



Escuela Superior de Ciencias Experimentales y Tecnología

GRADO EN INGENIERÍA DE LA ENERGÍA

Trabajo de Fin de Grado

**MODELADO DE PLANTA PARA
PRODUCCIÓN DE GAS DE SÍNTESIS A
PARTIR DE RESIDUOS FORESTALES**

A toda mi familia, que tantísimo me ha
dado y apoyado todo este tiempo y
a Genesee, por darme un objetivo y
ánimos a lo largo de mi carrera.

Abreviaturas

PCI	Poder Calorífico Inferior
GEI	Gas de Efecto Invernadero
h	Entalpía específica
m	Caudal másico
Q	Caudal volumétrico
nd	No determinado
DTML	Diferencia de temperatura media logarítmica (<i>Logarithmic mean temperature difference</i>)
COV	Compuestos orgánicos volátiles
RSU	Residuos Sólidos Urbanos
T	Temperatura
t	Tonelada
U	Coeficiente total de transferencia de calor por unidad de superficie
UA	Coeficiente total de transferencia de calor
WTT	del Pozo al Depósito (<i>Well to Tank</i>)
DME	Dimetil éter
Ud.	Unidades
Qty.	Cantidad
BAI	Balance antes de impuestos
BDI	Balance después de impuestos

Índice general

Tabla de contenido

ABREVIATURAS	2
ÍNDICE GENERAL	3
<i>Índice de tablas</i>	5
<i>Índice de figuras</i>	6
<i>Índice de ilustraciones</i>	6
RESUMEN	8
INTRODUCCIÓN	9
TECNOLOGÍAS DE PIRÓLISIS Y GASIFICACIÓN	10
<i>Pirólisis lenta</i>	11
<i>Pirólisis rápida</i>	12
<i>Pirólisis flash</i>	12
<i>Otras formas de pirólisis</i>	12
TIPOS DE REACTORES DE PIRÓLISIS	14
<i>Reactor de lecho fijo</i>	14
<i>Reactor de lecho fluidizado</i>	14
OBJETIVOS	16
DESARROLLO Y RESULTADOS	17
ESTRUCTURA Y EQUIPOS DE LA PLANTA	17
PAQUETES TERMODINÁMICOS	18
LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA	18
SUPOSICIONES DE PARTIDA	18
SIMULACIÓN DEL PROCESO	19
<i>Características de la corriente de entrada</i>	19
<i>Trituradora (CRUSHER1)</i>	20
<i>Tamiz (TAMIZ1)</i>	21
<i>Trituradora (CRUSHER2)</i>	22
<i>Secador (SECADOR)</i>	22
<i>Fluidizador (FLZDBED)</i>	23
<i>Reactor Estequiométrico (REACPIRO)</i>	24
<i>Separador y Reactor por rendimientos (B10 y B12)</i>	27
<i>Sección de Reacciones Secundarias</i>	27
<i>Separador ciclónico para gas de síntesis producido (CICLON1)</i>	29

<i>Intercambiador de calor 1 (HEATX1)</i>	29
<i>Filtro de bolsa (BAGFILTR)</i>	30
<i>Compresor 1 (COMPR1)</i>	31
<i>Intercambiador de calor 2 (HEATX2)</i>	31
<i>Compresor multietapa (COMPR2)</i>	32
<i>Torre de lavado (SCRUBBER)</i>	33
<i>Tratamiento final y salida del gas de síntesis</i>	34
<i>Tratamiento del agua de lavado</i>	35
<i>Lecho fluidizado secundario</i>	37
ANÁLISIS ECONÓMICO	39
CONCLUSIONES	42
BIBLIOGRAFÍA	43
APÉNDICES	49
APÉNDICE 1. PAQUETE TERMODINÁMICO PENG-ROBINSON	49
APÉNDICE 2. REACCIONES	50
APÉNDICE 3. ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS	52
<i>Input de conversiones y rendimientos en RStoic</i>	52
<i>Lecho fluidizado</i>	55
<i>Separador ciclónico</i>	57
<i>Torre de lavado y torre de desorción</i>	58
APÉNDICE 4. OTROS CÁLCULOS	63
<i>Cálculo de espesor de aislante en el reactor de pirólisis</i>	63
<i>Determinación de EMC o Contenido de humedad en equilibrio</i>	65
<i>Determinación de región en gráfico de Geldart</i>	66
<i>Determinación de temperatura idónea para reactor de pirólisis</i>	67
APÉNDICE 5. CÁLCULO DE COSTES FIJOS	69
APÉNDICE 6. NORMATIVA APLICADA	70
APÉNDICE 7. ANÁLISIS ENERGÉTICO Y EXEGÉTICO	71
<i>Input Energético</i>	71
<i>Output Energético</i>	71
APÉNDICE 8. ANÁLISIS DE EMISIONES	73
<i>CO₂</i>	73
<i>Compuestos nitrogenados, sulfurados o halogenados</i>	74
APÉNDICE 9. LIMITACIONES Y LÍNEAS DE TRABAJO FUTURAS	75
<i>Composición de la biomasa y reacciones termoquímicas</i>	75
<i>Espacios protegidos y limitación de uso de biomasa</i>	75
<i>Posibilidad de incluir otro tipo de materia prima</i>	76
<i>Posibles mejoras a futuro</i>	76

APÉNDICE 10. PLANOS Y ESQUEMAS DE PLANTA Y EQUIPOS	78
APÉNDICE 11. BALANCE DE MATERIA (CAUDAL MÁSCO Y PROPIEDADES FÍSICAS)	87
APÉNDICE 12. BALANCE DE MATERIA (CAUDAL MOLAR)	95
APÉNDICE 13. LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA.....	100
APÉNDICE 14. DISTRIBUCIÓN DE ESPECIES DE PINO Y DE ESPACIOS NATURALES PROTEGIDOS EN ESPAÑA.....	102
APÉNDICE 15. VAN DEL PROCESO.....	107

Índice de tablas

Tabla 1: Datos sobre Análisis Proximal y Elemental del Pino	19
Tabla 2: Atributos de la Biomasa en Análisis Proximal, Elemental y del Azufre de la biomasa introducidos en el programa	20
Tabla 3: Correlación Temperatura de pirólisis - Fracción másica de productos	25
Tabla 4: Caudales másicos y propiedades de la corriente PYROUTI	26
Tabla 5: Flujos másicos (kg/h) a la entrada y salida de REACSEC	28
Tabla 6: Propiedades HEATX1 y valores de temperatura y presión de corrientes.....	30
Tabla 7: Propiedades HEATX2 y valores de temperatura y presión de corrientes.....	32
Tabla 8: Destino final de cada sustancia (fase gaseosa o líquida) tras pasar por SCRUBBER.....	33
Tabla 9: Destino final de cada sustancia (fase gaseosa o líquida) tras pasar por SCRUBBER (si existiera azufre en la biomasa).....	34
Tabla 10: Propiedades HEATX3 y valores de temperatura y presión de corrientes	34
Tabla 11: Características y composición del gas de síntesis al final del proceso	35
Tabla 12: Destino final de cada sustancia (fase gaseosa o líquida) tras pasar por STRIPPER.....	36
Tabla 13: Propiedades HEATX4 y valores de temperatura y presión de corrientes	38
Tabla 14: Flujos y costes de inputs de la planta	40
Tabla 15: Flujos y costes de outputs de la planta	40
Tabla 16: Resultados de VAN, TIR y PRI.....	41
Tabla 17: Set de reacciones secundarias (Bloque REACSEC)	50
Tabla 18: Velocidades de reacción.....	51
Tabla 19: Conversiones y coeficientes a introducir en RStoic.....	52
Tabla 20: Cantidad de C, H y O en los volátiles generados en la pirólisis.....	54
Tabla 21: Cálculo de Análisis Ultimo del biochar	54
Tabla 22: Esquema y dimensiones de CICLON1 y CICLON2.....	57
Tabla 23: Porcentaje en Peso (%) de volátiles frente a temperatura (°C).....	67
Tabla 24: Flujos másicos de compuestos nitrogenados en las corrientes de salida	74
Tabla 25: Concentraciones de compuestos nitrogenados en las corrientes de salida gaseosas	74

Tabla 26: Concentraciones de compuestos nitrogenados en las corrientes de salida líquidas.....	74
Tabla 27: VAN del Proceso	107

Índice de figuras

Figura 1: Temperatura y contenido de humedad de los sólidos frente a la longitud del secador ...	22
Figura 2: Productos de pirólisis frente a Temperatura del reactor	25
Figura 3: Evolución de la temperatura de los gas de la pirólisis a través de HEATXI	30
Figura 4: Diagrama de Sankey de la planta	71
Figura 5: Emisiones de GEI por diferentes vías de producción de DME sintético	73

Índice de ilustraciones

Ilustración 1: Esquema de una carbonera tradicional.....	10
Ilustración 2: Recolección de resina para la producción de aguarrás en Carolina del Norte, finales del S XIX.....	11
Ilustración 3: Esquema de reactor de pirólisis de Doble Lecho Fluidizado y de equipos de limpieza y condensado de gases.....	14
Ilustración 4: Esquema de funcionamiento de CLC.....	15
Ilustración 5: Esquema de los bloques de proceso de la planta.....	17
Ilustración 6: Esquema de planta (Acondicionamiento de biomasa).....	20
Ilustración 7: Esquema de planta (Fluidizador).....	23
Ilustración 8: Esquema de planta (Reactor de pirólisis y descomponedor de biochar)	26
Ilustración 9: Esquema de planta (Reactor de reacciones secundarias, ciclón y ACHE)	28
Ilustración 10: Esquema de planta (Filtro de bolsa, compresores cambiador de calor, scrubber y salida de syngas).....	31
Ilustración 11: Esquema de planta (Columnas de absorción, desorción, bomba y separador flash).....	35
Ilustración 12: Esquema de planta (Fluidizador, quemador, precalentador, compresor de aire, ciclón y separador arena y cenizas)	37
Ilustración 13: Pestaña de cinética para el set de reacciones de REA-COMB.....	51
Ilustración 14: Pestaña de Reacciones en RStoic.....	52
Ilustración 15: Diferentes zonas de operación de un Reactor de Lecho Fluidizado.....	55
Ilustración 16: Pestaña de especificaciones de FLZDBEDI	56
Ilustración 17: Pestaña de geometría de FLZDBEDI	56
Ilustración 18: Pestaña de distribuidor de gas de FLZDBEDI.....	56
Ilustración 19: Pestaña de especificaciones para el bloque CICLON.....	57
Ilustración 20: Resultados de operación de CICLONI	58
Ilustración 21: Pestaña de configuración de SCRUBBER.....	59
Ilustración 22: Pestaña de corrientes de SCRUBBER.....	59

Ilustración 23: Pestaña de presión de SCRUBBER.....	59
Ilustración 24: Pestaña de descripción de columna de SCRUBBER.....	60
Ilustración 25: Pestaña de descripción de bandejas de SCRUBBER.....	60
Ilustración 26: Pestaña de plots hidráulicos de SCRUBBER	60
Ilustración 27: Pestaña de configuración de STRIPPER.....	61
Ilustración 28: Pestaña de corrientes de STRIPPER.....	61
Ilustración 29: Pestaña de presión de STRIPPER.....	61
Ilustración 30: : Pestaña de descripción de columna de STRIPPER.....	62
Ilustración 31: Pestaña de descripción de bandejas de STRIPPER.....	62
Ilustración 32:Pestaña de plots hidráulicos de STRIPPER.....	62
Ilustración 33: Caracterización de sólidos en grafico de Geldart.....	66

Resumen

A principios del siglo XX los productos derivados del petróleo suplían menos del 4 % de la demanda mundial de energía; hoy esta cifra se sitúa en torno al 40 %, siendo el carbón y el gas natural buena parte del 60 % restante (Hu et al., 2019), por tanto, es imperativo encontrar nuevas formas de abastecer de energía al mundo de forma sostenible. La biomasa forestal y los residuos agrícolas constituyen un recurso renovable que han provisto a la humanidad de energía desde el descubrimiento del fuego. Actualmente, en su forma primaria, la biomasa no constituye un sustituto adecuado a los combustibles fósiles previamente mencionados, sino que se debe transformar y procesar para un uso eficiente en calderas, motores de combustión interna o como materia prima en la industria química. Este Trabajo de Fin de Grado tiene como objetivo diseñar y simular la operación de una planta de producción de gas de síntesis a partir de biomasa forestal, consiguiendo una corriente de salida con una composición y características necesarias para ser empleada como materia prima en procesos Fischer-Tropsch.

Utilizando el programa de simulación de procesos industriales Aspen Plus v12.1, se ha planteado la posibilidad de utilizar restos de pino como materia prima en un proceso de pirólisis y transformarlos mediante el uso de un doble lecho fluidizado en una corriente gaseosa de alto poder calorífico, que podría ser utilizada tanto como combustible directamente o, idealmente, en procesos de síntesis de combustibles líquidos.

Se ha encontrado que una corriente de entrada de 2,5 t/h de biomasa forestal es capaz de ser transformada en 1,3 t/h de gas de síntesis. Esta corriente de gas de síntesis posee una relación $H_2:CO$ de en torno a 2, posibilitando su uso en la industria química para sintetizar metanol u otros hidrocarburos líquidos. Algunas de las magnitudes con las que se puede caracterizar al proceso que se ha estudiado son las siguientes:

- Un requerimiento energético externo de aproximadamente 1,1 MW para operar compresores, bombas, trituradoras o cintas transportadoras.
- Unas emisiones de CO_2eq de 11,55 kt/año-operativo o 1.317,2 kg/h. De estas emisiones, la mayor parte de ellas proviene de los gases de combustión, producidos al quemar el biochar generado en la pirólisis junto con otros hidrocarburos. Aparte de estas emisiones, existe una corriente de gases de bajo valor añadido que, si bien podría aprovecharse como combustible, no se ha considerado en el análisis económico o energético de la planta.
- La planta podría llegar a ser capaz de ceder aproximadamente 1 MW de calor a través de una red de *district heating*.
- Las condiciones de operación planteadas sugieren que se trataría de un proyecto con una rentabilidad del 75% a 20 años vista, periodo que corresponde a la vida útil del proyecto.

Introducción

La economía circular es un nuevo modelo de producción y consumo que garantiza un crecimiento sostenible en el tiempo. Con la economía circular se promueve la optimización de recursos, la reducción en el consumo de materias primas y el aprovechamiento de los residuos, reciclándolos o dándoles una nueva vida para convertirlos en nuevos productos (Repsol, 2023).

Actualmente, la dependencia a los combustibles fósiles y en especial al petróleo, han llevado a la humanidad a una situación límite, ya que al tratarse de recursos no renovables la necesidad de reemplazarlos en nuestros procesos productivos se vuelve cada día más importante. Este hecho, combinado con la liberación a la atmósfera de cantidades ingentes de CO₂ y otros GEI's han provocado que los gobiernos y sectores industriales de todo el mundo hayan ido favoreciendo la sustitución de este tipo de materias primas por otras de origen renovable.

Un tipo de recurso que ha acompañado a la humanidad desde sus inicios es la biomasa, la cual actualmente constituye un 6,91% del total de la energía primaria consumida en el mundo. Esta dinámica no fue siempre así: a comienzos del siglo XIX la biomasa representaba un 98,2% de la energía primaria consumida en el mundo, un siglo más tarde sería sustituida por el carbón como la principal fuente de energía en el mundo y este a su vez por el petróleo a principios de los años 60. La biomasa fue sustituida por el carbón y este a su vez por el petróleo por las ventajas que ofrecían sobre sus predecesores: la antracita, un tipo de carbón con bajo contenido de oxígeno, posee un PCI de 32,6 MJ/kg mientras que este valor se reduce a 16,2 para la madera. Por su parte, el carbón fue sustituido a medida que los motores de combustión interna y los derivados del petróleo fueron adquiriendo mayor popularidad, debido a su versatilidad y por poseer un PCI superior al carbón. (Telmo et al., 2011 y Davis et al., 2022)

Sin embargo, pese a que la biomasa fue la primera fuente de energía que la humanidad ha llegado a controlar, no se ha llegado a eliminar por completo, debido a su fácil obtención y distribución a lo largo del planeta.

La forma en la que aprovechamos la biomasa ha ido cambiando a lo largo de la historia. El ejemplo más claro es la aparición de las carboneras en la antigüedad. Estas solían ser pilas de madera cubiertas por arcilla o tierra a las que se prendía fuego con la intención de provocar una combustión incompleta. De esta forma, se conseguía eliminar gran parte de la humedad contenida en la biomasa, incrementando su poder calorífico hasta los casi 30 MJ/kg. Este notable incremento en poder calorífico y contenido en carbono, permitió la aparición de la metalurgia, la pólvora, etc. e incluso llegó a usarse como adsorbente y dentífrico en la Antigua Grecia o Egipto (N. Sánchez et al., 2019).

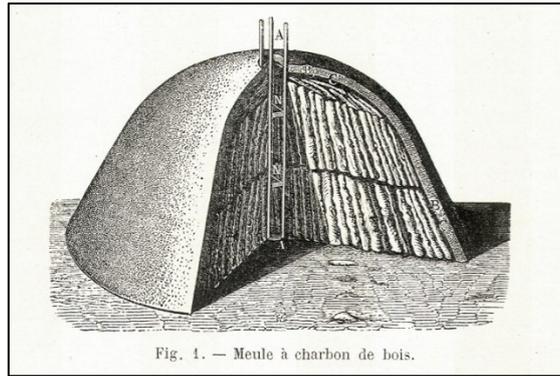


Ilustración 1: Esquema de una carbonera tradicional

Actualmente, la biomasa en forma de carbón vegetal, de pellets o especialmente en su forma primaria sigue siendo una fuente vital de energía en zonas subdesarrolladas o en economías emergentes. Sin embargo, existen numerosos argumentos para defender el uso de este recurso en zonas desarrolladas como una alternativa viable a los combustibles fósiles debido a su tasa de reemplazo (comparativamente alta frente a recursos finitos como el carbón o el petróleo), su capacidad para reducir emisiones de GEI's, ya que la producción de biomasa requiere necesariamente la absorción de CO₂, o la distribución más o menos uniforme a lo largo del planeta. De esta forma, al enfrentar las limitaciones que presenta la biomasa a la hora de cubrir nuestras necesidades, con la importancia de sustituir al petróleo o al gas natural como fuentes de energía o materias primas, surgen diferentes tecnologías para un mejor aprovechamiento de este recurso, entre las que podemos destacar **la pirólisis y la gasificación**.

