralelo y la utilización de una línea de bombeo de agua. Esta línea estaría formada por un depósito de agua y una bomba que proporcionase la presión y caudal nominal necesario en el lavador.

La bomba tendría que tener la potencia suficiente como para vencer las pérdidas de carga de la línea de agua y proporcionar el caudal necesario a la presión indicada.

CAPÍTULO 8
EXPERIENCIAS A REALIZAR SOBRE LOS
MOTORES DE COMBUSTIÓN

CAPÍTULO 8: EXPERIENCIAS A REALIZAR SOBRE LOS MOTORES DE COMBUSTIÓN

8.1 INTRODUCCIÓN A LOS MOTORES DE COMBUSTIÓN

Una de las aplicaciones más atractivas de la gasificación sería la posibilidad del aprovechamiento del gas en un motor de combustión interna. Actualmente el gas es utilizado, en alguna planta experimental, como combustible para ser quemado directamente en calderas para la producción de vapor, y posterior uso en turbinas de vapor o como elemento de proceso.

En los motores de combustión interna se utilizan combustibles de composición homogénea y estables durante largos períodos de tiempo, en nuestro caso se dispone de un combustible gaseoso, difícil de almacenar cuya composición varía con las características de la biomasa a gasificar, a esto habrá que unir los problemas derivados del bajo poder calorífico del gas para su aprovechamiento en un motor de combustión. Un combustible procedente del gasificador no puede ser utilizado directamente en un motor de combustión interna, es necesaria una limpieza de impurezas, tanto de partículas sólidas como de tars, (aceites y alquitranes). En la práctica, no son necesarios motores especiales para la utilización del combustible de gasificación, no obstante, dado el bajo poder calorífico del gas se hace necesaria la utilización de motores con ciertas características que mejoren su comportamiento, como es la sobrealimentación y la utilización de motores de gran cilindrada que permiten obtener mayores potencias gracias a su mayor consumo de combustible y a su mejor rendimiento térmico (son más adiabáticos).

El objetivo del proyecto se centrará en el diseño y desarrollo del proceso necesario para la utilización del gas de gasificación en un motor de combustión interna y turbina de gas. Un posterior análisis, tanto del motor como de la turbina, determinará sus comportamientos ante este combustible y conocimiento exacto de las necesidades tanto del motor como del combustible para optimizar el funcionamiento, cara a una utilización comercial.

Para conseguir el aprovechamiento del gas de gasificación en un motor de combustión, en primer lugar se ha de plantear un proceso de limpieza y enfriamiento del gas. Se ha de tener en cuenta:

- Limpieza y eliminación de tars.
- Limpieza y eliminación de partículas sólidas.
- Eliminación en lo posible de la humedad, para evitar la disminución del poder calorífico del gas.
- Enfriamiento del gas para no penalizar el rendimiento volumétrico del motor.

Para la eliminación de tars se utiliza un craqueador catalítico. En este craqueador se llevan a cabo las reacciones de descomposición del tar, con el fin de romper cadenas largas de hidrocarburos y transformarlas en cadenas más cortas y ligeras. Tras la eliminación de tars se plantea la eliminación de partículas sólidas en suspensión como cenizas procedentes del proceso de gasificación, así como la eliminación de restos de alquitranes aún no descompuestos en el proceso anterior. Con tal fin en la planta se colocan dos ciclones, antes y después de la línea de craqueado, un lavador y un filtro. Con estos procesos se pretende una limpieza de gases hasta los límites permitidos para la utilización en motores de combustión. Con una limpieza óptima del combustible se consigue alargar la vida útil del motor. La preocupación por la limpieza de los gases procedentes del gasificador queda totalmente justificada tras los datos obtenidos en plantas experimentales, donde los tars fueron causa de deterioro y obstrucción de equipos y conducciones de la planta de igual forma que pudiera ocurrir en válvulas y conductos de admisión de un motor de combustión interna.

Entre las ventajas de usar el gas de gasificación en motores de combustión interna, se encuentra la posibilidad de no realizar modificaciones excesivas en el motor para el uso de estos combustibles, aunque inicialmente hayan sido diseñados para gasolinas o gasóleos. Únicamente habría que realizar una modificación sobre el sistema de carburación, que en principio no reviste gran complejidad tal y como

muestran experiencias realizadas. El diseño de estos carburadores se basan en la posibilidad de regulación, mediante valvulería, de los caudales de gas y aire que entran en el motor.

Por tanto, los principales problemas a los que se enfrenta la posibilidad de utilización de estos combustibles, radica en la posibilidad de conseguir un gas lo suficientemente limpio y de poder calorífico lo más alto posible, tal y como se apuntaba en los capítulos anteriores.

Una vez hemos obtenido un combustible gaseoso de características mínimas exigibles en cuanto a limpieza y poder calorífico se refiere, se trata en este bloque de analizar el comportamiento del motor con este combustible: realizar pruebas de potencia, par, presión, análisis de gases de escape...

En el caso de turbinas de gas, existe una mayor exigencia sobre las condiciones de limpieza del combustible a utilizar, justificada por las características del sistema de inyección del combustible y álabes, lo que complica la posibilidad de uso del gas de gasificación.

8.2 EXPERIENCIAS Y MEDICIONES SOBRE MOTORES DE COMBUSTIÓN INTERNA ALTERNATIVOS

Objetivo: determinar la influencia de la composición del gas en el funcionamiento del motor y los ajustes que se pueden realizar sobre éste para mejorar su comportamiento.

Variables modificables:

- Composición: se parte de una composición fija y se modifica, variando el contenido de cada uno de los componentes de acuerdo a un diseño factorial. Se modifica la composición sobre el contenido de nitrógeno.
- Relación combustible/aire. (Dosado).
- Punto de encendido óptimo.