Tecnologías de pirólisis y gasificación

Como se ha mencionado previamente, la carbonización es un proceso termoquímico que se ha empleado durante miles de años, donde la biomasa es sometida a altas temperaturas en ausencia parcial de oxígeno para retirar la humedad y ciertas sustancias volátiles de ésta. Sin embargo, desde la Antigüedad, se conocen otros procesos termoquímicos donde el producto deseado no es el *biochar* o carbón vegetal sino otras sustancias como alquitranes, metanol o acetona. De acuerdo con Teofrasto, los macedonios hace ya más de 2000 años aplicaban alquitrán de madera a sus barcos tras introducir biomasa en fosos y prenderles fuego (J. A. Garcia-Nunez et al., 2017), pero no es hasta el siglo XIX, durante la aparición de la química tal y como la conocemos actualmente, donde empiezan a aparecer industrias dedicadas a la extracción de acetona, metanol, aguarrás, ácido acético (los principales componentes del ácido piroleñoso) a partir de resina de pino u otras sustancias vegetales. Es aquí donde las tecnologías de gasificación y pirólisis comienzan a cobrar importancia.

Ambos procesos emplean biomasa o ciertas fracciones de los RSU como materia prima y las someten a altas temperaturas en ausencia parcial o total de oxígeno. La gasificación es un proceso de oxidación parcial de la materia, en presencia de cantidades de oxígeno inferiores a las requeridas estequiométricamente. De acuerdo con el MITECO, las características para el proceso de gasificación de una corriente de residuos son las siguientes: “se usa aire, oxígeno o vapor de agua, la temperatura de proceso es superior a los 760 °C y se obtiene gas de síntesis por una parte y un residuo sólido formado por cenizas y carbono sin reaccionar”, mientras que la pirólisis “es una degradación térmica de una sustancia en ausencia de oxígeno, por lo que dichas sustancias se descomponen mediante calor, sin que se produzcan las reacciones de combustión; entre sus principales características están: la ausencia de oxígeno en el proceso (a excepción del que contenga la materia prima), una temperatura de proceso moderadamente inferior a la gasificación (entre 300 y 800 °C) y la generación de tres tipos de sustancias, una corriente gaseosa compuesta por metano, dióxido y monóxido de carbono, hidrógeno y vapor de agua; otra líquida compuesta por alquitranes, hidrocarburos de cadena larga, ceras, etc. y finalmente de una fracción sólida compuesta principalmente por carbono, cenizas, metales pesados u otro tipo de inertes”. De acuerdo con Al-Rumaihi et al. 2022, podemos distinguir varios tipos de pirólisis dependiendo de sus condiciones de operación y productos generados, entre las que podemos destacar:

Pirólisis lenta

La pirólisis lenta se remonta a finales del S.XIX, donde la biomasa, predominantemente madera, se calentaba durante largos periodos de tiempo para producir bioaceites o ácido piroleñoso. Los tiempos de residencia de la madera podían oscilar entre los 5 minutos hasta varios días con un ritmo de calentamiento generalmente comprendido entre los 5 y 7 °C/min. Las temperaturas de operación eran también considerablemente bajas y no llegaban a superar los 650 °C. Durante este proceso los COV's sufren reacciones de craqueo produciendo otros compuestos condensables y no condensables. La pirólisis lenta, con sus bajas temperaturas y tiempos de residencia altos favorece una mayor producción de productos sólidos.



Ilustración 2: Recolección de resina para la producción de aguarrás en Carolina del Norte, finales del S XIX.

Pirólisis rápida

Como su nombre indica, la pirólisis rápida utiliza unos periodos de residencia más cortos que el anterior tipo de pirólisis (entre los 0,5 y 10 s, aunque suele ser inferior a los 2 segundos) y una velocidad de calentamiento de la biomasa mucho mayor, lo que suele requerir un tamaño de grano pequeño. El objetivo principal de este tipo de procesos es la obtención de bioaceites y “gas pobre” por lo que la pirólisis va necesariamente acompañada de un proceso de *quenching* (temple o enfriamiento) donde se condensa una serie de sustancias como el benceno y otros aromáticos, agua, ácidos orgánicos, etc. Para fomentar la producción de *bio-oil* y otras sustancias líquidas se requieren unos tiempos de residencia cortos debido a que gran parte de estas comenzarían a descomponerse a altas temperaturas dando lugar a sustancias gaseosas o coque.

Pirólisis flash

La pirolisis flash o pirolisis ultrarrápida es un paso adelante respecto a la anterior dado que se trata de una tecnología más nueva, que minimiza la aparición de biochar, en favor de la fracción de bioaceites y gaseosa. Pese a que no se alcanzan temperaturas tan altas como ocurre en un proceso de gasificación, los tiempos de residencia son inferiores a los 0,5 segundos, alcanzándose ritmos de calentamiento de casi 1000 °C/s. La preparación y adecuada trituración de la biomasa previa a su introducción en un reactor de pirolisis flash es muy importante, esto es debido a la pobre conductividad térmica que presenta la biomasa, siendo esta de aproximadamente 0,13 W/m · K en el caso de la madera de pino. Además de los anteriores tipos de pirólisis, en la actualidad se emplean y estudian otros métodos para la descomposición termoquímica de la biomasa en ausencia de oxígeno. Podemos destacar la pirólisis asistida por ondas microondas o por plasma, la pirólisis solar, la co-pirolisis de biomasa y residuos plásticos, entre otras (Fahmy et al. 2018).

Otras formas de pirólisis

El uso de **microondas** (radiación electromagnética con una frecuencia comprendida entre los 0,3 y 300 GHz) en procesos de pirólisis rápida es posible gracias a que la biomasa es capaz de absorber este tipo de radiación. Este tipo de calentamiento, conocido como calentamiento dieléctrico, sucede cuando moléculas con cierta polaridad (principalmente agua, aunque también en menor medida glúcidos o grasas) tratan de alinearse con un campo electromagnético oscilante. Esta tecnología da como resultado más productos gaseosos y pese a que numerosos procesos pirolíticos se llevan a cabo tratando de maximizar el output de productos líquidos, la pirólisis con uso de microondas se ve como una vía atractiva para la conversión de biomasa en sustancias de alto valor añadido debido a su rapidez de calentamiento de la biomasa y de la puesta en marcha de los reactores, la capacidad de calentar por radiación, no por conducción o convección, así como un mayor nivel de seguridad y posible automatización.

El **plasma** también está siendo planteado como un promotor de la pirólisis. En este caso, se emplean electrodos que generan un arco voltaico, calentando el gas que pueda existir entre éstos hasta temperaturas cercanas a los 10.000 °C. De esta forma se puede conseguir crear zonas dentro del reactor donde se rompen los enlaces covalentes de las moléculas orgánicas, consiguiendo principalmente una corriente gaseosa de H₂ y CO y una cierta cantidad de residuo en forma de escoria vitrificada. Esta tecnología empezó a desarrollarse a principios de los años 90 (Nema et al., 2016) y se ve como una solución atractiva frente a los problemas derivados del tratamiento de residuos peligrosos, ya que a temperaturas tan elevadas se impide la formación de sustancias peligrosas como dioxinas o furanos. Además, la escoria que aparece como subproducto también está cobrando interés como posible material inerte de relleno en la construcción.

Por otra parte, tanto la gasificación como la pirolisis requieren un aporte calorífico importante, ya que se requiere como mínimo calentar la biomasa, desde una temperatura ambiente hasta los 300 °C en el caso de la pirólisis lenta. Es por ello que generalmente se destina parte de la propia energía contenida en la biomasa para calentarla, de esta forma, si se analiza este tipo de procesos desde un punto de vista exclusivamente energético, se trata de procesos donde “se pierde energía para conseguir energía”. Mientras que esto es cierto y ocurre de forma similar con el petróleo - donde dependiendo de la eficiencia de la refinería o la calidad del crudo se calcula que, para 1 L de gasolina, se ha requerido el equivalente de unos 0,1 litros de ésta en forma de energía (M. Wang, 2008) - la energía necesaria para calentar la biomasa o el crudo puede provenir de fuentes renovables, y es aquí donde entra en juego la **pirólisis solar**. Actualmente existen diferentes tipos de reactores que incorporan la energía solar durante la pirolisis de la biomasa, estos pueden ser continuos o discontinuos con concentradores parabólicos, cilindro-parabólicos o con heliostatos, etc.

Finalmente, el bajo contenido de H y el alto contenido de O en la biomasa, conlleva que su pirólisis no sea la más eficiente para la producción de hidrocarburos aromáticos. Esto puede solucionarse mediante la **co-pirólisis** de biomasa con compuestos orgánicos con alto contenido de hidrógeno, por ejemplo, alcoholes o plásticos, que sí poseen altas proporciones H/C. Por ejemplo, la pirólisis conjunta de restos de fruta o frutos secos con poliestireno, ha demostrado favorecer la formación de compuestos aromáticos.

Por supuesto, todas estas formas de pirólisis requieren diferentes tipos de equipos, los cuales presentan ventajas y desventajas que deben ser sopesadas para una aplicación u otra. A continuación, se enumeran los tipos de reactores de pirólisis más populares en la industria.

Tipos de reactores de pirólisis

Reactor de lecho fijo

Tradicionalmente utilizados en la producción de carbón vegetal, este tipo de reactor es el más sencillo de los que se mostrarán a continuación. Los reactores de lecho fijo requieren un mantenimiento bastante escaso, aunque son propensos a acumular alquitranes. Pueden ser continuos o discontinuos, pero actualmente los reactores continuos de lecho fijo modernos se suelen utilizar para la gasificación de biomasa. La biomasa casi siempre se suele introducir desde la parte superior, mientras que el aire sub-estequiométrico o el vapor de agua, por la parte inferior, creando una corriente de gases ascendente, mientras que las cenizas o el biochar generado pueden caer a través de una serie de rejillas.

Reactor de lecho fluidizado

Los reactores de lecho fluidizado son equipos de tecnología madura y con una larga trayectoria en el sector industrial. Contienen una mezcla fluido-sólido que exhibe comportamientos similares a los de un fluido. Son muy populares debido a las rápidas cinéticas de reacción que facilitan y por favorecer altos ritmos de transferencia de calor. Los reactores de lecho fluidizado se pueden dividir en dos subcategorías: los de lecho fluidizado burbujeante (BFBR) y los circulantes (CFB). Los BFBR promueven altas velocidades de reacción, poseen una tecnología madura, una construcción y operación simple, una transferencia de calor y materia eficiente entre las partículas sólidas y gaseosas y tiene una tolerancia razonable al rango de tamaño de los sólidos; sin embargo, un tamaño menor de partícula favorece un calentamiento más uniforme y rápido de la biomasa. Los CFB se caracterizan por formar un ciclo donde un agente caloportador pasa por varios reactores. Como se verá más adelante, el reactor elegido para este trabajo es de este tipo, concretamente se propone el uso de un reactor de doble lecho fluidizado como se muestra en la Ilustración 3.

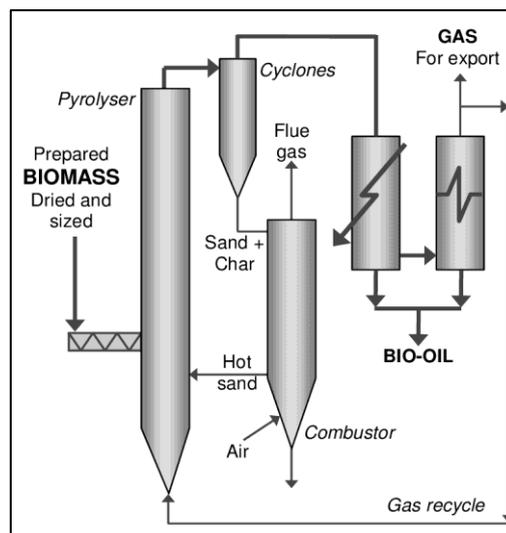


Ilustración 3: Esquema de reactor de pirólisis de Doble Lecho Fluidizado y de equipos de limpieza y condensado de gases

Pese a que normalmente la característica principal de estos reactores, es el paso de un agente caloportador tanto por la zona de pirólisis como por una cámara de combustión para calentarse, existen otras aplicaciones fuera de la pirólisis de biomasa o los RSU. Una aplicación muy interesante de estos reactores es la combustión química en bucle o CLC (*Chemical Looping Combustion*) por sus siglas en inglés. En este tipo de tecnología se emplea un óxido metálico como material de lecho que proporciona oxígeno para la reacción de combustión de la biomasa o algún otro combustible. La ventaja principal es que, al no introducir aire directamente, se simplifica el número de reacciones posibles en la combustión, no se forman óxidos de nitrógeno y el gas de escape (*flue gas*) contiene casi en su totalidad CO_2 y H_2O , por lo que la captura de la primera sustancia requiere menos esfuerzo, como puede verse en la Ilustración 4.

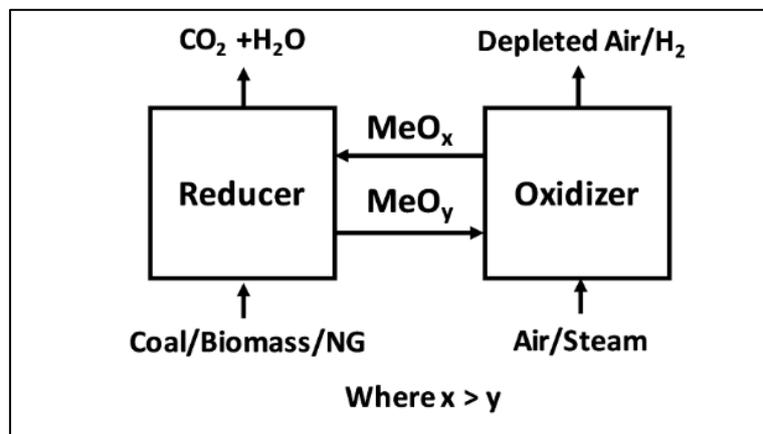
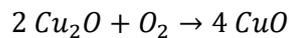
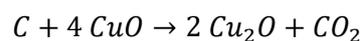


Ilustración 4: Esquema de funcionamiento de CLC

Por ejemplo, en el caso de utilizar carbón como combustible y un óxido de cobre como agente portador de oxígeno en un ciclo de este tipo, las reacciones parciales serían las siguientes:



En resumen, la gasificación y la pirólisis de la biomasa o los RSU son dos alternativas que empiezan a cobrar cada vez más fuerza como una solución al problema de la economía circular (Kamaruzaman et al. 2023), más particularmente la pirólisis de biomasa, la cual ha ido adquiriendo cada vez una mayor atención como proceso termoquímico para obtener nuevos productos y sustancias de valor añadido.

Objetivos

El objetivo de este TFG será la conceptualización, desarrollo teórico, diseño y estudio de viabilidad de una planta de producción de gas de síntesis a partir de biomasa residual proveniente de actividades de clareo de bosques y parques. Este gas de síntesis, pese a poder ser utilizado como combustible directamente, idealmente se destinará para abastecer a la industria química. Más concretamente, la corriente de salida deberá tener las características adecuadas para su uso como materia prima en un proceso Fischer-Tropsch.

Los puntos clave que se tendrán en cuenta para el análisis del sistema son los siguientes:

- Costes fijos: Costes de construcción, terreno, coste de equipos principales (impulsores, reactores, etc.)
- Costes variables: Costes de servicios auxiliares, costes energéticos, precio del hidrógeno, etc.
- La cantidad y composición de las corrientes de salida.
- La cantidad de GEI's emitidos como resultado de la actividad de la planta.
- Un horizonte temporal de 20 años.
- Idoneidad de la ubicación seleccionada.

Para ello se utilizará la herramienta Aspen Plus v12.1® (Aspen Technology Inc., EEUU).

Desarrollo y Resultados

Estructura y equipos de la planta

El objetivo de este TFG es el diseño de una instalación que sea capaz de transformar biomasa residual en una corriente de gas de síntesis. La estructura de la planta, el tipo de equipos y procesos que se han modelado en *Aspen Plus v12.1* han tomado inspiración de varias fuentes en las que se simula el proceso de pirólisis de biomasa con este mismo programa entre las que destacan M. Puig-Gamero et al., 2021 y L. Abdeluahed et al., 2012. De esta forma, se cuenta con los siguientes tipos de equipos:

- Moledora/Trituradora (*Crusher*)
- Mezclador (*Mixer*) y Separador (*Splitter*)
- Tamiz (*Screen*)
- Secador (*Dryer*)
- Reactor por estequiometría (*RStoic*), por rendimientos (*RYield*), tubular (*RPlug*) y de equilibrio con minimización de energía de GIBBS (*RGibbs*)
- Separador ciclónico (*Cyclone*) y Filtro de bolsa (*FabFI*)
- Cambiador de calor (*HeatX*) y calentador/enfriador (*Heater*)
- Compresor (*Compressor*)
- Separador Flash (*Flash2*)
- Columna de lavado o scrubber y columna de desorción o stripping (*Rad-Frac*)

La planta transformará la biomasa por medio de diferentes procesos que podemos agrupar en la Ilustración 5.