Variables medidas:

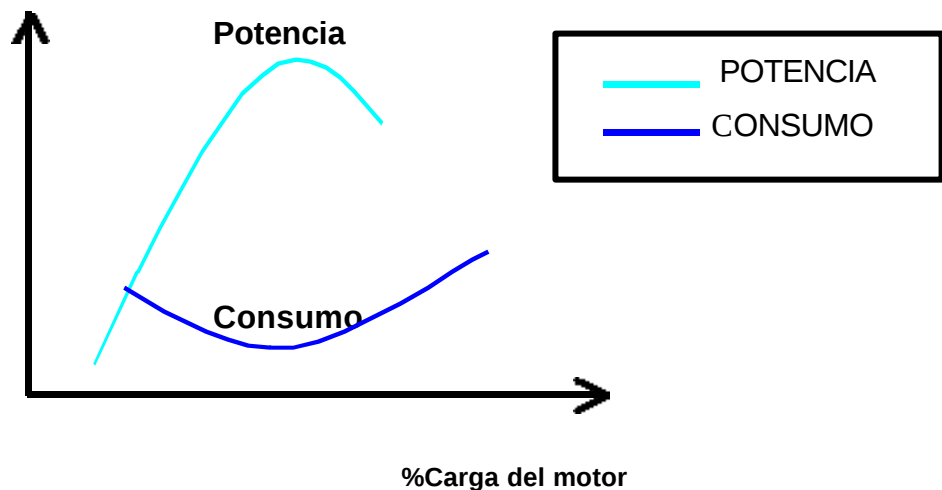
- Potencia desarrollada por el motor en función de la carga aplicada sobre el eje.
- Par desarrollado, en función de la carga aplicada sobre el eje.
- Presión en el ciclo. (Presión/ángulo cigüeñal).
- Consumo de combustible.

Variables no modificables con facilidad:

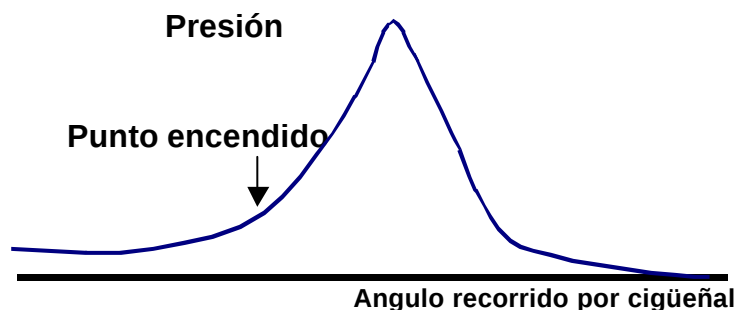
- Relación de compresión del motor.

Formas de trabajo:

- **Ensayos a RPM constantes:** ante variaciones de la carga en el eje se efectúan variaciones de la carga del motor con el fin de mantener la velocidad de giro.
- **Ensayos a RPM variables:** se ensaya a plena carga del motor, en esta situación se modifica la carga en el eje, variando la velocidad de giro.
- Interés por la obtención de resultados del tipo:



Con RPM, COMPOSICIÓN, DOSADO: FIJOS



Con RPM, COMPOSICIÓN, DOSADO: FIJOS

Conclusiones

Para el caso de ensayos a RPM constante se determina:

- Curva potencia/carga del motor.
- Consumo específico de combustible para ese motor.
- Máxima potencia del motor para el combustible utilizado.
- Características del combustible tales como tendencia a la detonación y autoencendido.
- Ajustes necesarios del motor: punto de encendido, dosado y velocidad de giro óptimos.
- Curva presión-posición pistón.

Este tipo de ensayos son los propios de motores de generadores eléctricos, pues han de mantener en lo posible la velocidad de giro por necesidades de la red.

Tanto la curva potencia/carga como el consumo y la presión máxima se obtienen directamente de la instrumentación. Las características del combustible se obtiene como consecuencia del análisis de los datos.

Forma de actuación

Acciones ante la tendencia a la detonación:

- Aumento de las revoluciones.
- Retraso del punto de encendido para disminuir la presión y temperatura máxima.
- Disminución del tiempo de retraso: adelantar el punto de encendido, variar el dosado en proporción adecuada.

Acciones para la mejora de las prestaciones del motor:

- Adelanto del punto de encendido, obteniéndose una mayor presión media efectiva.
- Aumento de la carga del motor. (Sobrealimentación).
- Determinación del dosado de máxima potencia y rendimiento.

Al término de la experiencia se obtendrá un comportamiento comparativo del motor según la utilización de uno u otro combustible. Con ello la posibilidad de utilización del combustible de gasificación.

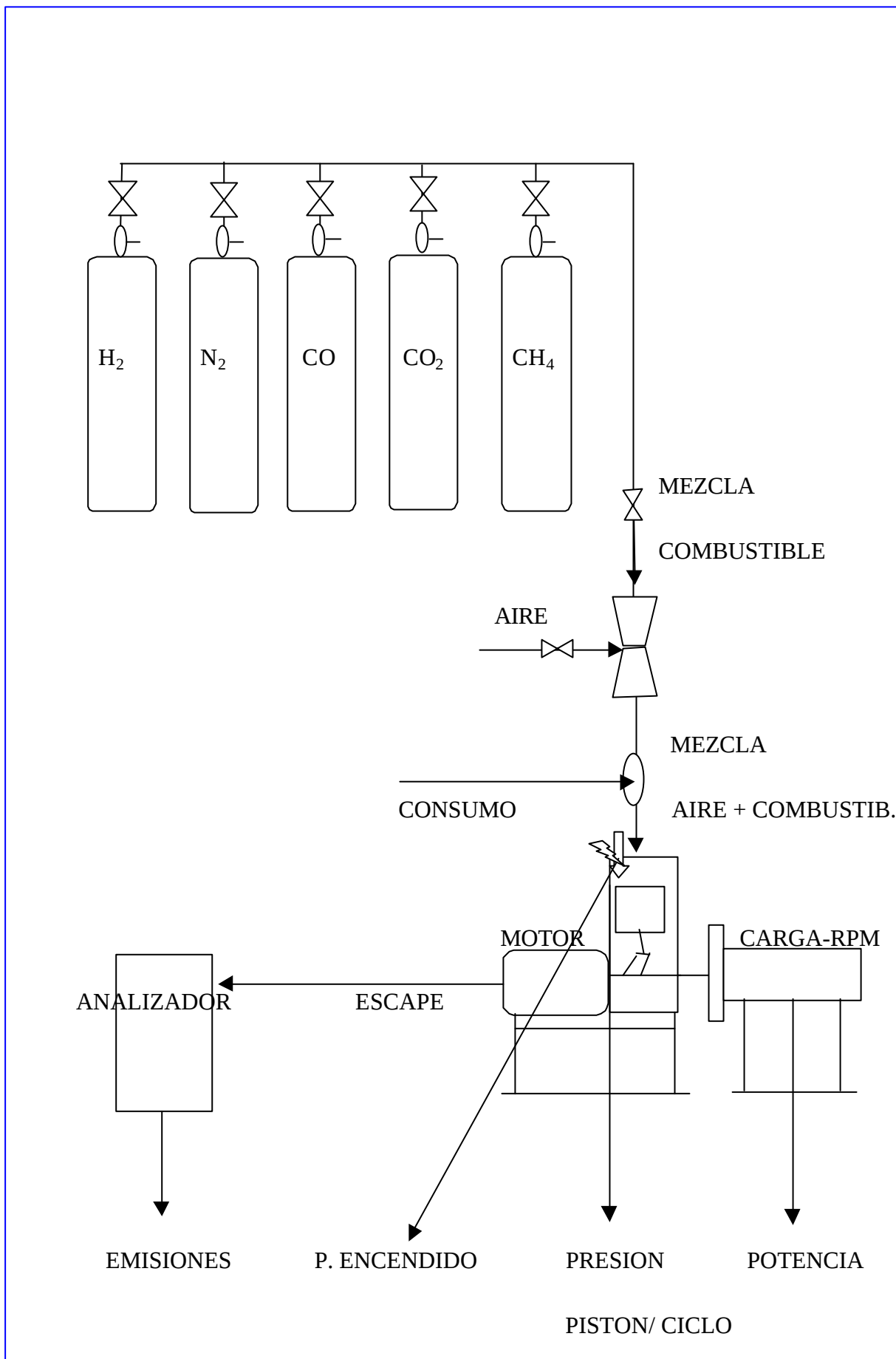
Repetir los ensayos para el caso de RPM variables. Obteniéndose un comportamiento del motor frente al combustible para el caso de un motor de automoción.

Se puede considerar interesante:

- Análisis de los gases de escape.
- Comparativa comportamiento del motor gasolina-gas de gasificación.
- Análisis problemas arranque en frío del motor.

Hoja de programa de ensayos:

E.S.I.I.	DEPT. INGENIERÍA QUÍMICA Y AMBIENTAL
PRUEBA N°:	FECHA:
MOTOR TIPO:	
R.P.M. FIJO:	
DOSADO:	
CO CO₂ CH₄ H₂ N₂ CARGA EJE %CARGA MOTOR POTENCIA CONSUMO TIEMPO	



8.3 OBJETIVOS DEL PROYECTO DE EXPERIMENTACIÓN

En este proyecto se plantea la posibilidad de colaborar con el departamento de motores térmicos de la escuela Superior de Ingenieros con el propósito de obtener resultados concluyentes sobre el comportamiento de un motor de combustión interna al utilizar como combustible el gas de gasificación obtenido a partir de la planta piloto instalada en los laboratorios de la Escuela Superior de Ingenieros de Sevilla.

Previo a la experimentación se han realizado un estudio teórico en previsión de los problemas y comportamiento que se prevén durante el ejercicio de la experimentación. estos son:

8.3.1 EFICIENCIA Y PÉRDIDA DE POTENCIA.

Un motor de encendido provocado por chispa posee un rendimiento térmico de un 25-30%. El mismo motor, funcionando con gas de gasificación se prevé un rendimiento térmico en torno al 15-25%. Este valor dependerá de las características del gas a producir (composición, densidad, viscosidad). Se puede concluir, de datos experimentales ([8], [9]), que la pérdida de rendimiento térmico no se puede considerar un factor crítico en el comportamiento de un motor de combustión.

Por otro lado, se tiene una disminución considerable en la potencia media indicada del motor, como muestra la figura 8.1.

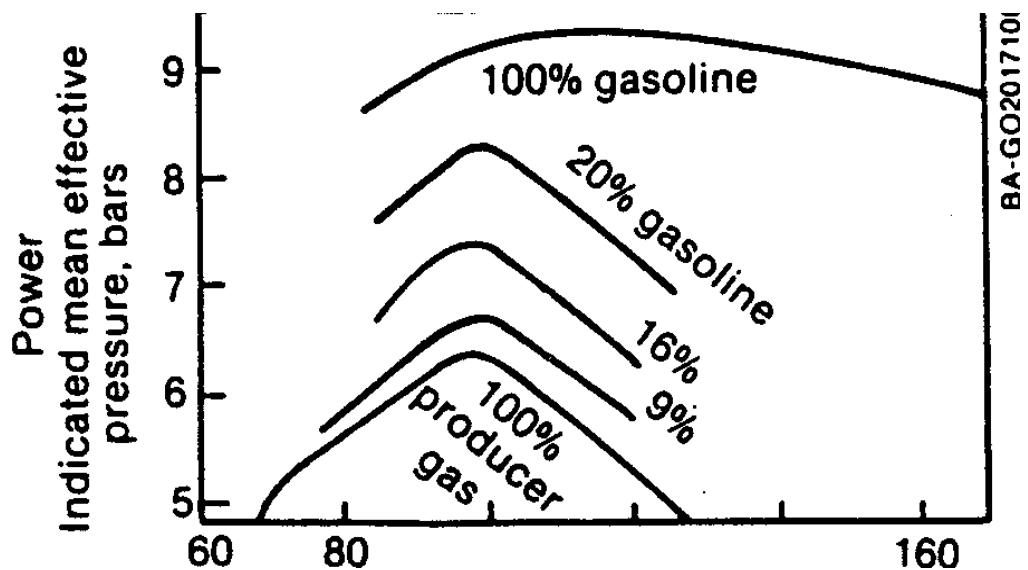
El valor de la potencia media indicada se calcula a partir de la presión media indicada de la forma:

$$Wi = pmi \cdot V_T \cdot \frac{n}{2}$$

la presión media indicada se define como la presión constante equivalente que en una carrera proporciona un trabajo igual al indicado del ciclo.

Esta disminución se debe fundamentalmente al bajo poder calorífico del gas de gasificación, siendo esta característica crítica en el comportamiento del motor de combustión.