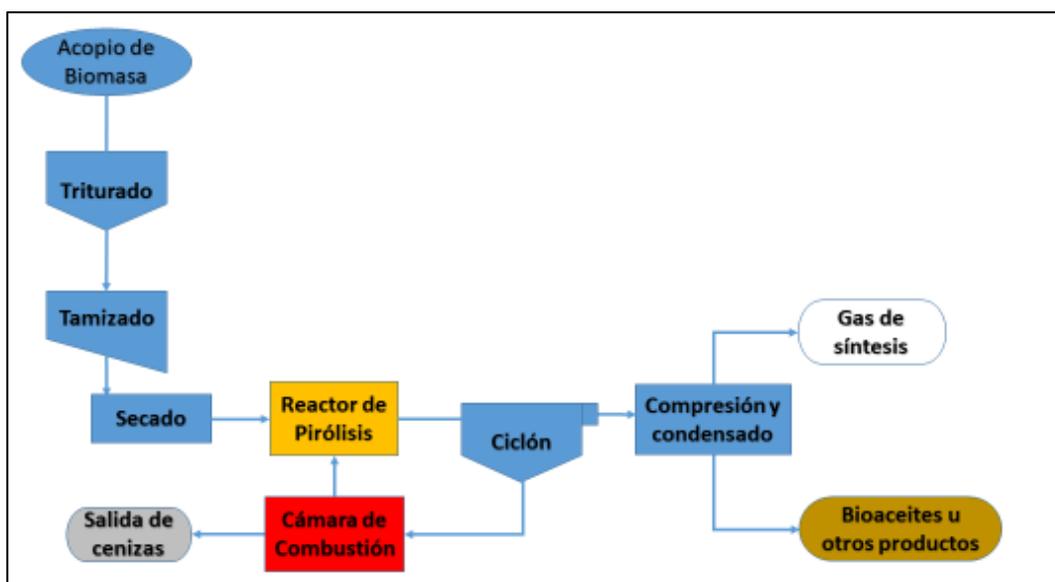


Ilustración 5: Esquema de los bloques de proceso de la planta

Paquetes Termodinámicos

En Aspen Plus -un software de simulación de procesos comúnmente utilizado en la industria de la ingeniería química para diseñar y optimizar procesos industriales- un paquete de propiedades se refiere al conjunto de modelos y parámetros termodinámicos utilizados para calcular las propiedades físicas y termodinámicas de los componentes dentro de una simulación de proceso. Un paquete de propiedades o paquete termodinámico incluye métodos y correlaciones para estimar propiedades de entalpía, entropía, densidad, viscosidad, etc. de los componentes en diferentes condiciones de temperatura y presión. La correcta elección de un paquete termodinámico es crucial para representar con precisión el comportamiento de los componentes en un proceso determinado. En este caso, se ha elegido utilizar dos tipos de paquetes termodinámicos:

- Non-Random Two-Liquid (NRTL) para los bloques Rad-Frac
- Peng-Robinson (PR) para el resto de bloques

Ver Apéndice I. Paquete Termodinámico Peng-Robinson para más detalle.

Localización de la planta

Se pretende edificar la planta en el término municipal de Colmenar Viejo. Las obras se van a desarrollar cerca del polígono industrial “La Mina”, en la provincia de Madrid. En concreto, el proyecto se va a construir en la parcela con referencia catastral 6414707VL3061S, con una extensión de 26.064 m². Las coordenadas centrales UTM-ETRS89-30N de la parcela son X: 436556 m, Y: 4501129 m. Se ha elegido esta localización debido, entre otros motivos, a la cercanía de recursos silvícolas colindantes, un núcleo urbano y vías de circulación, así como la extensión de la finca, que posibilita alojar el equipo de la planta y destinar parte del terreno para el almacenaje y recepción de la biomasa. Ver Apéndice 10. Localización de la Planta para más detalle.

Suposiciones de partida

- El ambiente se encuentra a 25 °C y 1 atm.
- Los equipos no intercambian calor con el ambiente.
- Todo el nitrógeno contenido en la biomasa pasa a ser NH₃, NO, HCN, acaba formando parte del biochar o se libera en forma de N₂.
- El aire tiene una composición molar de 79% de N₂ y 21% de O₂.
- Las operaciones se realizan en estado estacionario.
- A excepción del reactor tubular REACSEC, los reactores son isotermos.
- El nitrógeno del aire es inerte, salvo en los reactores *RGibbs* donde sí podría transformarse en pequeñas cantidades de NH₃, NO o HCN.
- Las bombas y compresores tienen una eficiencia mecánica $\eta=1$
- Un año equivale a 8000 h de operación.

Simulación del proceso

Características de la corriente de entrada

Pese a que en las fases iniciales del TFG, se planteó la posibilidad de incluir otros tipos de sustancias a la simulación como los residuos procedentes de explotaciones agrícolas, estos son muy heterogéneos en cuanto a propiedades físicas y composición química: se producen deyecciones animales con un mayor o menor contenido de líquidos y varían muy significativamente de un tipo de explotación (avícola, porcina, bovina...) a otra. Por este motivo, y debido a que los restos de actividades ganaderas presentan análisis elementales con mayor peso en N y S, se optó por realizar este estudio con restos exclusivamente de origen forestal. Como base de cálculo para el caso de estudio, se partirá de 2.500 kg/h de biomasa húmeda procedente de operaciones de clareo en bosques o parques.

Para simplificar este caso de estudio, las características de la corriente de entrada se han aproximado a las del pino por su abundancia en la Península Ibérica, su rápida tasa de crecimiento y su disponibilidad en forma de residuo forestal en España. Los datos que disponemos sobre los análisis proximal y elemental del pino han sido extraídos de M. Puig-Gamero et al., 2021 y han quedado reflejados en la Tabla 1:

Tabla 1: Datos sobre Análisis Proximal y Elemental del Pino

Análisis de Pellets de Pino (porcentaje en peso)			
Análisis Proximal, en base húmeda		Análisis Elemental, en base seca	
Humedad	4,6	C	47,5
Volátiles	78,5	H	6,2
Carbono Fijo (por diferencia)	16,6	N	0,09
Cenizas	0,3	S	nd
		O (por diferencia)	46,21

Con el fin de introducir estos datos en Aspen Plus y que el programa calcule a partir de estos los poderes caloríficos, la densidad y otros atributos, se realizaron cambios en las bases de cálculo. El programa requiere que los valores de volátiles, carbono fijo y cenizas en el análisis proximal sumen un 100%, mientras que el valor de la humedad se mantiene en base húmeda, un 4,6 %, por lo que la suma de humedad, carbono fijo, volátiles y cenizas sumaría 104,6 %

De forma similar, el análisis elemental debe incluir a las cenizas y todos sus valores deben sumar 100%. Así el análisis proximal, elemental y del azufre (que tendrá valores nulos debido a que se consideró al azufre no detectable), quedan reflejados en la Tabla 2.

Tabla 2: Atributos de la Biomasa en Análisis Proximal, Elemental y del Azufre de la biomasa introducidos en el programa

Análisis Próximo (PROXANAL) [%]		Análisis Elemental (ULTANAL) [%]		Análisis del Azufre (SULFANAL) [%]	
Humedad	4,6	Cenizas	0,3145	Pirítico	0
Volátiles	82,2851	Carbono	47,3506		
Carbono Fijo	17,4004	Hidrógeno	6,1805	Sulfato	0
		Oxígeno	46,0647		
Cenizas	0,3145	Nitrógeno	0,0897	Orgánico	0
		Azufre	0		

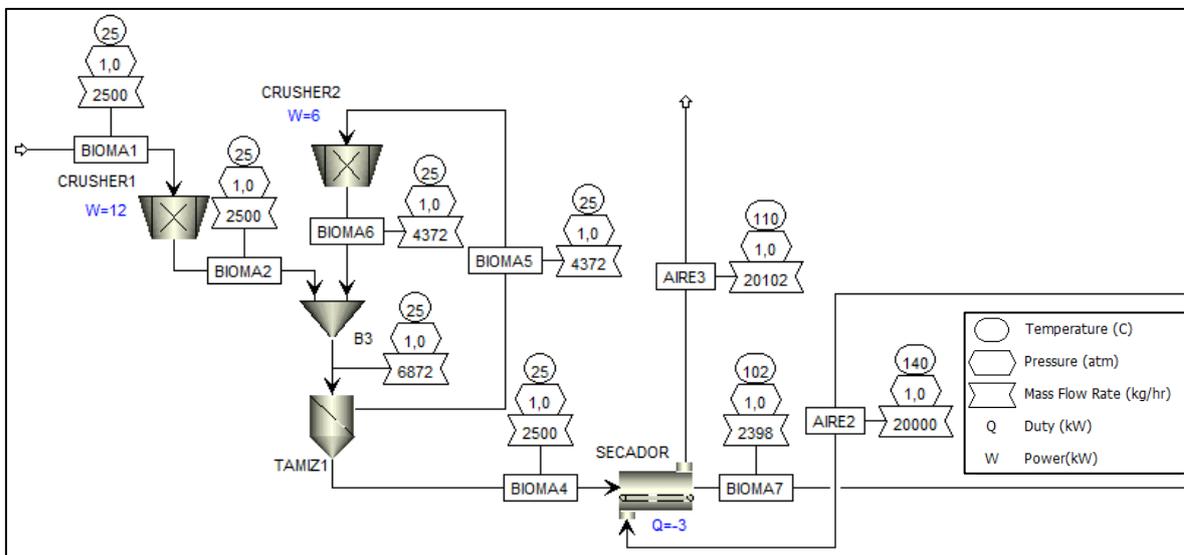


Ilustración 6: Esquema de planta (Acondicionamiento de biomasa)

Trituradora (CRUSHER1)

La biomasa requiere un proceso de acondicionamiento que reduzca el tamaño de sus partículas permitiendo su transporte a través de cintas o cubetas, su correcta fluidización en el reactor de pirólisis o el cribado de residuos no deseados: en este apartado se describen los equipos modelados para llevar a cabo este pretratamiento. Esta biomasa tiene una composición y tamaños de partícula muy heterogéneos, además como se verá más adelante en el caso de una especie arbórea como el pino y no una herbácea, este puede variar desde troncos de árbol hasta astillas; por otra parte, el tipo de reactor escogido para llevar a cabo la pirólisis de la biomasa y conseguir productos de mayor valor añadido, requiere que la biomasa cuente con un tamaño de partícula de 2 mm o menos para su correcto procesado. De esta forma, la decisión de utilizar un reactor de lecho fluidizado para la pirólisis de la biomasa, requiere el uso en la simulación del atributo PSD (Particle Size Distribution) o Distribución de Tamaño de Partícula.

La corriente de entrada a la trituradora se ha modelado en el programa como un NCPSD (*Non-Conventional solid with PSD*) o Sólido No Convencional con PSD, y se ha supuesto una distribución normal del tamaño de la biomasa. La malla PSD (un conjunto de intervalos de tamaño) que se ha utilizado para esta corriente, surge a partir de una distribución de rangos de tamaño geométrica. Los límites inferior y superior se fijaron en 0,9 y 250 mm respectivamente. Por otra parte, se ha tomado 10 cm como D_{50} (el diámetro inicial promedio de las partículas) y una desviación estándar de 5 mm. La trituradora se ha modelado como una de múltiples rodillos, con las funciones de selección y triturado de acuerdo con los valores que aporta la *US Bureau of Mines*. El diámetro de partícula máximo se estableció en 1 mm.

De acuerdo con O. Williams et al. 2015, los pellets de maderas mezcladas tienen un HGI o Índice de Triturabilidad de Hardgrove de 18. Esta información es importante ya que este índice es utilizado por el programa para calcular entre otras cosas la eficiencia del triturado o la potencia requerida, por lo que se ha seleccionado dicho valor para la simulación en la pestaña *Triturabilidad*. El HGI se utiliza como medida para entender la triturabilidad de un material, donde un valor más bajo indica una mayor dificultad para su triturado. Por ejemplo, el HGI de referencia para el carbón es 100.

Se ha seleccionado la Ley de Bond y un valor de 1 para el parámetro de eficiencia mecánica, necesarios para estimar la energía necesaria para reducir una tonelada de material a un tamaño determinado y estimar la probabilidad de sufrir atascos en un momento dado. De acuerdo con los parámetros seleccionados, la potencia requerida para operar la trituradora es de 12 kW.

Tamiz (TAMIZ1)

Pese a haber pasado por la trituradora, no todas las partículas resultantes poseen un diámetro adecuado, y para asegurar un tamaño correcto de las partículas, se emplea un tamiz agitado. Al igual que con las trituradoras, para la función de selección se escogió la función facilitada por la *US Bureau of Mines*. El diámetro del hueco del tamiz se fijó en 2,5 mm, se especificaron los valores por defecto de: nivel de operación, especificación de arrastre y fracción de arrastre (Upper, Coarse-Split y 0,5 respectivamente), los cuales son parámetros utilizados para determinar aspectos como: la eficiencia de separación o la cantidad de un fluido (líquido o gaseoso) que acabaría en la corriente de los finos o gruesos, entre otros.

De esta forma se obtienen dos corrientes de biomasa, los finos (BIOMA4) y una corriente de rechazos (BIOMA5). Esta última pasará por una trituradora con las mismas especificaciones que CRUSHER I, el producto proveniente de este último equipo se vierte de nuevo en el tamiz, creando un ciclo cerrado, tal y como se puede apreciar en la Ilustración 6, en el que se asegura un tamaño correcto de la biomasa antes de su secado y pirólisis posterior.

La corriente de finos resultante posee granos de entre 0,1 a 2,48 mm, siendo estos en su gran mayoría partículas de unos 1,2 mm. Se ha considerado que la biomasa en la corriente de finos a la salida del tamiz cuenta con un diámetro de partícula adecuado de acuerdo a búsquedas bibliográficas sobre simulaciones de carácter similar (Huang et al., 2018).

Trituradora (CRUSHER2)

Como se ha mencionado en el anterior apartado, la corriente de rechazos proveniente del tamiz se recircula hacia una segunda trituradora con las mismas especificaciones que la primera. Pese a tratar un mayor caudal de biomasa que “CRUSHER1” (4.372 kg/h en lugar 2.500), en su gran mayoría esta corriente se compone de partículas de menos de 1 cm de diámetro por lo que el trabajo requerido para reducirlos disminuye hasta los 6 kW.

Secador (SECADOR)

Además de la reducción del tamaño de las partículas de la biomasa, el tratamiento de ésta también pasa por un proceso de secado y precalentamiento en el que la humedad se extrae mediante el uso de aire caliente. Tal y como se puede apreciar en la Ilustración 6, para llevar a cabo este proceso se hace uso de una corriente de aire caliente, a 140 °C. El equipo donde se lleva a cabo el proceso se ha modelado como un secador convectivo, con un flujo de aire paralelo y equicorriente. Se ha dimensionado el equipo con una longitud de 5 m y un tiempo de residencia de la biomasa de 1 min. Para determinar el comportamiento de la biomasa al pasar por este equipo se necesita conocer el contenido de humedad en equilibrio, este es un parámetro que se ha calculado a partir de la ecuación Hailwood-Horrobin, la cual puede consultarse en el Apéndice 4. Otros cálculos. Se puede observar el cambio de temperatura y contenido en humedad de los sólidos en la Figura 1.

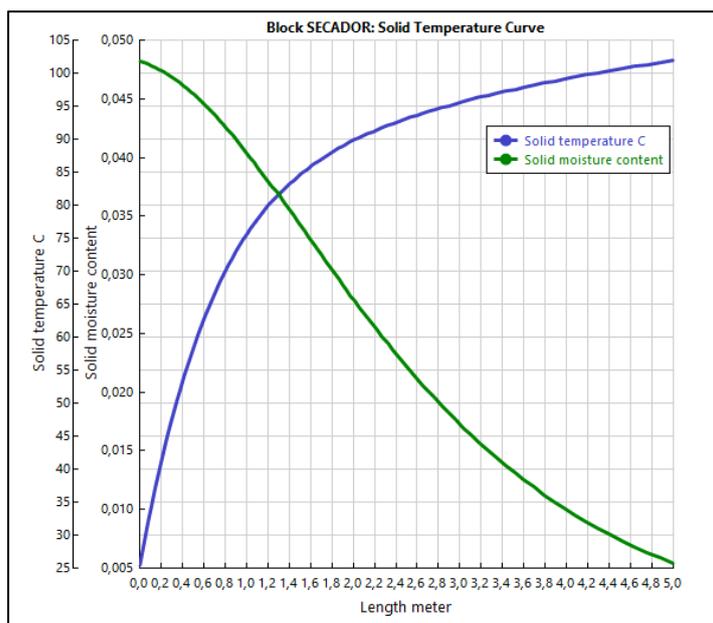


Figura 1: Temperatura y contenido de humedad de los sólidos frente a la longitud del secador

Se ha elegido esta temperatura de acuerdo al trabajo de Park et al., 2022 y Shen et al., 2020 teniendo en cuenta que una temperatura superior a la seleccionada conlleva un mayor aporte energético necesario para calentar el gas, así como una mayor pérdida de volátiles de la biomasa, que podrían ser aprovechados más adelante. Además, no se busca secar completamente la biomasa, sino que se trata de extraer humedad (que no aportará valor al proceso y que requerirá energía adicional para ser calentada) y precalentar la biomasa haciendo uso del calor residual del proceso más adelante.

Lecho fluidizado (FLZDBED)

El reactor de pirólisis se ha modelado de acuerdo a L. Abdelouahed et al. 2021, como una serie de equipos por los que la biomasa va transformándose. Está formado por un reactor *RStoic* para descomponer la biomasa en diferentes compuestos orgánicos, una serie de separadores y reactores para simular las zonas de las reacciones secundarias donde se reforman y descomponen los hidrocarburos dentro del reactor de pirólisis. Además de los equipos mencionados anteriormente, el diseño propuesto por este TFG también tiene en cuenta la zona de fluidización, donde la biomasa se introduce en un lecho burbujeante donde el agente fluidizador es gas de síntesis recirculado e introducido en la parte inferior del reactor. El gas que se utiliza para el lecho fluidizado es una corriente de gases recirculados, la cual se extrae de parte de los gases generados en el reactor de pirólisis. Pese a que en trabajos como el de A. Aladin et al. 2021, se utiliza una corriente de N_2 , se tomó a decisión de recircular parte de los gases generados y dirigirlos a este equipo, ya que se trata de una corriente que posee hidrocarburos y vapor de agua sin reaccionar que pueden ser convertidos en gas de síntesis, la temperatura de esta corriente es lo suficientemente elevada como para no disminuir la temperatura de la mezcla de arena y biomasa que se introducirá en el reactor, además que al tratarse de gas recirculado, evitamos introducir aire, nitrógeno u otros agentes fluidizadores como el argón (utilizado en aplicaciones experimentales) que deberíamos separar más tarde y por los que deberíamos pagar para su adquisición.