Fig 8.1



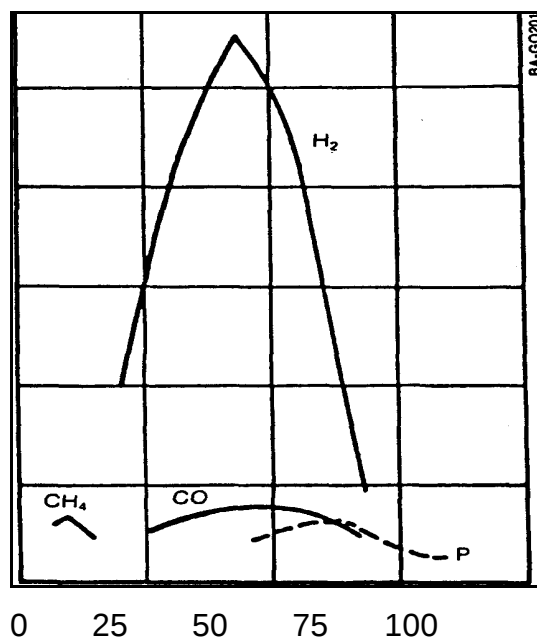
8.3.2 SOPLANTES Y TURBOALIMENTADORES

Como se ha visto en el apartado anterior el bajo poder calorífico del gas que se pretende usar es crítico en el comportamiento del motor de combustión al ser responsable de la disminución de la potencia del motor frente al uso de combustibles como la gasolina.

La potencia de un motor de combustión, utilizando como combustible gas de gasificación, puede aumentarse utilizando turboalimentadores, frente a una aspiración natural del motor. Se comprende que este tipo de alimentación posee la ventaja de aumentar la potencia desarrollada por el motor al aumentar la masa de combustible introducido en los cilindros, pero se plantea nuevos problemas: en primer lugar, colocar un turboalimentador plantea un problema económico, pues son equipos caros, en segundo lugar, la sobrealimentación supone un aumento en la presión máxima alcanzada en el interior del cilindro y un aumento de la temperatura, lo que representa un problema a la hora de controlar la tendencia detonante del gas de gasificación. La tendencia detonante del gas de gasificación viene dada principalmente por el contenido de hidrógeno en el gas, que por otro lado se hace necesaria su presencia, para aumentar la velocidad de combustión del gas, pues el resto de componentes poseen una baja velocidad de llama, creando problemas de combustión incompleta.

Para corregir problemas de comportamiento detonante se podría retrasar en punto de encendido y/o aumentar las revoluciones del motor en el caso de motores de encendido provocado.

Fig 8.2: Velocidad de llama de cada uno de los componentes del gas de gasificación:



% Volumen de gas en la mezcla con aire

P = 4.4% CO₂; 29.1% CO; 10.2% H₂; 56.3% N₂

Además de un análisis de la potencia en el motor sería interesante, cara a la utilización comercial del combustible de gas de gasificación, un estudio de la vida del motor y análisis de gases de escape:

8.3.3 CORROSIÓN DE COMPONENTES DEL MOTOR

La corrosión de la camisa del cilindro del motor aumenta con la disminución de la temperatura de operación tal y como se aprecia en la gráfica Fig. 8.3. Por debajo de 120°F la corrosión de la camisa y anillos del cilindro aumenta rápidamente. Este hecho se entiende por el aumento de la condensación de humedad y productos corrosivos procedentes de la hidrólisis del ácido carbónico. Por debajo de 185°F la corrosión está ligado al consumo de aceite y del espesor de la película de éste. Por encima de 185°F la corrosión es mínima e independiente del aceite lubricante y de su espesor. Los mayores problemas de corrosión por tanto los presentará en los arranques en frío y la puesta a régimen.

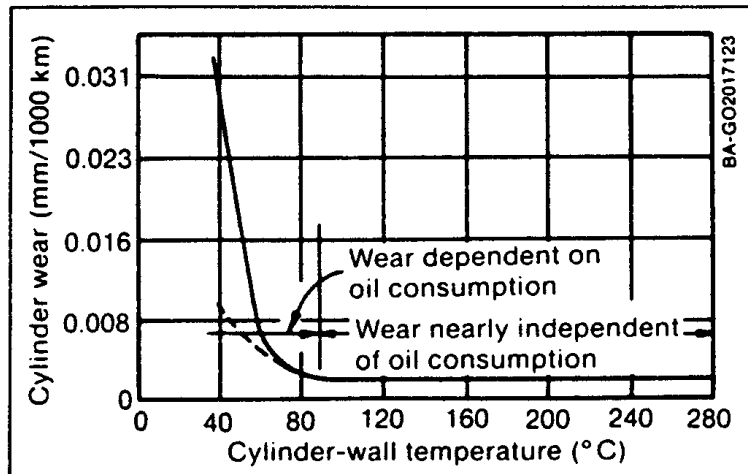


Fig. 11-18. Engine life versus cylinder wall temperature (Source: Kaupp 1984a, Fig. 211)

En el caso de la utilización de gas de gasificación hemos de tener en cuenta que, por su bajo poder calorífico se alarga el período de puesta a régimen de temperatura lo que representa un aumento del peligro de corrosión de ciertos elementos del motor, más aún si consideramos la existencia de álcalis en el gas de gasificación.

8.4 EMISIONES DE ESCAPE

Las emisiones de monóxido de carbono de un motor de combustión de encendido provocado, utilizando como combustible gas de gasificación, se prevé sean menores que en el caso de la utilización de gasolinas. Este hecho es debido a que la máxima potencia se alcanza con una mezcla muy próxima a la estequiométrica, mientras que para las gasolinas, la mezcla de máxima potencia es rica en combustible. Igualmente la emisiones de hidrocarburos serán menores que en el caso de las gasolinas por la misma razón anterior y por la ausencia de hidrocarburos de cadena larga en el combustible. Por último, la menor temperatura de llama del caso del gas de gasificación reducirá la posibilidad de producir NO_x a pesar del alto contenido de nitrógeno en el caso del gas de gasificación.

Sin embargo, la mayor posibilidad de contaminación radica en el alto contenido en tars que pueden condensar. Sin embargo esta posibilidad no es muy probable dado el interés prestado en la eliminación de estos compuestos.

8.5 TURBINAS DE GAS. INTRODUCCIÓN

Modificaciones sobre límites de partículas en motores y turbinas:

	Alquitranes	partículas	tamaño partíc.	Metales alcalinos
Motor de combustión	<100	<50	<10	-
Turbina	-	<30	<5	0.24
	mg/Nm³	mg/Nm³	mg/Nm³	mg/Nm³

Se plantea, al igual que en el caso del motor alternativo de combustión interna, realizar una serie de experimentos con el objetivo de determinar la potencia y comportamiento al usar el gas de gasificación como combustible en una turbina de gas. Se obtendrán datos como la relación de compresión necesaria, dosado de combustible, caudal de aire para obtener una potencia máxima de la turbina. Por otra parte, se podrán obtener datos sobre la estabilidad de llama y rango de funcionamiento óptimo de la turbina, que es necesario conocer para una marcha regular y uniforme de una turbina de gas, con el objetivo de la generación de energía eléctrica.

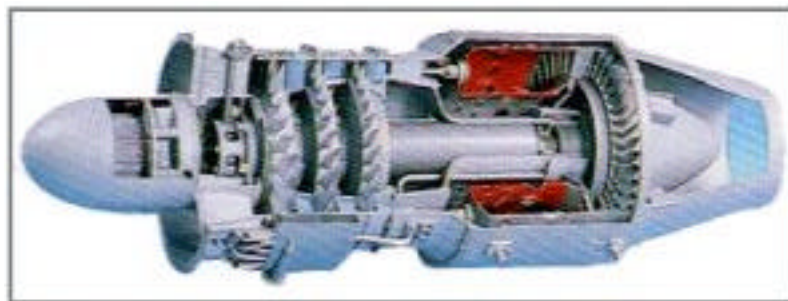
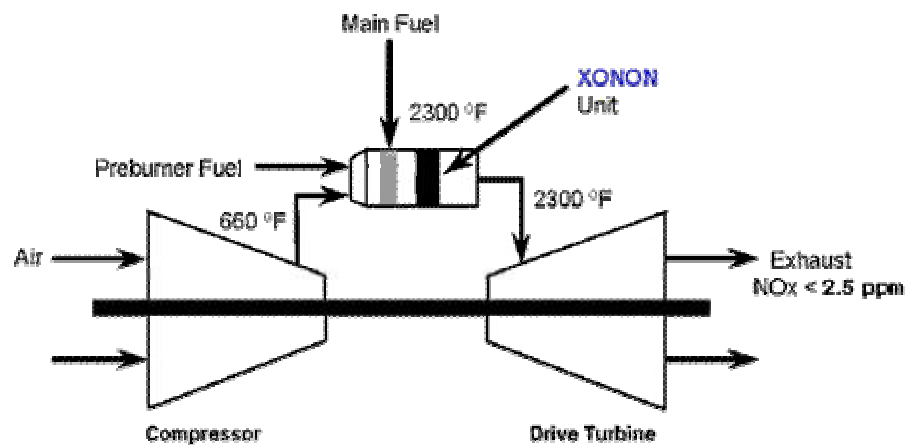
El cálculo a realizar para determinar la potencia obtenida es el siguiente:

$$h_{cc} \cdot m_f \cdot H_p + C_{Paire} \cdot m_a \cdot T_e = C_{Pgas} \cdot m_{gas} \cdot T_s$$

De esta ecuación se puede despejar la temperatura de salida de la cámara de combustión. Para una relación de compresión fijada por el compresor, podremos conocer la potencia neta dada por la turbina sin más que un balance de entalpías entre el punto de entrada y salida de la turbina.

En un primer estudio, se observa que, dado el bajo poder calorífico del gas de gasificación, se ha de utilizar un caudal másico de combustible elevado para poder operar a temperaturas adecuadas en la entrada de la turbina. Este elevado caudal másico de combustible obliga a un elevado caudal de aire para asegurar una combustión completa.

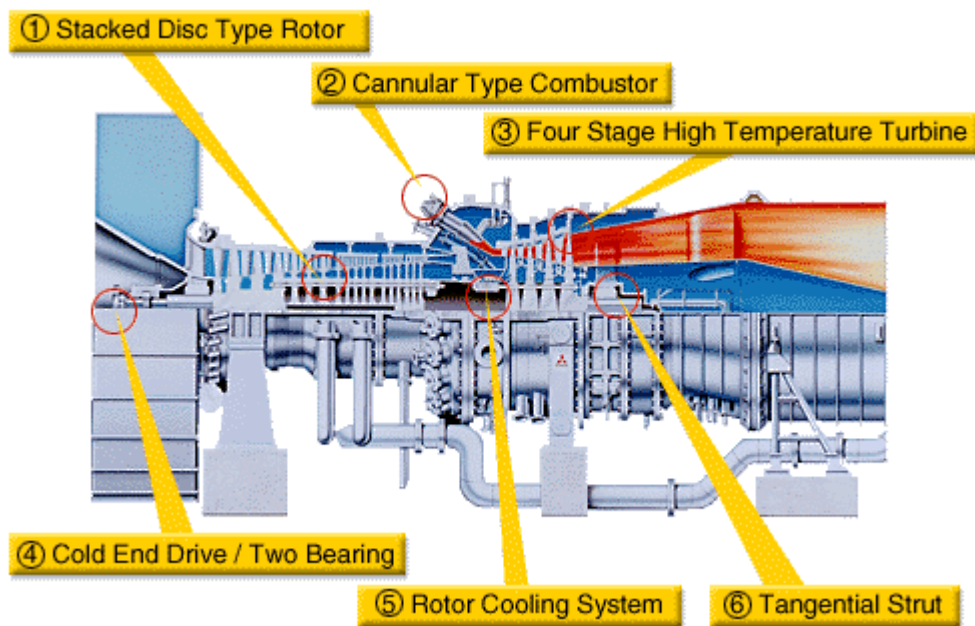
En el cálculo de la potencia de la turbina se ha de determinar el valor de los parámetros característicos (presión y temperatura) en los puntos de entrada y salida del compresor y turbina. Con tal fin se sigue el cálculo del diagrama T-S.



8.5.1 PARÁMETROS DE ESTUDIO EN TURBINAS DE GAS

En el caso de realizar pruebas con el combustible procedente de la gasificación en turbinas de gas, obtendríamos una serie de parámetros interesantes como puede ser la estabilidad de llama. Este parámetro determinaría la posibilidad de utilizar un cierto combustible de manera que la turbina desarrolle una potencia constante y en condiciones estables, sin peligro de picos de potencia o valles indeseables en la producción de energía eléctrica.

Uno de los mayores problemas en una turbina de gas, es obtener una eficiencia aceptable en la cámara de combustión, pues de lo contrario, no sólo supondría un gasto inútil de combustible, sino que se derivarían problemas de emisiones contaminantes indeseables. La eficiencia deseable en una cámara de combustión es superior al 75-80%, cuando la turbina es acelerada a la velocidad de régimen. Este problema es especialmente preocupante en el caso de turbinas de aviación, donde la condiciones de vuelo varían enormemente con la altura. A gran altitud la zona de estabilidad de combustión se hace más estrecha.