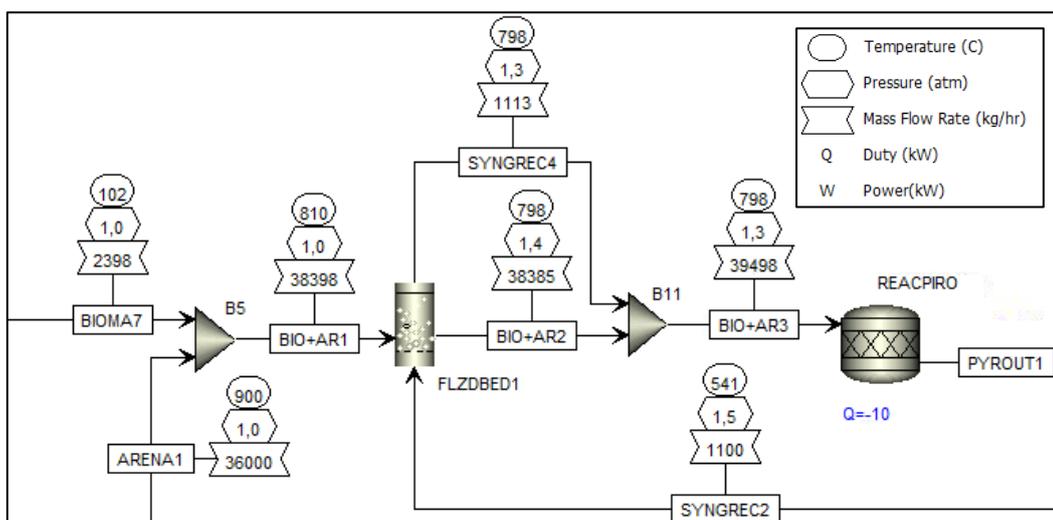


Ilustración 7: Esquema de planta (Fluidizador)

Como se ha mencionado previamente y se observar en la Ilustración 7, no se introduce únicamente la biomasa al reactor, sino que además cuenta con una corriente de arena de sílice (SiO_2). La arena se utiliza como agente caloportador, suministrando calor a la biomasa y que ésta comience a descomponerse en compuestos más sencillos. La corriente de sílice se introduce en el reactor a una temperatura de 900 °C tras haberse calentado previamente al quemar biochar y otros hidrocarburos de menor interés en otro reactor de lecho fluidizado. La relación en peso arena-biomasa a la entrada del reactor adecuada se ha fijado en torno a 14,9 de acuerdo con L. Abdelouahed et al., 2012.

Se trata de una corriente de 36.000 kg/h, con un tamaño de partícula de en torno a 0,9 mm (el intervalo de tamaños que admite el programa con la malla utilizada es de entre 0,750 y 0,945 mm). De esta forma, para fluidizar los casi 38.400 kg/h de sólidos que entran al reactor de pirólisis, se ha empleado la corriente SYNGREC2, cuyo caudal es 1.100 kg/h de gas de síntesis generados corriente abajo, que entra en el reactor con una presión de 1,5 atm y sufre en total una caída de presión de 0,175 atm.

Reactor Estequiométrico (REACPIRO)

El proceso de pirólisis de la biomasa se ha modelado en un equipo *RStoic*, un bloque en la simulación donde se conocen los productos de la reacción. En este caso, los productos del proceso se han obtenido utilizando una correlación extraída de L. Abdelouahed et al., 2012 donde la temperatura de operación del reactor influye en la fracción másica de cada uno de los productos resultantes. Donde Y denota la conversión de cada producto; T , denota la temperatura en Kelvin; y A , B y C son parámetros que han quedado plasmados en la Tabla 3.

$$Y_{sustancia} = A \cdot T^2 + B \cdot T + C$$

Se ha decidido fijar la temperatura de operación en 760 °C (1033,15 K) teniendo en cuenta:

- El rango de validez de la anterior correlación. De acuerdo con L. Abdelouahed et al. esta es válida entre los 700 °C y 1000 °C.
- La necesidad de aislamiento por pérdidas de calor o la resistencia térmica y mecánica que debería soportar el reactor, teniendo en cuenta que opera a presión ligeramente superior a la atmosférica.
- Los productos generados en función de la temperatura de operación.

Por ejemplo, en el caso del CH_4 :

$$Y_{metano} = -0,00004341 \cdot 1033^2 + 0,1012 \cdot 1033 - 51,08 = 7,137\%$$

Tabla 3: Correlación Temperatura de pirólisis - Fracción másica de productos

Producto	A ($\cdot 10^3$)	B	C	% en Peso
CH ₄	-0,04341	0,1012	-51,08	7,1373
H ₂	0,01362	-0,02517	12,19	0,7231
CO	-0,03524	0,09770	-24,93	38,3899
CO ₂	0,03958	-0,09126	64,02	11,9838
C ₂ H ₄	-0,06873	0,14940	-76,89	4,0992
C ₂ H ₆	0,008265	-0,02105	13,38	0,4548
C ₆ H ₆	-0,03134	0,07544	-42,72	1,7670
C ₇ H ₈	-0,00454	0,00687	1,462	3,7152
C ₆ H ₆ O	0,01508	-0,03662	22,19	0,4532
C ₁₀ H ₈	-0,00855	0,01882	-9,851	0,4686
H ₂ O	0,05157	-0,11860	84,91	17,4260

Para una mejor comprensión del comportamiento del reactor y de cómo varían las cantidades de los productos generados frente a su temperatura, se ha elaborado la siguiente gráfica donde se puede apreciar cómo, salvo en el caso del CO y en menor medida el H₂, las cantidades generadas de otras especies mayoritarias no varían muy significativamente respecto a la temperatura del reactor.

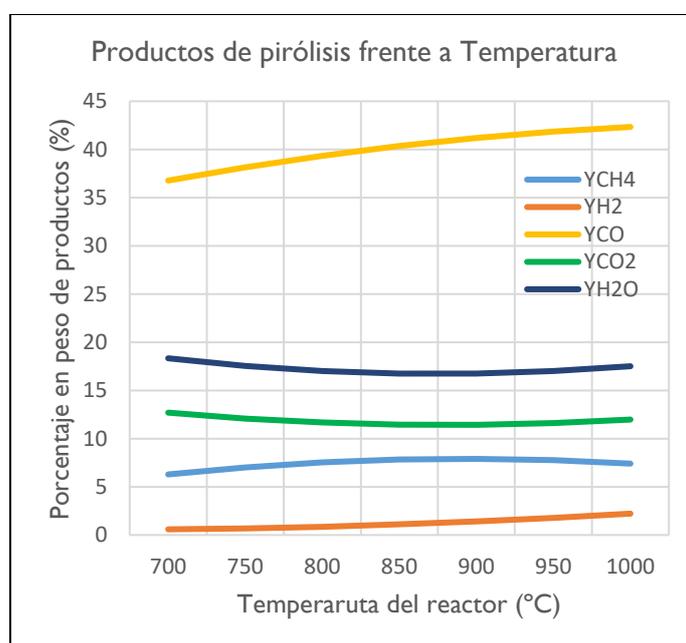


Figura 2: Productos de pirólisis frente a Temperatura del reactor

La elección de la temperatura del reactor se basó en varios criterios: en primer lugar, un reactor operando a temperaturas cercanas a los 760 °C sufre menores pérdidas de calor hacia el exterior y requiere de un menor aporte calorífico que uno operando a mayor temperatura.

Además, se encontró que el modelo utilizado podría llegar a causar errores con temperaturas superiores si el contenido de oxígeno de la biomasa era inferior al 47 %, donde el contenido de oxígeno resultante en el biochar, que se obtiene por diferencia entre el contenido inicial de la biomasa y los productos generados sería negativo. Tras calcular las conversiones fraccionales y obtener los atributos del biochar generado se puede introducir en el programa dicha información.

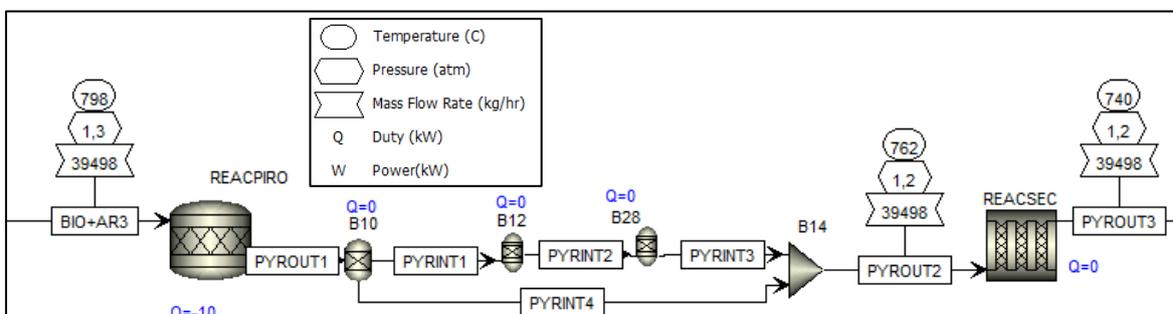


Ilustración 8: Esquema de planta (Reactor de pirólisis y descomponedor de biochar)

Como se puede apreciar en la Ilustración 8, de este proceso se obtiene la corriente PYROUT1, la cual se encuentra a 760 °C. Esta corriente está principalmente compuesta de arena de sílice y en menor medida, de los productos de la pirólisis. En la Tabla 4, se pueden apreciar los caudales másicos de cada compuesto y las propiedades de la corriente de salida. Por último, el cambio del tamaño de las partículas al sufrir impactos contra la superficie del reactor, entre ellas o con las partículas de arena de también se ha modelado. Se ha utilizado un modelo de decrecimiento de acuerdo a la cantidad de sólidos que cambian de fase. Esto es, si una partícula de biomasa libera sustancias volátiles, la parte sólida resultante será menor de forma que cuanto más cantidad de materia pasa a la fase gaseosa, menor es el tamaño de partícula. El diámetro de partícula medio para el biochar resultante (D_{50}) es igual a 10,125 μm , el cual entra dentro del valor esperado (L. Riva et al., 2019). Se asume que las partículas de arena no sufren este tipo de transformación

Tabla 4: Caudales másicos y propiedades de la corriente PYROUT1

Caudales másicos de PYROUT1 (kg/h)				Propiedades de PYROUT1	
H ₂	268,68	C ₆ H ₆ O	10,83	\dot{m} [kg/h]	39498
O ₂	0,00	C ₁₀ H ₈	18,39	Temperatura [°C]	760
N ₂	0	C	0,00	Presión [atm]	1,2
CO	1577,93	BIOMASA	0,00	Fr. gas [% peso]	0,08
CO ₂	308,23	BIOCHAR	327,33	Fr. líquido [% peso]	0
H ₂ O	606,12	CENIZA	0,00	Fr. sólido [% peso]	0,92
CH ₄	17,29	SiO ₂	36000,00	Q (gas) [m ³ /s]	4,706
C ₂ H ₄	148,19	NH ₃	1,60E-03	PCI (gas) [MJ/kg]	20,8
C ₂ H ₆	16,40	NO	-	-	-
C ₆ H ₆	67,00	HCN	4,83E-04	-	-
C ₇ H ₈	130,45	-	-	-	-

Separador y Reactor por rendimientos (B10 y B12)

Los productos generados en el anterior bloque no abandonarían el reactor de pirólisis en una planta convencional, sin embargo, se necesita utilizar varios bloques en la simulación de Aspen Plus con el fin de modelar las etapas inmediatamente posteriores a la pirólisis, que se llevan a cabo en un mismo reactor en condiciones reales. En primer lugar, tras abandonar el reactor REACPIRO, la corriente PYROUT1 se introduce en un separador, un bloque utilizado para unir o separar diferentes tipos de corrientes, en los casos donde los detalles de la separación son desconocidos o no tienen importancia; en el caso de este proyecto resulta necesario separar la arena y los volátiles del biochar generado. Este paso es necesario para poder descomponer el biochar en sus diferentes elementos en un reactor de rendimientos ya que, el programa no podría simular la combustión del carbón vegetal directamente pero sí la de una cantidad equivalente de carbono puro. El reactor de rendimientos (*RYield*) es un equipo usado donde la estequiometría y la cinética de reacción son desconocidas o carecen de importancia, pero una distribución de los rendimientos es conocida. En este equipo el biochar pasa a descomponerse en sus diferentes elementos (C, H, O, N y cenizas), los cuales son conocidos. El modelo estudiado por L. Abdelouahed et al. no utiliza un reactor de este tipo, sino que emplean una subrutina en Fortran para calcular los valores y características de las corrientes del output, sin embargo, el modelo de M. Puig-Gamero et al. se limita a utilizar un equipo *R-Stoic* de forma similar a este trabajo.

Para esta simulación se decidió asumir la total descomposición del biochar, lo que dio lugar a una corriente con cenizas, oxígeno, hidrógeno, nitrógeno gaseoso y de carbono puro, todo ello a la misma temperatura y presión con la que se introdujo el biochar en el equipo. Finalmente se utiliza el reactor B28, un bloque *RGibbs* para simular la aparición de sustancias contaminantes como NH_3 , NO , HCN . El nitrógeno gaseoso que no se ha transformado en alguno de estas sustancias se ha asumido como constituyente del biochar o que ha sido liberado en forma de N_2 (Li et al., 2020).

Sección de Reacciones Secundarias

Las zonas donde se producen reacciones de reformado y descomposición de los volátiles (reacciones secundarias que dan lugar a otros productos sólidos y gaseosos) se han simulado de acuerdo a los modelos de M. Puig-Gamero et al., 2021 y L. Abdelouahed et al., 2012, quienes emplean reactores *RPlug* para las reacciones secundarias. La pestaña de catalizadores se ha ignorado y se ha indicado que no existen catalizadores presentes en el reactor. Esto último no se ajusta del todo a la realidad dado que la propia superficie de la arena de sílice y los poros del biochar pueden actuar como tal (N. B. Klinghoff et al., 2012). En caso de utilizar otro método, donde la energía necesaria para la pirólisis de la biomasa se obtenga, no de la combustión del biochar sino, por ejemplo, del sol, el biochar generado podría ofrecer una gran cantidad de beneficios como material poroso que se podría utilizar en filtros, catalizadores o como agentes de bioremediación del suelo.

Las reacciones secundarias se han modelado en reactores de flujo pistón (*RPlug*) con el nombre de REACSEC (Para consultar las reacciones consideras, sus características y como se han simulado, se puede ver el Apéndice 2. Reacciones). Esta sección se ha dimensionado como un equipo cilíndrico de 4 m de altura y 2 m de diámetro. Se ha supuesto que la transferencia de calor entre el interior y el exterior es nula y que la temperatura de ambas fases es igual, pero puede variar a lo largo del reactor. El tiempo de residencia calculado en esta sección es de 2,56 s. En la Tabla 5, se puede apreciar el cambio de composición de las corrientes PYROUT 2 y 3, a la entrada y salida del reactor.

Tabla 5: Flujos máxicos (kg/h) a la entrada y salida de REACSEC

Com.	PYROUT2	PYROUT3	Com.	PYROUT2	PYROUT3	Com.	PYROUT2	PYROUT3
H ₂	2,81E+02	2,91E+02	C ₂ H ₄	1,48E+02	1,49E+02	C	3,03E+02	2,25E+02
O ₂	0	0	C ₂ H ₆	1,64E+01	1,64E+01	CENIZA	7,43E+00	7,43E+00
N ₂	2,16E+00	2,16E+00	C ₆ H ₆	6,70E+01	7,35E+01	SiO ₂	3,60E+04	3,60E+04
CO	1,58E+03	1,96E+03	C ₇ H ₈	1,30E+02	1,24E+02	NH ₃	4,74E-03	4,74E-03
CO ₂	3,08E+02	6,46E+01	C ₆ H ₆ O	1,08E+01	0	NO	-	-
H ₂ O	6,06E+02	5,63E+02	C ₁₀ H ₈	1,84E+01	2,13E+01	H ₂ CN	1,43E-03	1,43E-3
CH ₄	1,94E+01	2,00E-03	-	-	-	-	-	-

Como se puede observar en la Ilustración 9, pese a haberse modelado como un reactor adiabático, donde no hay pérdidas de calor, la temperatura de salida es ligeramente inferior a la de la entrada. Esto se debe a las reacciones endotérmicas como el reformado del metano y otros hidrocarburos o la gasificación del carbón que suceden en este equipo.

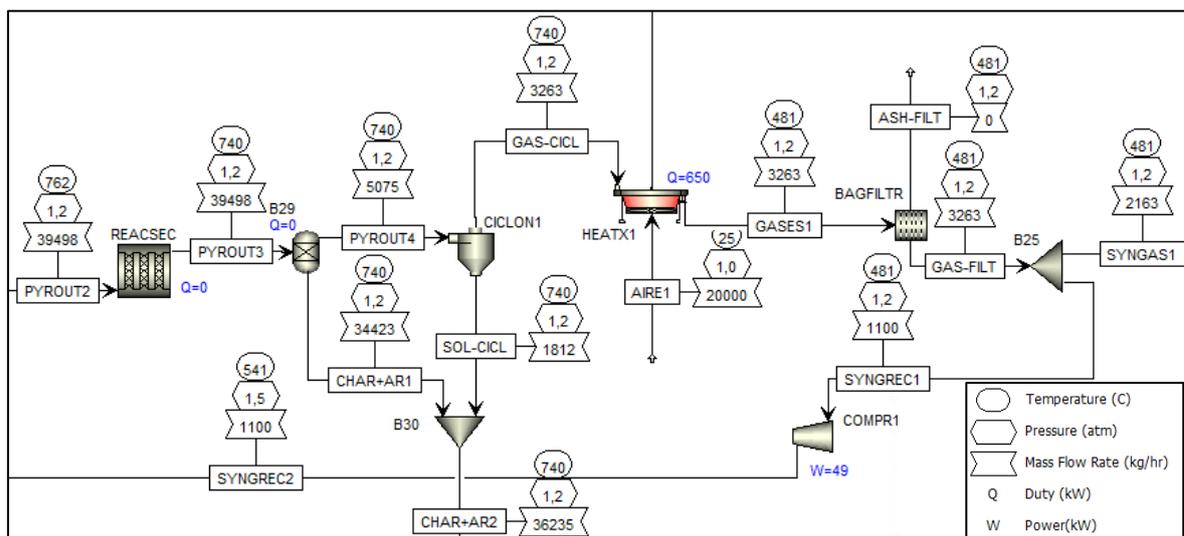


Ilustración 9: Esquema de planta (Reactor de reacciones secundarias, ciclón y ACHE)

Al igual que en el equipo REACPIRO, se ha empleado un modelo de crecimiento para las partículas sólidas de acuerdo la distribución de tamaños de partícula iniciales y la cantidad de materia que pasa de una fase a otra. El diámetro medio de partícula pasa de los 10,125 μm a los 10,01 μm .