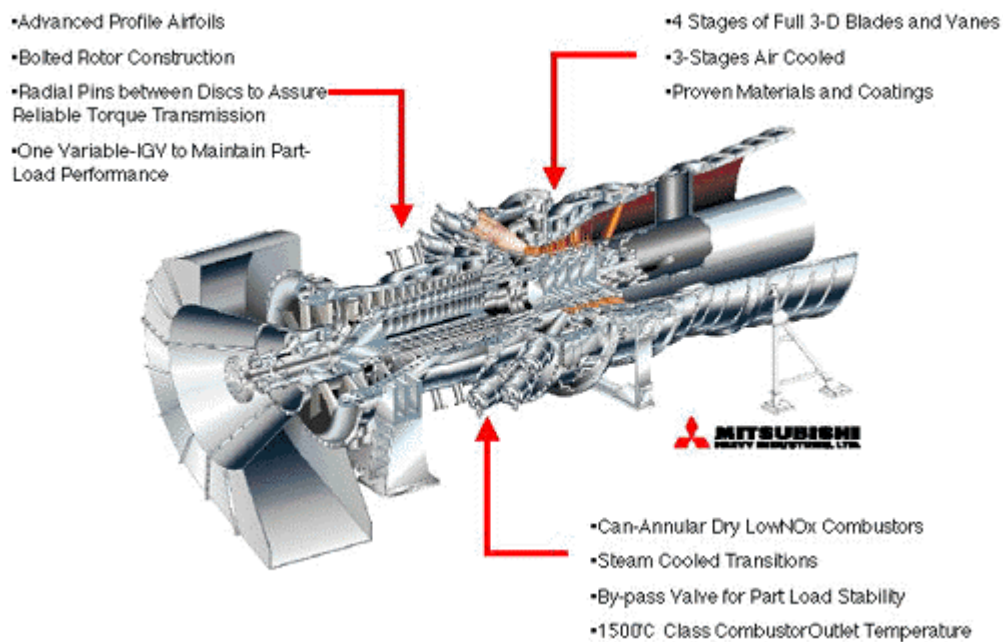
8.5.1.1 PROCESO DE COMBUSTIÓN

El propósito inicial en la combustión, es alcanzar la temperatura del flujo de aire que consigue una combustión estable. Desde el punto de vista del diseño de la cámara de combustión, existen numerosos parámetros a tener en cuenta, pero que, dada la complejidad teórica de los mismos, se toma como referencia los resultados de modelos.

Para el cálculo de la eficiencia de una cámara de combustión podemos tomar:

$$h = f^{-1} \cdot \left(\frac{1}{\text{ratio_de_evaporación}} + \frac{1}{\text{ratio_de_mezcla}} + \frac{1}{\text{ratio_de_reacción}} \right)^{-1}$$

Generalmente es sólo uno de esos tres ratios el dominante en una cámara de combustión.



8.5.1.2 MODELO DE LA VELOCIDAD DE LLAMA

La zona de combustión se representa como una zona homogénea bajo condiciones de flujo turbulento.

El comportamiento de la combustión depende del ratio:

$$\frac{\text{Veloc. de llama turbulenta}}{\text{Veloc. de mezcla fresca entrando en zona de combustión}}$$

Se considera que el ratio de evaporación y mezcla son muy rápidos y hace que la combustión sea completa.

La eficiencia de la combustión se define como:

$$h_c = \frac{\text{calor liberado en la combustión}}{\text{calor contenido en el combustible}}$$

El rendimiento de la cámara de combustión depende de: la presión de la mezcla, el área efectiva de transferencia y el flujo de aire.

A la hora de diseñar una cámara de combustión se utilizan gráficas empíricas que determinan el rendimiento de ésta en función de los parámetros indicados.

8.5.1.3 CONTROL DE MEZCLADO

Si el ratio de evaporación y reacción se consideran infinitamente rápidos, el rendimiento de evaporación es función del ratio de mezcla dividido por el ratio de flujo de aire.

El ratio de mezcla entre un chorro de aire turbulento y gas es función del producto de la difusividad por el área de mezcla y el gradiente de densidades.

Se asume que la difusividad es proporcional al producto de la longitud de mezcla "l" y la velocidad de turbulencia en el chorro de aire. Por tanto tenemos:

$$\text{Mixing rate} = \text{eddy difusión} \cdot \text{área de mezcla} \cdot \nabla \text{densidades} = \rho \cdot U_j \cdot l^2$$

Sustituyendo en la ecuación anterior $U_j \propto (\Delta P / \rho)^{0.5}$

$$\eta = (P_3^2 / T_3^{0.5}) (\Delta P / P_3)$$

el comportamiento de los límites de mezcla y eficacia de combustión depende del ratio de mezcla frente al flujo de aire.

Por tanto, si se asume que la escala de turbulencia es proporcional al tamaño de la cámara de combustión, el rendimiento de mezcla será función de $P_3 A_{ref} / m_A T_3^{0.5} (\Delta P / P_3)^{0.5}$

Este parámetro es de gran importancia a la hora de determinar una buena combustión en la cámara.

8.5.1.4 SISTEMAS DE CONTROL DE EVAPORACIÓN

Para el caso de combustibles gaseosos, como es el caso de combustibles de gasificación, se asume una evaporación total y perfecta, siempre y cuando en el rango de temperaturas de trabajo no se produzca la condensación de algún componente.

Para el caso de combustibles líquidos, dependerá de la constante de evaporación efectiva la velocidad de flujo densidad y diámetro del inyector.

8.5.1.5 ESTABILIDAD DE LA LLAMA

Para el buen funcionamiento de la turbina de gas, se ha de conseguir una combustión estable en un amplio rango de condiciones de funcionamiento. Esto, es especialmente importante en turbinas de aviación donde se opera en ocasiones a bajas temperaturas y presiones con relaciones de fuel/aire fuera de los límites de inflamabilidad.

La combustión debe ser iniciada y mantenida en régimen turbulento. La solución a este problema es crear una zona de baja velocidad al final del flujo principal de aire. En esta zona el flujo es recirculado y mezclado con mezcla fresca de fuel + aire.

8.5.1.6 DEFINICIÓN DE ESTABILIDAD

El término estabilidad es usado tanto para nombrar al rango de fuel/aire en el que es estable la combustión como para designar el valor de la máxima velocidad que el sistema es capaz de tolerar antes de la extinción de llama. Por tanto, la frase “buen comportamiento en estabilidad”, puede significar que es capaz de mantener la combustión en un amplio rango de mezcla o que la velocidad de flujo es elevada. Es necesario diferenciar estas dos definiciones, pues ambas contribuyen por separado a la estabilidad global del sistema.