Separador ciclónico para gas de síntesis producido (CICLON1)

Tras haber conseguido pirolizar la biomasa y obtener una corriente de gases a alta temperatura, rica en H_2 , CO y otros gases, se procede a su acondicionamiento. El primer paso es conseguir separar las partículas en suspensión que la corriente haya podido arrastrar consigo. La gran mayoría (arena, biochar, cenizas y carbonilla que haya podido polimerizarse en el proceso) no abandonan el reactor de pirólisis por la parte superior, sino que precipitan por su propio peso y son conducidos al segundo reactor de lecho fluidizado donde, como se mostrará más adelante, se quema el biochar (carbono puro en el caso de esta simulación) y ciertos hidrocarburos que se separaran más adelante, para calentar la arena de nuevo hasta una temperatura superior a los $900\text{ }^\circ\text{C}$. La fracción restante de sólidos que sí son arrastrados por la corriente de gases producidos debe separarse con un separador ciclónico. El separador empleado en este trabajo es de tipo Barth-I y tiene un diámetro de 2 m. A partir del tipo de ciclón y su diámetro se han derivado el resto de medidas, como las alturas del cilindro y la sección cónica, el ancho y alto del conducto de entrada, etc. Estas medidas quedan especificadas en el Apéndice 3. Especificaciones de los Equipos. La eficacia de separador del ciclón calculada es cercana al 100%. La caída de presión, la velocidad de entrada de la corriente gaseosa se encuentra dentro de los límites recomendados por Aspen Plus (menos de 2500 Pa de caída de presión y una velocidad de entrada de los gases de 15 a 27 m/s). El ciclón modelado provoca una caída de presión de 686 Pa y una velocidad de entrada de los gases de 24,74 m/s en este caso.

Intercambiador de calor 1 (HEATX1)

Los gases procedentes del ciclón están a una temperatura muy elevada, y aunque la presión y temperatura de estos o su contenido de impurezas no permitiría su uso en una turbina de gas para aprovechar su energía térmica, sí puede tratar de aprovecharse el calor residual de esta u otras corrientes gaseosas para aplicaciones que requieran temperaturas moderadas o bajas. De esta forma, y como se puede observar en la Ilustración 9, el equipo HEATX1 se encarga de transferir energía térmica de los gases producidos en la pirólisis (la corriente GASCICL) a una corriente de aire a temperatura ambiente que se empleará en el secado de la biomasa en el equipo SECADOR (corriente AIREI). La temperatura de salida del aire de secado no debe ser excesivamente alta para impedir efectos negativos, como la retirada de volátiles de la biomasa o la combustión de ésta. De esta forma, se ha utilizado una corriente de 20 t/h aire a temperatura y presión ambiente, y fijado la temperatura de salida del aire en $140\text{ }^\circ\text{C}$. Así se consigue reducir la temperatura del gas de síntesis hasta poder introducirlo en un filtro que tiene el fin de eliminar el resto de partículas sólidas que pudieran no haberse separado en el ciclón. Tras ceder 649,7 kW de calor, la temperatura de salida del gas de síntesis se reduce hasta los $480\text{ }^\circ\text{C}$. En condiciones reales, al operar una planta similar a la modelada, las partículas de ceniza o carbonilla que no consiguieron ser separadas en el ciclón podrían causar problemas de ensuciamiento y corrosión en el cambiador de calor (Zhang et al., 2023).

La operación de esta planta a lo largo del tiempo requeriría paradas de mantenimiento de forma similar a como puede suceder en una refinería convencional. A continuación, en la Tabla 6 se muestran las características calculadas para este cambiador de calor.

Tabla 6: Propiedades HEATX1 y valores de temperatura y presión de corrientes

GAS-CICL		GASESI		Propiedades físicas	
Temperatura (°C)	740,4	Temperatura (°C)	480,6	Calor intercambiado (kW)	649,67
Presión (atm)	1,19	Presión (atm)	1,19	Área efectiva (m ²)	1,456
AIRE1		AIRE2		U media (kW/m ² ·K)	0,85
Temperatura (°C)	25	Temperatura (°C)	140	UA (kW/K)	1,238
Presión (atm)	1	Presión (atm)	1	DTML (°C)	524,7

A continuación, se muestra la evolución de la temperatura de los gases lo largo del cambiador a través de las 5 filas de tubos por los que transcurren. Consultar Apéndice 10. Planos y Esquemas de Planta y Equipos para mayor detalle.

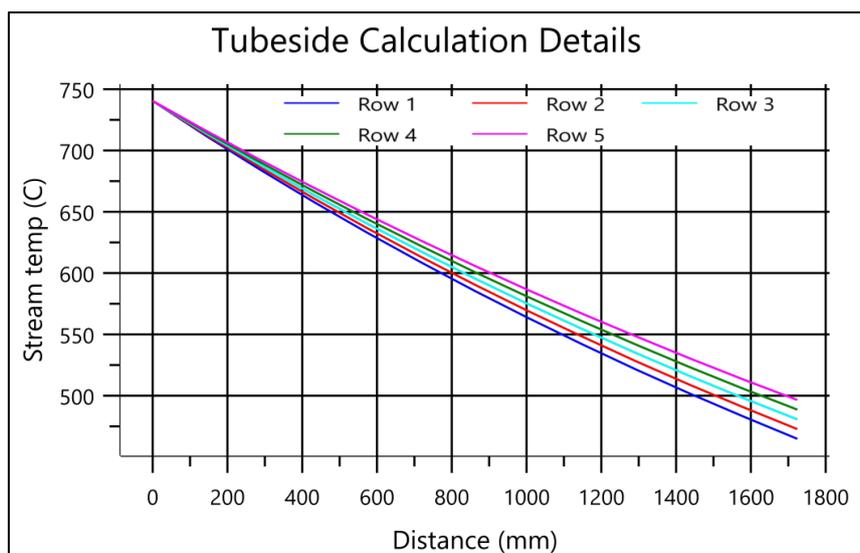


Figura 3: Evolución de la temperatura de los gas de la pirólisis a través de HEATX1

Filtro de bolsa (BAGFILTR)

La corriente de gas proveniente del reactor de pirólisis, tras haber sido enfriada hasta una temperatura inferior puede ser tratada por un filtro de bolsa con el fin de retener las partículas sólidas de ceniza u hollín que pudieran no haber sido separadas en el ciclón. Este paso es crítico debido a los posibles daños que sostendrían los compresores que se utilizaran en el proceso, si se llegaran a introducir partículas sólidas en su interior. Se ha utilizado un bloque *FabFI*, para simular un filtro capaz de retener los $1,17 \cdot 10^{-5}$ kg/h de sólidos en suspensión que contiene la corriente de gas GASESI. Los parámetros que se han fijado para su operación son los siguientes:

- Tiempo de filtrado: 1 min.
- Caída de presión a través del filtro: 500 Pa
- Coeficiente de resistencia: $60.000 \text{ Pa} \cdot (\text{m/s}) / (\text{kg/m}^2)$
- Área total de filtrado: 200 m^2
- Eficiencia de separación: 95% a 500nm

El programa deja de detectar partículas sólidas en la corriente gaseosa y los compresores aguas abajo pueden operar de forma segura. El programa en ningún momento genera un mensaje de error o aviso, pero la temperatura para un filtro de bolsa convencional sería excesivamente alta. Esto no debería suponer un problema para filtros de fibras cerámicas, algo más caros que los de fibras sintéticas, pero esto no llegaría a comprometer la rentabilidad de la planta.

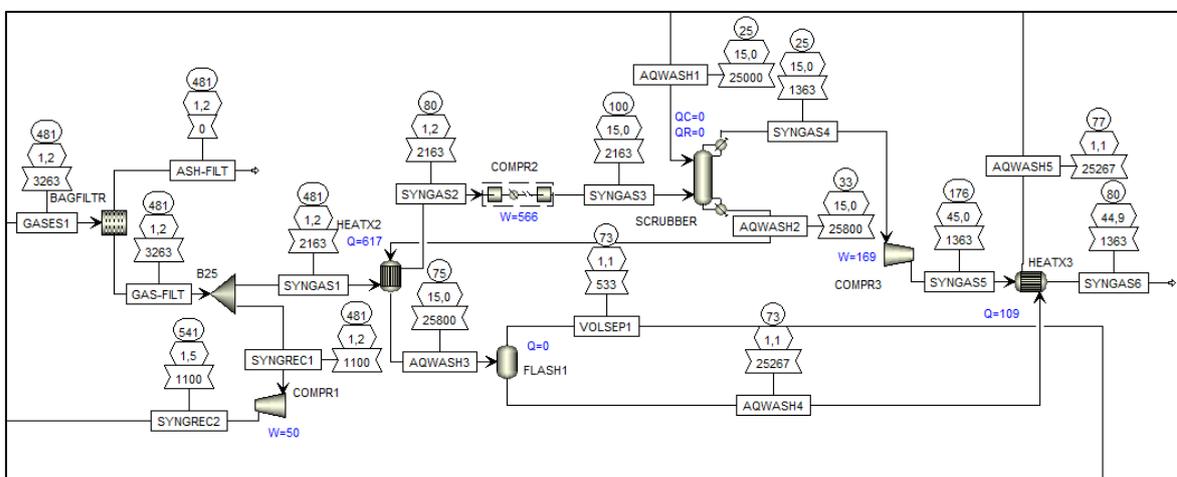


Ilustración 10: Esquema de planta (Filtro de bolsa, compresores cambiador de calor, scrubber y salida de syngas)

Compresor 1 (COMPR1)

Como se puede apreciar en la Ilustración 10, al abandonar el filtro BAGFLITR, se destinan los 1.100 kg/h de gas de la corriente SYNGREC1 al compresor COMPR1 para elevar su presión hasta 1,5 atm. Este bloque se ha modelado como un compresor no isoentrópico. Por defecto, el programa trabaja con una eficiencia isoentrópica de 0,72 y una eficiencia mecánica de 1. Tras aportar 49,4 kW de trabajo al compresor, la corriente SYNGREC2 abandona el equipo con una temperatura de 541 °C.

Intercambiador de calor 2 (HEATX2)

Los procesos de síntesis de hidrocarburos líquidos mediante procesos Fischer-Tropsch requieren una presión relativamente elevada, de 20 a 30 atmósferas de presión. Sin embargo, al comprimir un gas, generalmente el trabajo requerido para comprimirlo aumenta con la temperatura de este, por lo que, antes de pasar a la etapa de compresión se va a proceder a introducir la corriente SYNGAS1 en el cambiador de calor HEATX2.

Además de conseguir enfriar la corriente de syngas, el cambiador de calor HEATX2, se utiliza para calentar una corriente de unos 25.806 kg/h de agua de lavado, procedente de una torre de lavado. Esto es necesario para disminuir la solubilidad de los gases disueltos en el agua de lavado y conseguir separar una buena parte de estos. Se ha modelado este cambiador como uno de tipo carcasa-tubo. A continuación, se recoge en la siguiente Tabla 7 los datos de las corrientes que interactúan en el cambiador de calor.

Tabla 7: Propiedades HEATX2 y valores de temperatura y presión de corrientes

SYNGASI		SYNGAS2		Propiedades físicas	
Temperatura (°C)	480,7	Temperatura (°C)	79,8	Calor intercambiado (kW)	617,0
Presión (atm)	1,19	Presión (atm)	1,19	Área efectiva (m ²)	5,36
AQWASH1		AQWASH2		U media (kW/m ² ·K)	0,85
Temperatura (°C)	33,3	Temperatura (°C)	74,8	UA (kW/K)	4,56
Presión (atm)	15	Presión (atm)	15	DTML (°C)	135,2

Compresor multietapa (COMPR2)

Con el fin de comprimir la corriente de gas de síntesis SYNGAS2 y conseguir eliminar los contaminantes restantes mediante un scrubber húmedo, se ha utilizado un compresor multietapa refrigerado por aire. El fundamento o la utilidad detrás de este dispositivo, como se comentó anteriormente, es el ahorro energético conseguido al comprimir gases partiendo de una temperatura menor. De esta forma, el compresor multietapa dispone de 3 etapas de compresión y 3 etapas de enfriamiento, donde la temperatura de salida de cada una de estas etapas se ha fijado en 100 °C debido a que los compresores que se han encontrado en diversos catálogos suelen estar refrigerados por aire (con o sin ayuda de ventiladores) y declaran temperaturas a la salida de cada etapa en torno a los 80 °C y 120 °C. La cantidad de calor que sería necesario evacuar en total, con las tres etapas de enfriamiento es de 660 kW. Se trata de una corriente de energía calorífica que, aunque desaprovechada, se puede eliminar de forma pasiva y no requiere de otros equipos para ser evacuada. Por otra parte, si se emplease un único compresor, la cantidad de trabajo requerido para comprimir el gas de síntesis hasta las 15 atm de presión, asciende hasta los 836 kW.

La presión de salida del compresor es de 15 atm y se requiere un aporte de 565 kW en forma de trabajo

Torre de lavado (SCRUBBER)

Tras haber separado las partículas sólidas mediante ciclones o filtros, se requiere la eliminación de sustancias que podrían actuar como inhibidores o venenos catalíticos en procesos Fischer-Tropsch. En procesos donde se utiliza la gasificación del carbón para crear gas de síntesis y transformarlo en hidrocarburos líquidos, es usual encontrar cantidades traza de compuestos nitrogenados o sulfurados que requieren ser eliminados. Se ha decidido emplear una torre de lavado, donde una corriente de 25.000 kg/h de agua a 15 atm de presión y 25 °C de temperatura actuará como disolvente y retirará de la corriente de gas de síntesis las fracciones de hidrocarburos más pesados (benceno, naftaleno, fenol, etc.) y los contaminantes presentes, entre los que se encuentran el amoníaco (NH₃), el ácido cianhídrico (HCN) o el monóxido de nitrógeno (NO). Este scrubber cuenta con 8 etapas, en las cuales se ha decidido utilizar bandejas agujeradas.

Tabla 8: Destino final de cada sustancia (fase gaseosa o líquida) tras pasar por SCRUBBER

Comp.	SYNGAS4	AQWASH2	Comp.	SYNGAS4	AQWASH2	Comp.	SYNGAS4	AQWASH2
H ₂	0,9897	0,0103	H ₂ O	0,0002	0,9998	C ₇ H ₈	0,4882	0,5118
O ₂	1,0000	0,0000	CH ₄	0,6196	0,3804	C ₁₀ H ₈	0,0000	1,0000
N ₂	0,8607	0,1393	C ₂ H ₄	0,0014	0,9986	NH ₃	0,0020	0,9980
CO	0,8468	0,1532	C ₂ H ₆	0,0000	1,0000	NO	0,0000	1,0000
CO ₂	0,0008	0,9992	C ₆ H ₆	0,5250	0,4750	HCN	0,0000	1,0000

Como se puede observar en la Tabla 8, se consigue extraer una parte significativa de los hidrocarburos y prácticamente todas las sustancias nitrogenadas de la corriente gaseosa a excepción del propio nitrógeno gaseoso (N₂). Esto no supone un grave problema debido a que la presencia de nitrógeno gaseoso no llega a provocar un efecto negativo en los procesos Fischer-Tropsch, e incluso existe cierta evidencia de que a estas concentraciones podría ser beneficioso (Xu et al., 2006 y Mujela et al., 2013).

En el caso de que existiera una cantidad suficiente de azufre en la biomasa introducida, se podría aplicar el trabajo de Li et al. 2020, donde se describe la migración del azufre desde la biomasa a sustancias como H₂S, COS, o SO₂ para modelar que cantidades de estas sustancias se generarían en el proceso de pirólisis de la biomasa.

Para comprobar la posibilidad de utilizar esta planta con un tipo de materia prima con un contenido mayor de azufre y la efectividad de la torre de lavado se realizó como ejercicio una simulación en paralelo, donde se introdujo la misma cantidad de azufre que de nitrógeno en el reactor de minimización de energía de Gibbs B28 (equipo que se utilizó anteriormente para modelar la aparición de sustancias nitrogenadas durante la pirólisis), lo que dio lugar a una corriente de gases con H₂S, SO₂ y COS. La Tabla 9 recoge las cantidades que cada sustancia que permanecerían en una fase u otra tras pasar por la torre de lavado.

Tabla 9: Destino final de cada sustancia (fase gaseosa o líquida) tras pasar por SCRUBBER (si existiera azufre en la biomasa)

Comp.	SYNGAS4	AQWASH2	Comp.	SYNGAS4	AQWASH2	Comp.	SYNGAS4	AQWASH2
H ₂	0,9897	0,0103	CH ₄	0,6196	0,3804	NH ₃	0,0010	0,999
O ₂	1,0000	0,0000	C ₂ H ₄	0,0014	0,9986	NO	0,0000	1
N ₂	0,8607	0,1393	C ₂ H ₆	0,0000	1,0000	HCN	0,0000	1
CO	0,8468	0,1532	C ₆ H ₆	0,5250	0,4750	H ₂ S	1,17E-07	≈1
CO ₂	0,0008	0,9992	C ₇ H ₈	0,4882	0,5118	COS	3,00E-09	≈1
H ₂ O	0,0002	0,9998	C ₁₀ H ₈	0,0000	1,0000	SO ₂	5,89E-10	≈1

Los resultados que se obtienen de la simulación en cuanto a la conversión del nitrógeno y el azufre en esta serie de compuestos difieren de los valores que se recogen en trabajo de Li et al., 2020, donde se analizan los mecanismos de migración de estos elementos, pero se han llegado a considerar adecuados ya que este caso, a diferencia de en el anterior trabajo, el proceso de pirólisis no incorpora lignito a la corriente de biomasa, un hecho relevante dado que la gasificación o pirólisis del carbón (especialmente el lignito o la turba, que son menos maduros) puede llegar a generar una mayor cantidad de compuestos nitrogenados y sulfurosos (Leppälahti et al., 1995).

Tratamiento final y salida del gas de síntesis

Tras su paso por la torre de lavado, la corriente de gas de síntesis SYNGAS 4 se introduce en el compresor COMPR3 hasta alcanzar 45 atm de presión, y abandona el equipo a una temperatura de 175,8 °C.