Medida de la estabilidad de comportamiento

La estabilidad de combustión se determina con una serie de test de extinción a valores constantes de presión y temperatura, así como de flujo de aire a la entrada. Tras la ignición de la mezcla, se reduce gradualmente el flujo de combustible hasta la extinción de llama. Después de anotar este punto, se restablece la combustión y se incrementa el flujo de combustible hasta la extinción por exceso de combustible. Este proceso se repite incrementando la relación aire/combustible, hasta determinar la curva de estabilidad.

Repitiendo la experiencia para distintas presiones, determinamos la curva de estabilidad en varios puntos de operación.

Técnica de inyección de agua

Un método barato y alternativo para determinar la estabilidad de comportamiento es la técnica de inyección de agua. Permite determinar completamente la curva de estabilidad mientras la turbina opera dentro de un rango normal de velocidad y relación fuel/aire.

El aire es alimentado por un fan a presión atmosférica al interior de la cámara de combustión que, junto con una mezcla de combustible y agua, son quemados en la cámara de combustión. El método se basa en la

equivalencia teórica entre la reducción de la presión y la disminución de la temperatura, conseguida mediante la inyección de agua.

Una de las aplicaciones de esta técnica es la obtención del flujo para diseño de “flameholder”. El “flameholder” bajo estudio es montado a la salida del fan, tras el precalentador. Aguas arriba del “flameholder” se encuentra el inyector de agua y combustible. Normalmente el agua y fuel son premezclados. La velocidad y temperatura del flujo de gas sobre el estabilizador son justos los deseados. El fuel es encendido y a la llama se le crean unas turbulencias al paso por el estabilizador. La cantidad de agua inyectada es aumentada hasta apagar la llama. Este proceso se repite con un número suficiente de relación de aire/combustible, hasta poder determinar la curva de estabilidad.

8.6 CONCLUSIONES

Dentro de las conclusiones, a las que se llega a través del análisis teórico de las características de los motores alternativos y turbinas de gas, son las siguientes:

- Las turbinas de gas requieren un combustible con propiedades más homogéneas y estables, además de un poder calorífico lo suficientemente alto como para garantizar un salto entálpico aceptable en la turbina.
- Las turbinas de gas requieren un combustible con mayor exigencia, en lo que a limpieza del combustible se refiere.
- El combustible de una turbina de gas ha de tener una velocidad y estabilidad de llama adecuadas.

Por éstas y otras razones, se considera que un motor alternativo se adapta mejor a las características del gas de gasificación como combustible. Además, en el caso de la Planta Piloto de Gasificación, el flujo volumétrico del gas, no es lo suficientemente alto para cubrir el gasto de las turbinas de gas, de menor tamaño, encontradas en el mercado (1,5 Mw de potencia).

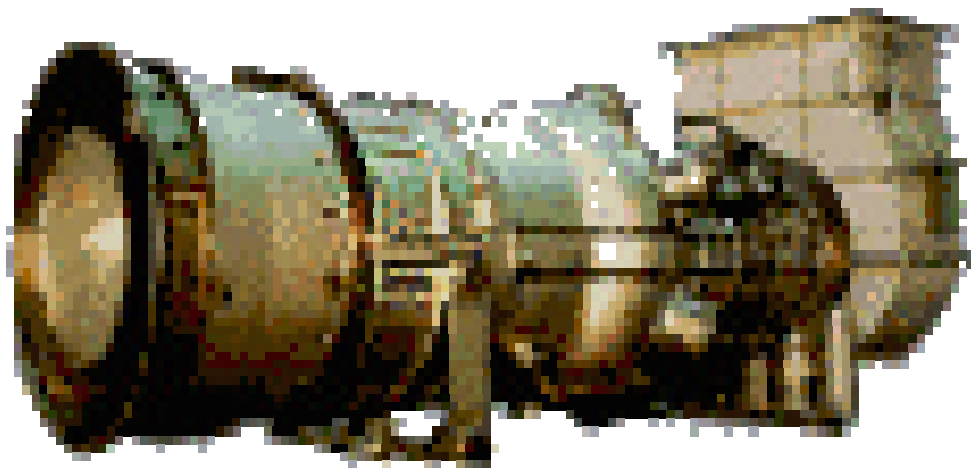
Por último, cabe pensar que la utilización del gas de gasificación como combustible en motores, con el objetivo de la producción de energía eléctrica a gran escala, pase por un sistema “dual” de combustión, tanto en turbinas como en motores alternativos, al aprovecharse las ventajas de la reducción de emisiones de SO_2 , SO_3 y NO_x , al utilizar el gas de gasificación, además de claras ventajas económicas.

La turbina comercial de menor tamaño encontrada en el mercado posee las siguientes características:

GPC15 DLE Electric Power 1,5MWe, Dry Low Emissions

[Download Specs and Diagrams \(PDF\)](#)

Amb. Temp	Electric Output	Fuel Consumption	Steam Production		Electrical Efficiency	Heat Recovery Efficiency	Overall Efficiency
°F(°C)	kWe	MMBtu/hr	lb/hr	MMBtu/hr	%	%	%
32 (0)	1,500	21.4	9,722	10.5	23.9	49.2	73.1
59 (15)	1,434	20.8	10,097	10.9	23.6	52.7	76.3
86 (30)	1,226	18.8	9,722	10.5	22.2	55.9	78.1
104 (40)	1,089	17.6	9,480	10.3	21.1	58.3	79.4



BIBLIOGRAFÍA

BIBLIOGRAFÍA

[1] **“BIOMASS GASIFICATION: PRODUCED GAS UPGRADING BY IN-BED USE OF DOLOMITE”**. AUTOR: ANA OLIVARES, MARIA P. AZNAR, MIGUEL A. CABALLERO. (UNIVERSIDAD DE ZARAGOZA).

PUBLICACIÓN: AMERICAN CHEMICAL SOCIETY.

FUENTE: DEPTO. INGENIERÍA QUÍMICA Y AMBIENTAL.

[2] **“A STUDY ON WOOD GASIFICATION FOR LOW TAR GAS PRODUCTION”**. S.C. BHATTACHARYA, A.H.Md. MIZANUR RAHMAN, HOANG-LUONG PHAM.