Seguidamente se introduce en el cambiador de calor HEATX3 para de enfriar la corriente de gas de síntesis y lograr calentar de nuevo el agua de lavado que se utilizó en la torre de lavado. Las características del cambiador de calor HEATX3 han quedado recogidas en la Tabla 10:

Tabla 10: Propiedades HEATX3 y valores de temperatura y presión de corrientes

SYNGAS 5		SYNGAS 6		Propiedades físicas	
Temperatura (°C)	175,8	Temperatura (°C)	78,2	Calor intercambiado (kW)	110,7
Presión (atm)	45	Presión (atm)	44,6	Área efectiva (m ²)	2,36
AQWASH 4		AQWASH 5		U media (kW/m ² ·K)	1,65
Temperatura (°C)	73,1	Temperatura (°C)	76,6	UA (kW/K)	3,89
Presión (atm)	1	Presión (atm)	1,1	DTML (°C)	28,4

De esta forma, se obtiene una corriente de gas de síntesis con las siguientes características:

Tabla 11: Características y composición del gas de síntesis al final del proceso

Temperatura (°C)		79,3		Densidad (kg/m ³)		15,4	
Presión (atm)		45,0		Fracción gaseosa		1,00	
Caudal másico (kg/h)		1.363		Caudal molar (kmol/h)		135,1	
Fracciones Molares							
H ₂	0,7013	CO ₂	0,0	C ₂ H ₆	0,0	C ₁₀ H ₈	0,0
CO	0,2909	H ₂ O	0,0021	C ₆ H ₆	0,0024	NH ₃	6,02E-08
N ₂	0,0	CH ₄	0,0	C ₇ H ₈	0,0032	NO	0,0
O ₂	0,0	C ₂ H ₄	0,0	C ₆ H ₆ O	0,0	HCN	0,0

Como se puede observar en la Tabla 11 los dos componentes mayoritarios de la corriente SYNGAS6 son hidrógeno y monóxido de carbono. Por otra parte, cabe mencionar que la proporción H₂:CO es de en torno a 2,4 y que los procesos FT suelen operar con ratios de 1,8 a 2,1. Esto podría solucionarse separando parte de la corriente de hidrógeno con tamices moleculares o ajustando la proporción H₂:CO con una reacción de desplazamiento del gas de agua.

Tratamiento del agua de lavado

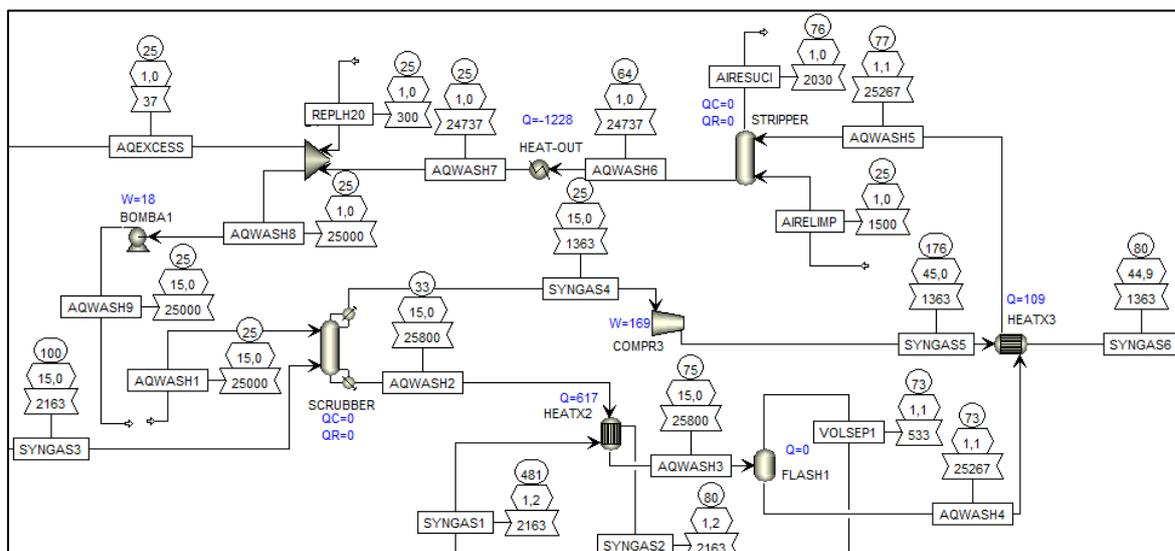


Ilustración 11: Esquema de planta (Columnas de absorción, desorción, bomba y separador flash)

Tras su uso en SCRUBBER, el agua de lavado que se utiliza como disolvente para retirar los hidrocarburos más pesados y los contaminantes como el HCN o NO, se procede a realizar la desorción de dichas sustancias para regenerar el disolvente. Con el fin de disminuir la solubilidad de las sustancias disueltas y poder extraerlas, la corriente de agua AQWASH2 se introduce en el cambiador de calor HEATX2. Tras su paso por este equipo, la corriente de agua AQWASH3 - que tiene una temperatura y presión de 75 °C y 15 atm - pasa a introducirse en un separador flash.

En el separador FLASHI, la presión desciende a 1,1 atm, y de esta forma se consiguen separar dos fases, una gaseosa (compuesta principalmente por hidrocarburos volátiles, vapor de agua, monóxido de carbono y compuestos nitrogenados), y otra líquida, donde la fracción molar del agua es 0,999980. La corriente gaseosa, llamada VOLSEPI será utilizada posteriormente en el quemador junto con el biochar para calentar la arena.

La corriente de agua separada pasa ahora por el cambiador de calor HEATX3 y se dirige hasta la columna de desorción STRIPPER. En ella se lleva a cabo el proceso inverso al realizado en la columna SCRRUBBER y se introduce una corriente de 1.500 kg/h de aire limpio para desorber la mayor cantidad posible de sustancias disueltas en el agua. Este equipo cuenta con 6 bandejas de 1 m de diámetro, espaciadas 0,609 m entre ellas, y cada una de ellas posee 240 agujeros de 10 mm.

De esta forma, la mayor parte de los hidrocarburos y contaminantes disueltos en el agua se separan de esta y son expulsados a la atmósfera, consiguiendo regenerar el disolvente. La corriente de aire introducida en el STRIPPER se encuentra a una temperatura de 25 °C, a una presión ligeramente superior a la atmosférica de 1,01 atm, y posee un caudal másico de 1.500 kg/h. Un caudal másico superior podría llegar a retirar demasiada agua consigo. Aumentar el caudal másico de la corriente de aire AIRELIMP de 1.500 kg/h a 3.000 kg/h, por ejemplo, no se traduciría en una separación mucho mejor que la obtenida, pero se perderían cerca de 1.000 kg/h de agua saliendo por la corriente gaseosa. A continuación, en la Tabla 11 se muestra las fracciones de cada compuesto que terminan en una corriente u otra.

Tabla 12: Destino final de cada sustancia (fase gaseosa o líquida) tras pasar por STRIPPER

Comp.	AIRESUCI	AQWASH6	Comp.	AIRESUCI	AQWASH6	Comp.	AIRESUCI	AQWASH6
H ₂	1	0	H ₂ O	0,02	0,98	C ₇ H ₈	0,4882	0,5118
O ₂	0,9999	0,0001	CH ₄	1	0	C ₁₀ H ₈	0,0000	1,0000
N ₂	0,99999	8,72E-06	C ₂ H ₄	1	0	NH ₃	0,0020	0,9980
CO	1	0	C ₂ H ₆	1	0	NO	0,0002	0,9998
CO ₂	1	0	C ₆ H ₆	1	0	HCN	0,0000	1,0000

La corriente de agua que sale del STRIPPER, tiene una composición lo suficientemente pura como para ser utilizada de nuevo como disolvente en el SCRUBBER. Sin embargo, se encuentra todavía a una temperatura demasiado elevada.

Existen diferentes alternativas para reducir la temperatura del disolvente y conseguir formar un ciclo cerrado entre las dos columnas de absorción y desorción. Una de ellas puede pasar por ceder calor desde la corriente AQWASH6 a industrias con procesos que requieran temperaturas moderadas o bajas, como podría ser un invernadero, o que esta actúe como agente caloportador en una red de calefacción urbana.

Ambas alternativas requerirían de una importante inversión en infraestructura, pero se conseguirían aprovechar cerca de 1.200 kW de calor que de otra forma llegarían a perderse. La cesión de calor se ha modelado con el bloque HEAT-OUT (un bloque de tipo *Heater* simple), y del que se obtiene la corriente AQWASH7, a 25 °C y 1 atm. Como se explicó anteriormente, el paso del agua por el equipo STRIPPER provoca que parte de este escape a la atmosfera junto con el aire que actúa como agente de desorción. Para volver a introducir los 25.000 kg/h de disolvente necesarios en el SCRUBBER, se introducen aproximadamente 300 kg/h de agua limpia al proceso.

Finalmente, la corriente de agua se presuriza mediante una bomba hasta las 15 atm, lo que requiere un input de 18 kW de trabajo. Al igual que ocurre con los compresores, el programa calcula la cantidad de trabajo requerido en base al incremento de entalpía de la corriente y las eficiencias mecánicas de la propia bomba y dispositivos que la accionan. En este caso, al no haber introducido en el programa curvas de eficiencia específicas, se toma como 1,00 la eficiencia del motor de la bomba y 0,54 la de la propia bomba.

Lecho fluidizado secundario

Para conseguir un ciclo cerrado, donde parte de la energía contenida en la biomasa es utilizada en el proceso de pirólisis, es necesario utilizar un segundo reactor donde el biochar generado y parte de los volátiles extraídos en el SCRUBBER puedan quemarse y recalentar el agente caloportador.

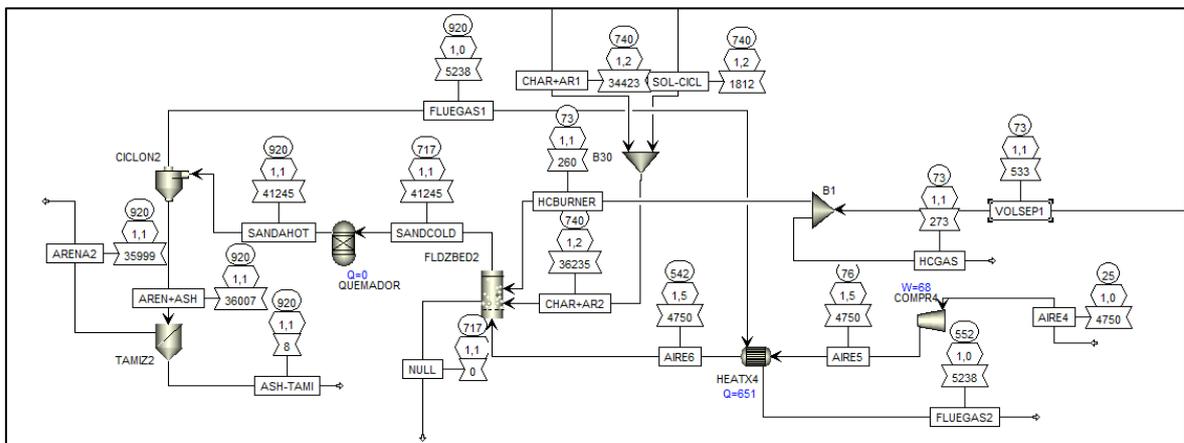


Ilustración 12: Esquema de planta (Fluidizador, quemador, precalentador, compresor de aire, ciclón y separador arena y cenizas)

Este segundo reactor fluidizado FLDZBED2, tiene un modo de operación similar a FLDZBED1, y aunque de igual manera se introduce un gas por la parte inferior de este, ahora el agente fluidizador (aire) actúa también como comburente. Como se puede observar en la Ilustración 12, el funcionamiento de este equipo comienza con la compresión de una corriente de aire de 4.750 kg/h en condiciones normales (25 °C y 1 atm). La corriente AIRE4 se introduce en el compresor COMPR4, y tras suministrarle 68 kW de potencia a dicho equipo, se obtiene la corriente AIRE5 con una temperatura y presión de 76 °C y 1,5 atm, respectivamente.

Para aprovechar el calor residual de los gases de escape del quemador, las corrientes AIRE5 y FLUEGAS1 se introducen en el cambiador de calor HEATX4, cuyas características físicas se muestran a continuación.

Tabla 13: Propiedades HEATX4 y valores de temperatura y presión de corrientes

FLUEGAS1		FLUEGAS2		Propiedades físicas	
Temperatura (°C)	920,3	Temperatura (°C)	552,2	Calor intercambiado (kW)	650,9
Presión (atm)	1,05	Presión (atm)	1,05	Área efectiva (m ²)	1,8
AIRE5		AIRE6		U media (kW/m ² ·K)	0,85
Temperatura (°C)	75,6	Temperatura (°C)	542,2	UA (kW/K)	1,53
Presión (atm)	1,5	Presión (atm)	1,5	DTML (°C)	425,4

A continuación, los sólidos procedentes de FLZDBED1 y CICLONI se introducen en la parte inferior de FLDZBED2. Este equipo tiene una geometría tubular parecida a la del otro lecho fluidizado, sin embargo, no se busca la creación de un lecho fluidizado como tal, sino un régimen similar al del transporte neumático. Por este motivo el diámetro de este equipo es de 0,5 m, ya que se requiere que el agente fluidizador circule con mayor velocidad. Como se puede apreciar en la Ilustración 12, al haber conseguido un régimen de transporte neumático, la corriente de sólidos no fluidizados NULL tiene un caudal másico de 0 kg/h.

Además de los sólidos procedentes del primer lecho fluidizado y la corriente de aire que ha pasado por HEATX4, también se introduce parte de la corriente de volátiles y contaminantes que se extrajo previamente en FLASH1. Debido a que se trata de una corriente formada principalmente por CO e hidrocarburos, esta corriente puede emplearse para suplementar la combustión del biochar a la hora de calentar la arena. De esta forma, se separan 260 kg/h de la corriente VOLSEPI y se introducen a 2,5 m de la base del lecho fluidizado.

La corriente que abandona FLDZBED2 se introduce más tarde en un RGibbs (QUEMADOR) para simular la combustión de los volátiles y el biochar con el objetivo de calentar la arena hasta aproximadamente 920 °C, una temperatura ligeramente superior a la que se introduce en la zona de pirólisis. Esto se debe a que pese a considerar los bloques como equipos completamente adiabáticos, se ha optado por tener en cuenta las pérdidas de calor a través de las paredes del reactor, las cuales no pueden ser despreciadas debido a la superficie y la temperatura de los equipos que constituyen el reactor de pirólisis.

La corriente que abandona QUEMADOR (un reactor de minimización de energía de Gibbs para simular la combustión del carbono y los hidrocarburos) pasa entonces por un separador ciclónico. Este segundo separador tiene las mismas dimensiones que CICLONI. También posee una eficiencia cercana a 1, pero la caída de presión que genera no llega a ser tan alta ya que la presión de salida no puede llegar a ser inferior a la atmosférica.

Finalmente, para cerrar el ciclo y reintroducir la corriente de arena en REACPIRO, mientras que los gases generados en la combustión abandonan el separador ciclónico y se dirigen a HEATX4, los sólidos restantes se dirigen a TAMIZ2 para separar las cenizas de la arena. Esto se consigue debido a que en principio la gran mayoría de las partículas de arena debería haber conservado su tamaño de partícula a lo largo del proceso, o sea, que el tamaño de los granos de arena no debería haberse reducido significativamente, por lo que sería fácil separarlos con un tamiz si este tuviese orificios con un tamaño inferior a 0,75 mm.

Análisis Económico

En el análisis económico se va a evaluar la viabilidad del proyecto. Para ello se comprobará si se obtienen beneficios anuales en función de los costes de personal, mantenimiento, materia prima, etc. y los ingresos por la venta de los productos obtenidos. Por otro lado, se estudiará cuantos años son necesarios para amortizar la inversión inicial realizada: costes de obra y construcción, compra de maquinaria, costes de licencias, terreno etc. Se aplicará una metodología clásica basada en el cálculo de los indicadores de la viabilidad de la planta definidos a continuación.

- VAN (Valor Anual Neto): también conocido como valor actualizado neto o valor presente neto (en inglés *net present value*), cuyo acrónimo es VAN (en inglés, NPV), corresponde al valor presente de los flujos de caja netos (ingresos - egresos) originados por una inversión (Valencia, 2011).

La fórmula para calcular este indicador es la siguiente:

$$VAN = \sum_{t=1}^n \frac{V_t}{(1+k)^t} - I_0$$

V_t representa los flujos de caja del periodo, I_0 representa el valor del desembolso inicial, n es el número de períodos considerado y k es la tasa de descuento. Dependiendo del valor de este indicador se puede predecir la rentabilidad de dicho proyecto: un valor superior a 0 indica que la inversión produciría ganancias por encima de la rentabilidad exigida; por otra parte, si fuese inferior a 0 nos indicaría que la inversión produciría pérdidas por debajo de la rentabilidad exigida.

- TIR (Tasa Interna de Retorno): se puede entender este indicador como la tasa de descuento con la que el VAN es igual a cero o, dicho de otra forma, ésta representa la tasa máxima de rentabilidad exigida por un inversionista que lo hace indiferente entre destinar sus fondos a la inversión que se está evaluando y otra. Sería análogo al valor k de la fórmula descrita en el apartado anterior.
- Pay-back o PRI (Periodo de Recuperación de Inversión) es el tiempo a partir del cual el VAN deja de ser negativo.

Se comenzará estudiando el balance de materia y energía (ver anexos). Los inputs que llegan a la planta tienen el siguiente caudal másico y coste.

Tabla 14: Flujos y costes de inputs de la planta

Corriente de Entrada	Caudal másico (t/h)	Coste (€/t)	Coste (€/h)
Aire	26,25	≈0	0
Agua	0,3	2	0,6
Biomasa	2,5	60-30*	150
Operarios de planta (4)	-	-	60**
Electricidad	-	-	77,37***
TOTAL			≈288,0

*Dato calculado. Fuente: [Asociación de Propietarios Forestales de Asturias](#) y [Maderea](#)

**Estimación propia, tomando un salario medio para operario de 15 €/h

***Dato aportado por el programa.

Por otra parte, los outputs son:

Tabla 15: Flujos y costes de outputs de la planta

Corriente de Salida	Caudal másico (t/h)	Coste (€/t)	Coste (€/h)
Syngas Limpio	1,36	476*	647,36
Cenizas	0,008	-5**	-0,04
TOTAL			≈647,3

*Nakyai et al. (2019) fija el precio del syngas proveniente de la gasificación del carbón a 0,65\$/kg. Sharma et al. (2023) lo fija en 0,52\$/kg. Kim et al. (2011) lo fija en 1,28 \$/kg. Se tomará el valor más bajo convertido a (€/t)

**Se puede categorizar este subproducto como un residuo tipo 10 01 03 según el código LER. De acuerdo con la [Comunidad Autónoma de Madrid](#), el gravamen por la eliminación de un residuo no peligroso como es la ceniza de este tipo, es de 5 €/t.

De esta forma se puede comenzar calculando el margen bruto del proyecto (MB), el cual se define como la diferencia entre ventas y costes.

$$MB = Ventas - Costes$$

$$MB = 647,3 - 288,0 = 359,3 \text{ €/h} \Rightarrow 2.874.400 \text{ €/año}$$

Obtenido el margen bruto, se procede a calcular el flujo neto de caja (FNC), o margen bruto menos la amortización del proyecto (este concepto se refiere a la contabilización de la pérdida de valor a lo largo de un período dado del activo fijo dentro de la vida útil de la planta) tras los impuestos. Los impuestos se corresponden con el impuesto de sociedades del 25% de los beneficios (Ley 27/2014 del 27 de noviembre).

$$FNC = MB - Amortización$$

La amortización es un concepto usado en el entorno de las finanzas y los análisis económicos para cuantificar la depreciación de los activos de una empresa. En este caso, asumiendo un valor residual de la planta igual a 0 y una vida útil de 20 años, se llega a que el valor de la amortización anual es de 462.352,69 €.

$$Amortización = \frac{Valor\ Inicial - Valor\ Residual}{Vida\ Útil} = \frac{9.247.053,83 \text{ €} - 0}{20} = 462.352,69 \text{ €}$$

Tomando una tasa de interés del 6% al año, se obtienen los siguientes valores. (Para comprobar la evolución año a año del VAN se puede consultar el Apéndice 15. VAN del Proceso)

Tabla 16: Resultados de VAN, TIR y PRI

VAN Acumulado (€)	7.071.899,51
TIR (%)	12,7
PRI (Años)	9,875

Como se puede observar en la Tabla 15, al tener un VAN positivo se puede considerar este proyecto como rentable. La inversión inicial de aproximadamente 9.250.000 €, se recupera a finales del año 9 de operación (lo que en años, meses y días equivaldría al 12 de noviembre de dicho año), obteniendo unos 7 millones de euros al final de la vida útil de la planta. Por otra parte, se puede apreciar como a partir de una tasa de interés de más del 12,7%, este planteamiento dejaría de resultar rentable con las condiciones con las que se ha planteado el ejercicio.

Conclusiones

Se ha simulado el funcionamiento de una planta de pirólisis biomasa que consigue transformar 2.500 kg/h de biomasa procedente de operaciones de clareo, poda o tala de pinares en la sierra de Madrid. Como resultado, la planta produce 1.363 kg/h de gas de síntesis con una relación H₂:CO cercana a 2, con un contenido en impurezas y venenos catalíticos con niveles aceptables como para ser utilizados en procesos Fischer-Tropsch.

Tras realizar un análisis económico y un balance de energía y materia, se ha demostrado que:

- El proceso de pirólisis es viable debido a su capacidad para transformar biomasa forestal en una sustancia de alto interés desde un punto de vista energético.
- El uso de recuperadores de calor y tecnologías para aprovechar el calor residual del proceso puede suponer una inversión inicial mayor, pero también un gasto energético e impacto ambiental mucho menor.
- En línea con el punto anterior, la hibridación de plantas como la estudiada con sistemas de *district-heating* se muestra como una solución atractiva para evacuar cantidades considerables de calor cuando se desea enfriar una sustancia que no cuenta con una temperatura lo suficientemente elevada como para considerar utilizarla en un ciclo termodinámico para generar trabajo, o en un proceso industrial que requiera temperaturas mayores.
- El hidrógeno y el gas de síntesis son dos sustancias que van a ir cobrando cada vez más peso conforme se vaya progresando en nuestros esfuerzos por descarbonizar nuestra economía. Sin embargo, ciertas limitaciones del trabajo y las suposiciones que se han asumido a estudiar este caso, hacen que exista cierto grado de error o incertidumbre que, por otra parte, podría llegar a desaparecer con un modelo más preciso y verosímil.
- El análisis técnico-económico realizado sugiere que la puesta en marcha de la planta sería rentable bajo las condiciones en las que se ha estudiado, pudiendo recuperar la inversión inicial de poco más de 9 millones de euros en un periodo de casi diez años, generando unas ganancias netas de 7 millones de euros aproximadamente.
- El proceso descrito no implica que sea sostenible por sí solo: las cantidades de GEI emitidos no son despreciables ni en términos globales, ni por unidad de energía o cantidad de sustancia producida, por lo que el cuidado de los recursos forestales debería ir de la mano con un proyecto como este.

Bibliografía

- N. O. of D. and Informatics, “Dioxosilane,” webbook.nist.gov.
<https://webbook.nist.gov/cgi/cbook.cgi?ID=C7631869&Type=IR-SPEC&Index=2> (accessed Aug. 9, 2023).
- “Particle Sizes,” https://www.engineeringtoolbox.com/particle-sizes-d_934.html
- “Qué es la economía circular y por qué es importante,” REPSOL.
<https://www.repsol.com/es/sostenibilidad/ejes-sostenibilidad/medio-ambiente/economia-circular/index.cshtml>
- “Sistemas de tratamiento,” www.miteco.gob.es. <https://www.miteco.gob.es/es/calidad-y-evaluacion-ambiental/temas/prevencion-y-gestion-residuos/flujos/domesticos/gestion/sistema-tratamiento.html> (accessed Nov. 25, 2023).
- L. Abdelouahed, O. Authier, G. Mauviel, J. P. Corriou, G. Verdier, and A. Dufour, “Detailed Modeling of Biomass Gasification in Dual Fluidized Bed Reactors under Aspen Plus,” *Energy & Fuels*, vol. 26, no. 6, pp. 3840–3855, Jun. 2012, doi: <https://doi.org/10.1021/ef300411k>.
- B. Adhikari, C. J. Orme, J. R. Klaehn, and F. F. Stewart, “Technoeconomic analysis of oxygen-nitrogen separation for oxygen enrichment using membranes,” *Separation and Purification Technology*, vol. 268, p. 118703, Aug. 2021, doi: <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2021.118703>.
- A. Aladin, B. Modding, T. Syarif, and F. C. Dewi, “Effect of nitrogen gas flowing continuously into the pyrolysis reactor for simultaneous production of charcoal and liquid smoke,” *Journal of Physics: Conference Series*, vol. 1763, no. 1, p. 012020, Jan. 2021, doi: <https://doi.org/10.1088/1742-6596/1763/1/012020>.
- A. Al-Rumaihi, M. Shahbaz, G. McKay, H. Mackey, and T. Al-Ansari, “A review of pyrolysis technologies and feedstock: A blending approach for plastic and biomass towards optimum biochar yield,” *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 167, p. 112715, Oct. 2022, doi: <https://doi.org/10.1016/j.rser.2022.112715>.
- S. Amar Gil, A. N. Arcilla Arias, and R. Barrera Zapata, “Simulación y obtención de combustibles sintéticos a partir de la pirólisis de residuos plásticos,” Tesis, Universidad del Norte, 2019. Accessed: Sep. 01, 2023.
<https://rcientificas.uninorte.edu.co/index.php/ingenieria/article/view/11759/214421444622>
- Aspen Plus, “Aspen Plus Unit Operation Models,” Aspen Plus, 1998. Accessed: Aug. 03, 2023. [Online]. Available: https://courses.ucsd.edu/jtalbot/ceng122/aspen/asp_unitops.pdf
- N. B. Klinghoffer, M. J. Castaldi, and A. Nzihou, “Catalyst Properties and Catalytic Performance of Char from Biomass Gasification,” *Industrial & Engineering Chemistry Research*, vol. 51, no. 40, pp. 13113–13122, Sep. 2012, doi: <https://doi.org/10.1021/ie301408z>.

- B. Belaissaoui, Y. Le Moullec, H. Hagi, and E. Favre, “Energy Efficiency of Oxygen Enriched Air Production Technologies: Cryogeny vs Membranes,” *Energy Procedia*, vol. 63, pp. 497–503, 2014, doi: <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2014.11.054>.
- M. Demirbas, M. Balat, and H. Balat, “Potential contribution of biomass to the sustainable energy development,” *Energy Conversion and Management*, vol. 50, no. 7, pp. 1746–1760, Jul. 2009, doi: <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2009.03.013>.
- J. Dibdiakova, L. Wang, and H. Li, “Characterization of Ashes from Pinus Sylvestris forest Biomass,” *Energy Procedia*, vol. 75, pp. 186–191, Aug. 2015, doi: <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2015.07.289>.
- Davis, Stacy C, and Robert G Boundy. *Transportation Energy Data Book: Edition 40*. Oak Ridge, TN: Oak Ridge National Laboratory 2022. <https://doi.org/10.2172/1878695>.
- W. F. Castle, “Air separation and liquefaction: recent developments and prospects for the beginning of the new millennium.,” Sep. 1999.
- T. Fahmy, Y. Fahmy, F. Mobarak, M. El-Sakhawy, and R. E. Abou-Zeid, “Biomass pyrolysis: past, present, and future,” *Environment, Development and Sustainability*, vol. 22, no. 1, pp. 17–32, Jun. 2018, doi: <https://doi.org/10.1007/s10668-018-0200-5>.
- J. Garcia-Nunez, M. R. Pelaez-Samaniego, M. E. Garcia-Perez, I. Fonts, J. Abrego, R. J. M. Westerhof, and M. Garcia-Perez. *Energy & Fuels* 2017. 31 (6), 5751-5775. <https://pubs.acs.org/doi/10.1021/acs.energyfuels.7b00641>
- D. Geldart, “Types of gas fluidization,” *Powder Technology*, vol. 7, no. 5, pp. 285–292, May 1973, doi: [https://doi.org/10.1016/0032-5910\(73\)80037-3](https://doi.org/10.1016/0032-5910(73)80037-3).
- W. Haas, F. Krausmann, D. Wiedenhofer, and M. Heinz, “How Circular is the Global Economy?: An Assessment of Material Flows, Waste Production, and Recycling in the European Union and the World in 2005,” *Journal of Industrial Ecology*, vol. 19, no. 5, pp. 765–777, Mar. 2015, doi: <https://doi.org/10.1111/jiec.12244>.
- P. Haro, F. Trippe, R. Stahl, and E. Henrich, “Bio-syngas to gasoline and olefins via DME – A comprehensive techno-economic assessment,” *Applied Energy*, vol. 108, pp. 54–65, Aug. 2013, doi: <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2013.03.015>.
- W. Haynes, *CRC Handbook of Chemistry & Physics*, 92nd Ed. Hoboken: Crc Press, 2011.
- R. HORN, K. WILLIAMS, N. DEGENSTEIN, and L. SCHMIDT, “Syngas by catalytic partial oxidation of methane on rhodium: Mechanistic conclusions from spatially resolved measurements and numerical simulations,” *Journal of Catalysis*, vol. 242, no. 1, pp. 92–102, Aug. 2006, doi: <https://doi.org/10.1016/j.jcat.2006.05.008>.
- X. Hu, M. Gholizadeh “Biomass pyrolysis: A review of the process development and challenges from initial researches up to the commercialisation stage,” *Journal of Energy Chemistry*, vol. 39, pp. 109–143, Dec. 2019, doi: <https://doi.org/10.1016/j.jechem.2019.01.024>.

- F. Huang, S. Jin, “Investigation of biomass (pine wood) gasification: Experiments and Aspen Plus simulation,” *Energy Science & Engineering*, Apr. 2019, doi: <https://doi.org/10.1002/ese3.338>.
- A. J. Hailwood and S. Horrobin, “Absorption of water by polymers: analysis in terms of a simple model,” *Transactions of the Faraday Society*, vol. 42, p. B084, 1946, doi: <https://doi.org/10.1039/tf946420b084>.
- J. Kalemkiewicz, D. Galas, and Elżbieta Sitarz-Palczak, “The Physicochemical Properties and Composition of Biomass Ash and Evaluating Directions of its Applications,” *Polish Journal of Environmental Studies*, vol. 27, no. 6, pp. 2593–2603, Jul. 2018, doi: <https://doi.org/10.15244/pjoes/80870>.
- N. Kamaruzaman, N. A. Manaf, D. Milani, and A. Abbas, “Assessing the Current State of Biomass Gasification Technology in Advancing Circular Economies: A Holistic Analysis from Techno-Economic-Policy Perspective in Malaysia and Beyond,” *Chemical Engineering Research and Design*, Oct. 2023, doi: <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2023.10.023>.
- M. Kerler, R. Kochhan, B. Reuter and M. Lienkamp (2014). Development of a Tool for Cost Estimation of Various Powertrain Technologies Considering the Future Cost of Greenhouse Gas Emissions. Pp 12.
https://www.researchgate.net/publication/260448622_Development_of_a_Tool_for_Cost_Estimation_of_Various_Powertrain_Technologies_Considering_the_Future_Cost_of_Greenhouse_Gas_Emissions
- I. Khazaei, “Numerical investigation of the effect of number and shape of inlet of cyclone and particle size on particle separation,” *Heat and Mass Transfer*, vol. 53, no. 6, pp. 2009–2016, Dec. 2016, doi: <https://doi.org/10.1007/s00231-016-1957-4>.
- A. King, King, R. B.; Yang, D. B., "Homogeneous catalysis of the water gas shift reaction using iron pentacarbonyl", *J. Am. Chem. Soc.* 1980, vol. 102, pp. 1028-1032. doi:10.1021/ja00523a020
- J. Leppälähti, T. Koljonen. “Nitrogen evolution from coal, peat and wood during gasification: Literature review”, *Fuel Processing Technology*, Volume 43, Issue 1, 1995, Pages 1-4; [https://doi.org/10.1016/0378-3820\(94\)00123-B](https://doi.org/10.1016/0378-3820(94)00123-B).
- Y. Li et al., “Characteristics and Mechanism of Soot Formation during the Fast Pyrolysis of Biomass in an Entrained Flow Reactor,” *Energy & Fuels*, vol. 32, no. 11, pp. 11477–11488, Oct. 2018, doi: <https://doi.org/10.1021/acs.energyfuels.8b00752>.
- L. Li et al., “Release of Sulfur and Nitrogen during Co-pyrolysis of Coal and Biomass under Inert Atmosphere,” *ACS Omega*, vol. 5, no. 46, pp. 30001–30010, Nov. 2020, doi: <https://doi.org/10.1021/acsomega.0c04372>

- Maas, H., Reid, A., Nelson, R. (2013). Well-to-tank report version 4.0 : JEC well-to-wheels analysis : well-to-wheels analysis of future automotive fuels and powertrains in the European context, Joint Research Centre, Institute for Energy and Transport, Publications Office. <https://data.europa.eu/doi/10.2788/40526>
- D. Mei et al., “Comparative Investigation of Benzene Steam Reforming over Spinel Supported Rh and Ir Catalysts,” ACS Catalysis, vol. 3, no. 6, pp. 1133–1143, May 2013, doi: <https://doi.org/10.1021/cs4000427>.
- S. Mishra and R. K. Upadhyay, “Review on biomass gasification: Gasifiers, gasifying mediums, and operational parameters,” Materials Science for Energy Technologies, vol. 4, pp. 329–340, Jan. 2021, doi: <https://doi.org/10.1016/j.mset.2021.08.009>.
- A. Muleja, Anga & Glasser, David & Lumu, Chrstian & Jalama, Kalala & Mamba, Bhekie. (2013). 300043 Effects of Nitrogen Co-Feeding in F-T Synthesis At Low CO Conversion.
- T. Nakayai and D. Saebea, “Exergoeconomic comparison of syngas production from biomass, coal, and natural gas for dimethyl ether synthesis in single-step and two-step processes,” Journal of Cleaner Production, vol. 241, p. 118334, Dec. 2019, doi: <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2019.118334>.
- S. Nanda, P. Mohanty, K. K. Pant, S. Naik, J. A. Kozinski, and A. K. Dalai, “Characterization of North American Lignocellulosic Biomass and Biochars in Terms of their Candidacy for Alternate Renewable Fuels,” BioEnergy Research, vol. 6, no. 2, pp. 663–677, Dec. 2012, doi: <https://doi.org/10.1007/s12155-012-9281-4>.
- S. Nema, V. N. Jain, K. S. Ganeshprasad, A. Sanghariyat, S. Soni, C. Patil, V. Chauhan y P. I. John (2016). Plasma Pyrolysis Technology and its Evolution at FCIPT, Institute for Plasma Research, India. DOI:10.13140/RG.2.1.3435.6880
- P. Oliver Morf, “Secondary Reactions of Tar during Thermochemical Biomass Conversion,” SWISS FEDERAL INSTITUTE OF TECHNOLOGY ZURICH, 2001. Accessed: Sep. 14, 2023. [Online]. Available: <https://www.osti.gov/etdeweb/servlets/purl/20371259>
- S. Park et al. (2022) ‘Thermogravimetric analysis-based proximate analysis of agro-byproducts and prediction of calorific value’, Energy Reports, 8, pp. 12038–12044. <https://doi.org/10.1016/j.egyr.2022.09.040>
- D. Peng, D. B. Robinson (1976). "A New Two-Constant Equation of State". Industrial and Engineering Chemistry: Fundamentals. 15: 59–64. <https://doi.org/10.1021/i160057a011>
- M. Puig-Gamero, D. T. Pio, Luís A.C. Tarelho, P. Sánchez, and L. Sánchez-Silva, “Simulation of biomass gasification in bubbling fluidized bed reactor using aspen plus®,” Energy Conversion and Management, vol. 235, pp. 113981–113981, May 2021, doi: <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2021.113981>.