PUBLICACIÓN: ENERGY 24 (1999) 285-296.

FUENTE: DEPTO. INGENIERÍA QUÍMICA Y AMBIENTAL.

[3] **“BIOMASS GASIFICATION HOT GAS FILTER TESTING RESULTS”**. BENJAMIN C. WIAANT, DENNIS M. BACHOVCHIN, MICHAEL ONISHAK, OTROS.

PUBLICACIÓN: THE AMERICAN SOCIETY MECHANICAL ENGINEERS. PRESENTADO EN EL INTERNACIONAL GAS TURBINE AND AEROENGINE CONGRESS & EXHIBITION. BIRMINGHAM, UK, JUNIO 10-13 DE 1996.

FUENTE: DEPTO. INGENIERÍA QUÍMICA Y AMBIENTAL.

[4] **“CLEANING OF HOT PRODUCER GAS IN A CATALYTIC ADIABATIC PACKED BED REACTOR WITH PERIODIC FLOW REVERSAL”**. L. VAN DE BELD, B.M. WAGENAAR, W. PRINS.

PUBLICACIÓN: BTG BIOMASS TECHNOLOGY GROUP BV. ENSCHEDE, NORUEGA.

FUENTE: DEPTO. INGENIERÍA QUÍMICA Y AMBIENTAL.

[5] **“CATALYTIC TAR REMOVAL FROM BIOMASS PRODUCER GAS WITH SECONDARY AIR”**. G. LAMMERS, A.A.C.M. BEENACKERS,. (UNIVERSITY OF GRONINGEN). J. CORELLA (UNIVERSIDAD COMPLUTENSE DE MADRID).

PUBLICACIÓN: ING. ENG. CHEM. RES.

FUENTE: DEPT. INGENIERÍA QUÍMICA Y AMBIENTAL E.S.I.I. SEVILLA.

[6] **“CURSO DE DOCTORADO: FILTRACIÓN DE GASES A ALTAS TEMPERATURAS”**. ANTONIO LOZANO GARCÍA.

PUBLICACIÓN: CURSO DE DOCTORADO 1998/99.

FUENTE: DEPTO. INGENIERÍA QUÍMICA Y AMBIENTAL.

[7] **“AIR POLLUTION CONTROL”**. C. DAVID COOPER, F.C. ALLEY.

EDITORIAL: WAVELAND PRESS, INC.

FUENTE: DEPT. INGENIERÍA QUÍMICA Y AMBIENTAL E.S.I.I. SEVILLA.

[8] **“HANDBOOK OF BIOMASS DOWNDRAFT GASIFIER ENGINE SYSTEMS”**. THOMAS B. REED, AGUA DAS.

PUBLICACIÓN: THE BIOMASS FOUNDATION PRESS.

FUENTE: DEPTO. INGENIERÍA QUÍMICA Y AMBIENTAL.

[9] **“SMALL SCALE GAS PRODUCER-ENGINE SYSTEMS”**. ALBRECHT KAUPP, JOHN R. GOSS.

PUBLICACIÓN: DEUTSCHES ZENTRUM FÜR ENTWICKLUNGSTECHNOLOGIEN – GATE. VIEWE & SOHN.

FUENTE: DEPTO. INGENIERÍA QUÍMICA Y AMBIENTAL.

[10] **“LA CARBURACIÓN. CARBURADORES Y GASÓGENOS”**. DOMINGO TÁMARO.

EDITORIAL: A. ROCH BARCELONA.

FUENTE: DEPTO. INGENIERÍA QUÍMICA Y AMBIENTAL.

[11] **“NORTH AMERICAN COMBUSTION HANDBOOK”.**

PUBLICACIÓN: NORTH AMERICAN MFG. Co.

FUENTE: DEPTO. INGENIERÍA QUÍMICA Y AMBIENTAL.

[12] **“TURBINE OF GAS”.** ARTHUR H. LEFEBVRE.

EDITORIAL: TAYLOR & FRANCIS.

FUENTE: DEPTO. INGENIERÍA QUÍMICA Y AMBIENTAL.

[13] **PUBLICACIÓN DEL IDAE (INSTITUTO PARA LA DIVERSIFICACIÓN Y AHORRO DE LA ENERGÍA).**

[14] **“PRESSURISED FLUIDISED-BED GASIFICATION EXPERIMENTS WITH WOOD, PEAT AND COAL AT VTT IN: (1991-1992); (1991-1994)”.**

FUENTE: DEPT. INGENIERIA QUÍMICA Y AMBIENTAL E.S.I.I

[15] **“THE COLORADO SCHOOL OF MINES, GOLDEN. THOMAS B. REED & SIDDHARTHA GAUR”.**

PUBLICACIÓN: THE HIGH HEAT OF TEST PYROLISIS FOR LARGE PARTICLES.

FUENTE: DEPTO. INGENIERÍA QUÍMICA Y AMBIENTAL

[16] **“INGENIERIA DE REACTORES”.** JESÚS SANTAMARÍA, JAVIER HERGUIDO, ANTONIO MONZÓN.

FUENTE: BIBLIOTECA E.S.I.I. SEVILLA

[17] **“EUROS-TAT”.** Oficina Europea de Estadística.

FUENTE: BIBLIOTECA E.S.I.I. SEVILLA

[18] **“STRUCTURAL ANALYSIS AND DESIGN OF PROCESS EQUIPMENT”.** SECOND EDITION. MAAN H. JAWAND, JAMES R. FARR.

EDITORIAL: WILEY

FUENTE: BIBLIOTECA E.S.I.I. (REF.: 66.013 JAW).

[18] CATÁLOGOS COMERCIALES:

DWYER (HIDRÁULICA)

ZARZUELA (HIDRÁULICA: BOQUILLAS PULVERIZADORAS)

RS (ELECTRÓNICA Y ELECTRICIDAD GENERAL)

SIEMENS (EQUIPOS ELECTRÓNICOS)

ALFRAN (MATERIAL AISLANTE)

NORGREN (NEUMÁTICA)

[19] PROYECTO FIN DE CARRERA: “DISEÑO DE UN REACTOR DE LECHO FLUIDIZADO A ESCALA DE LABORATORIO PARA LA DETERMINACIÓN EXPERIMENTAL DE LA CINÉTICA DE GASIFICACIÓN DE BIOMASA”. MANZORRO MORENO, DANIEL.

FUENTE: BIBLIOTECA E.S.I.I. (REF.: 2388).