- J. Reid, R. Koppmann, F. Eck, and D. Eleuterio: A review of biomass burning emissions part II: intensive physical properties of biomass burning particles, *Atmos. Chem. Phys.*, 5, 799–825, <https://doi.org/10.5194/acp-5-799-2005> , 2005.
- H. Ritchie, M. Roser, and P. Rosado (2020) CO₂ and greenhouse gas emissions, *Our World in Data*. Available at: <https://ourworldindata.org/co2-and-greenhouse-gas-emissions> (Accessed: 09 November 2023).
- L. Riva, G. R. Surup, T. V. Buø, and H. K. Nielsen, “A study of densified biochar as carbon source in the silicon and ferrosilicon production,” *Energy*, vol. 181, pp. 985–996, Aug. 2019, doi: <https://doi.org/10.1016/j.energy.2019.06.013>.
- G. Rovero, M. Curti, and G. Cavagli, “Optimization of Spouted Bed Scale-Up by Square-Based Multiple Unit Design,” *Advances in Chemical Engineering*, Mar. 2012, doi: <https://doi.org/10.5772/33395>.
- N. Sanchez, R. Fayne, B. Burroway, and BW, “Charcoal: An Ancient Material with a New Face,” *Clinics in Dermatology*, Jul. 2019, doi: <https://doi.org/10.1016/j.clindermatol.2019.07.025>.
- A. Shariff, N. Syairah M. Aziz & N. Abdullah, “Slow Pyrolysis of Oil Palm Empty Fruit Bunches for Biochar Production and Characterisation” *JoPS*, Vol.25(2), 97–112, 2014
- A. Sharma and R. Nath, “H₂-rich syngas production from gasification involving kinetic modeling: RSM-utility optimization and techno-economic analysis,” *RSC Advances*, vol. 13, no. 15, pp. 10308–10321, 2023, doi: <https://doi.org/10.1039/d3ra00287j>.
- Y. Shen et al. “Study of vocs release during drying of plantation-grown pinus sylvestris and naturally grown Russian pinus sylvestris.” *Journal of Wood Science*, vol. 66, no. 1, 2020, <https://doi.org/10.1186/s10086-020-01882-3>.
- C. Telmo and J. Lousada, “Heating values of wood pellets from different species,” *Biomass and Bioenergy*, vol. 35, no. 7, pp. 2634–2639, Jul. 2011, doi: <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2011.02.043>.
- The Engineering ToolBox (2003). Fuels - Higher and Lower Calorific Values. [online] Available at: https://www.engineeringtoolbox.com/fuels-higher-calorific-values-d_169.html
- M. Tiwari, S. K. Sahu, R. C. Bhangare, A. Yousaf, and G. G. Pandit, “Particle size distributions of ultrafine combustion aerosols generated from household fuels,” *Atmospheric Pollution Research*, vol. 5, no. 1, pp. 145–150, Jan. 2014, doi: <https://doi.org/10.5094/apr.2014.018>.
- W. Valencia (2011). Indicador de Rentabilidad de Proyectos: el Valor Actual Neto (VAN) o el Valor Económico Agregado (EVA). *Industrial Data*, 14(1), 15-18. [fecha de Consulta 29 de diciembre de 2023]. ISSN: 1560-9146. <https://www.redalyc.org/articulo.oa?id=81622582003>

- M. Wang, “Estimation of Energy Efficiencies of U.S. Petroleum Refineries,” Center for Transportation Research Argonne National Laboratory, Lemont, IL, Mar. 2008.
<https://anl.app.box.com/s/a8s8qagg9smr1902jh5m6v06oe1ls0r6>
- O. Williams, C. Eastwick, S. Kingman, D. Giddings, S. Lormor, and E. Lester, “Investigation into the applicability of Bond Work Index (BWI) and Hardgrove Grindability Index (HGI) tests for several biomasses compared to Colombian La Loma coal,” *Fuel*, vol. 158, pp. 379–387, Oct. 2015, doi: <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2015.05.027>.
- O. Williams, S. Taylor, E. Lester, S. Kingman, D. Giddings, and C. Eastwick, “Applicability of Mechanical Tests for Biomass Pellet Characterisation for Bioenergy Applications,” *Materials*, vol. 11, no. 8, p. 1329, Jul. 2018, doi: <https://doi.org/10.3390/ma11081329>.
- D. Xu, H. Duan, W. Li, and H. Xu, “Investigation on the Fischer–Tropsch Synthesis with Nitrogen-Containing Syngas over CoPtZrO₂/Al₂O₃ Catalyst,” *Energy & Fuels*, vol. 20, no. 3, pp. 955–958, May 2006, doi: <https://doi.org/10.1021/ef0503717>.
- X. Yu, M. Hassan, R. Ocone, and Y. Makkawi, “A CFD study of biomass pyrolysis in a downer reactor equipped with a novel gas–solid separator-II thermochemical performance and products,” *Fuel Processing Technology*, vol. 133, pp. 51–63, May 2015, doi: <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2015.01.002>.
- J. Zhang. et al. (2023) ‘Experimental study on the ash deposition and heat transfer characteristics of a heat pipe air preheater’, *Applied Thermal Engineering*, 234, p. 121235.
<https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2023.121235>

Apéndices

Apéndice I. Paquete Termodinámico Peng-Robinson

La ecuación de estado Peng-Robinson fue desarrollada por Ding-Yu Peng y Donald Robinson en 1976 y es comúnmente utilizada para cálculos termodinámicos en la simulación de procesos y se la considera adecuada para una amplia gama de aplicaciones. A pesar de su amplia aplicabilidad, hay situaciones en las que la ecuación de estado de PR podría no ser la opción más precisa.

Al ser uno de los más utilizados en la industria, en simulaciones para ejercicios de pirólisis o gasificación de la biomasa y contar con una gran variedad de variaciones, este es el modelo termodinámico que se ha utilizado en la mayoría de los equipos de la simulación.

La ecuación es la siguiente:

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

Siendo V_m el volumen molar, T la temperatura absoluta y R la constante universal de los gases ideales. El resto de los elementos de la ecuación:

$$a \approx \frac{0,45724 \cdot R^2 \cdot T_c^2}{P_c}$$

$$b \approx \frac{0,07780 \cdot R \cdot T_c}{P_c}$$

$$\alpha = (1 + k(1 - T_r^{1/2}))^2$$

$$k = 0,37464 + 1,54226 \cdot \omega - 0,26992\omega^2$$

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

Los parámetros ω , P_c y T_c son el factor acéntrico del compuesto, su presión crítica y su temperatura crítica respectivamente.

Apéndice 2. Reacciones

Tabla 17: Set de reacciones secundarias (Bloque REACSEC)

Núm.	Nombre de reacción	Estequiometría de reacción
(1)	Reacción de gas de agua	$C + H_2O \rightarrow CO + H_2$
(2)	Reacción de desplaz. del gas de agua (WGS)	$CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$
(3)	Reacción de desplaz. del gas de agua inversa (RWGS)	$CO_2 + H_2 \rightarrow CO + H_2O$
(4)	Reformado de metano	$CH_4 + H_2O \rightarrow CO + 3 H_2$
(5)	Reacción de Boudouard	$C + CO_2 \rightarrow CO$
(6)	Descomposición de fenol	$C_6H_6O \rightarrow CO + 0,4 C_{10}H_8 + 0,15 C_6H_6 + 0,1 CH_4 + 0,75 H_2$
(7)	Reformado de fenol	$C_6H_6O + 3 H_2O \rightarrow 4 CO + 0,5 C_2H_4 + CH_4 + 3 H_2$
(8)	Descomposición de naftaleno I	$C_{10}H_8 \rightarrow 6,5 C + 0,5 C_6H_6 + 0,5 CH_4 + 1,5 H_2$
(9)	Hidrodesalquilación del tolueno	$C_7H_8 + H_2 \rightarrow C_6H_6 + CH_4$
(10)	Descomposición de naftaleno II	$6 C_{10}H_8 \rightarrow 54 C + C_6H_6 + 21 H_2$
(11)	Reformado del benceno	$C_6H_6 + H_2O \rightarrow 3 C + 2 CH_4 + CO$

Las reacciones ocurridas en el reactor REACSEC, se han introducido en el modelo como reacciones cinéticas con velocidades de reacción que obedecen leyes potenciales (POWERLAW), de esta forma se deben introducir los componentes que participan en la reacción (reactivos y productos), sus coeficientes y sus exponentes. De esta forma, sabiendo que la reacción (3) obedece la siguiente ley cinética:

$$r \left(\frac{mol}{m^3 \cdot s} \right) = 1,58 \cdot 10^{12} \cdot e^{\frac{-202000}{RT}} [CH_4]^{0,7} [O_2]^{0,8}$$

A continuación, se muestra como se introdujeron los datos

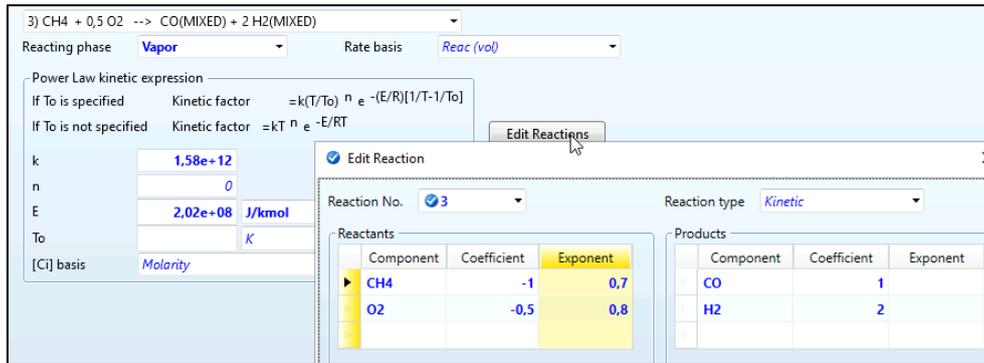


Ilustración 13: Pestaña de cinética para el set de reacciones de REA-COMB

y las expresiones cinéticas de las reacciones:

Tabla 18: Velocidades de reacción

Núm. de reacción	Velocidad de reacción (mol / m ³ · s)
(1)	$r = 0,008 \cdot e^{\frac{-49900}{RT}} [H_2O][C]$
(2)	$r = 520000 \cdot e^{\frac{-102400}{RT}} [H_2O][CO]$
(3)	$r = 1,2 \cdot 10^{10} \cdot e^{\frac{-31800}{RT}} [CO_2][H_2]^{0,5}$
(4)	$r = 4,92 \cdot 10^{11} \cdot e^{\frac{-129000}{RT}} [CH_4][H_2O]$
(5)	$r = 3,18 \cdot 10^7 \cdot e^{\frac{-368000}{RT}} [C]$
(6)	$r = 1 \cdot 10^7 \cdot e^{\frac{-100000}{RT}} [C_6H_6O]$
(7)	$r = 1 \cdot 10^7 \cdot e^{\frac{-100000}{RT}} [C_6H_6O]$
(8)	$r = 1 \cdot 10^{14} \cdot e^{\frac{-350000}{RT}} [C_{10}H_8]^{1,6}[H_2]^{-0,5}$
(9)	$r = 1,04 \cdot 10^{12} \cdot e^{\frac{-247000}{RT}} [C_7H_8] [H_2]^{0,5}$
(10)	$r = 3,4 \cdot 10^{14} \cdot e^{\frac{-350000}{RT}} [C_{10}H_8]^{1,6}[H_2]^{-0,5}$
(11)	$r = 4 \cdot 10^{16} \cdot e^{\frac{-443000}{RT}} [C_6H_6]^{1,3} [H_2O]^{0,2}[H_2]^{-0,4}$

Apéndice 3. Especificaciones de los Equipos

Input de conversiones y rendimientos en RStoic

El equipo PYR-REAC es un reactor donde la biomasa, calentada hasta los 760 °C se descompone en diferentes compuestos volátiles y en biochar. Se ha obtenido cada una de las conversiones de los compuestos a partir de una hoja de cálculo y se ha pasado a introducir los resultados en la pestaña de *reacciones*. (Para todos los cálculos que se presentarán a continuación, el peso molecular de la biomasa se ha supuesto como 1 uma).

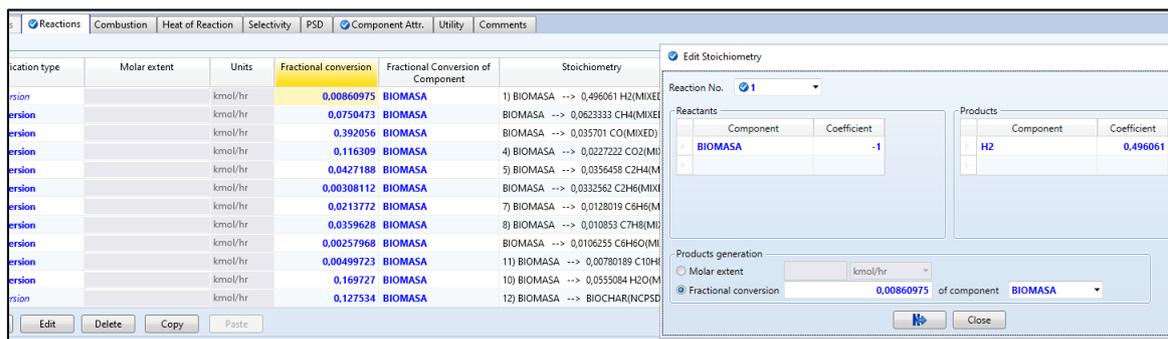


Ilustración 14: Pestaña de Reacciones en RStoic

Como se puede apreciar en la Ilustración anterior, para especificar las corrientes de salida y las conversiones que ha sufrido cada componente, se deben especificar para cada compuesto los siguientes elementos: los reactivos y sus coeficientes, los productos y sus coeficientes y la conversión fraccional del componente en cuestión. A continuación, se muestra una tabla donde han quedado recogidos los datos introducidos en el equipo.

Tabla 19: Conversiones y coeficientes a introducir en RStoic

Comp.	Peso mol	Coef. (peso mol ⁻¹)	Conv. Fraccional (%) Yi * (biom. - ceniza)/biom.	Conv. Fraccional (I)
CH ₄	16,043	0,062	7,505	0,075
H ₂	2,016	0,496	0,861	0,009
CO	28,010	0,036	39,207	0,392
CO ₂	44,010	0,023	11,631	0,116
C ₂ H ₄	28,054	0,036	4,272	0,043
C ₂ H ₆	30,070	0,033	0,308	0,003
C ₆ H ₆	78,114	0,013	2,138	0,021
C ₇ H ₈	92,141	0,011	3,596	0,036
C ₆ H ₆ O	94,113	0,011	0,258	0,003
C ₁₀ H ₈	128,174	0,008	0,500	0,005
H ₂ O	18,015	0,056	16,973	0,170

Por ejemplo, en el caso del H₂, cierta cantidad de biomasa pasa a ser hidrogeno completamente por lo que el coeficiente de esta es -1.

El coeficiente de cada reactivo es igual al inverso de cada uno de sus pesos moleculares, en el caso del hidrogeno, un peso molecular de 2,016 nos da un coeficiente de 0,496. La conversión fraccional de este compuesto se ha calculado a partir del porcentaje en peso que se espera obtener de la biomasa, la cual se había calculado previamente gracias a la correlación mencionada en L. Abdelouahed et al. y los datos del análisis aproximado de la biomasa.

De esta forma, la conversión fraccional del hidrogeno queda como:

$$\text{Conv. Fr. de } i \text{ [\%]} = Y_i \cdot (100 - \text{Ash})$$

$$\text{Conv. Fr. de } H_2 \text{ [\%]} = Y_{H_2} \cdot \left(1 - \frac{0,31}{100}\right) = 0,861013538$$

Para poder introducir el valor de la conversión fraccional en el equipo debe pasarse a base unitaria por lo que el valor anterior se divide entre 100.

$$\text{Conv. Fr. de } H_2 \text{ [1]} = \text{Conv. Fr. de } \frac{H_2 \text{ [\%]}}{100} = 0,00861013538$$

Además de los compuestos descritos en las anteriores tablas, la pirólisis también genera carbón vegetal o biochar, el caudal de dicho compuesto se ha obtenido por la diferente entre la corriente de biomasa y los anteriores productos. Sin embargo, al igual que sucede con la biomasa, los atributos del biochar también deben especificarse.

Para ello, se ha supuesto que toda la cantidad de materia no convertida en los anteriores volátiles, pasa a ser biochar.

Tras haber obtenido las conversiones fraccionales de los volátiles, se puede calcular la cantidad de elementos (carbono, oxígeno, e hidrogeno) que contiene cada compuesto y de ahí hallar la diferencia con la biomasa a la entrada.

Tabla 20: Cantidad de C, H y O en los volátiles generados en la pirólisis

Comp.	Conv. Frac. (l)	C	H	O
CH ₄	0,075	0,056	0,019	0
H ₂	0,009	0,000	0,009	0
CO	0,392	0,168	0	0,224
CO ₂	0,116	0,032	0	0,085
C ₂ H ₄	0,043	0,037	0,006	0
C ₂ H ₆	0,003	0,002	0,001	0
C ₆ H ₆	0,021	0,020	0,002	0
C ₇ H ₈	0,036	0,033	0,003	0
C ₆ H ₆ O	0,003	0,002	0	0
C ₁₀ H ₈	0,005	0,005	0	0
H ₂ O	0,170	0	0,019	0,151
		0,354	0,059	0,460

Como se puede apreciar en la tabla anterior, tras convertir 1 kg de biomasa en el reactor, podemos suponer que 354, 58 y 460 g de carbono, hidrogeno y oxigeno respectivamente habrán pasado a estar en la fase gaseosa. De esta forma podemos obtener la cantidad de cada elemento que permanece en estado sólido, formado parte del biochar.

Tabla 21: Cálculo de Análisis Ultimo del biochar

C	H	O	N	CENIZA	SUMA
0,119202193	0,003293683	0,0009993	0,0009	0,0031	0,127495175
93,5%	2,6%	0,8%	0,7%	2,4%	100%

En el caso del carbono, si se parte de tener 0,4735 kg de C por cada kg de biomasa seca, la diferencia que se obtiene entre ese valor y el total para el carbono contenido en los gases generados es de 0,119 kg. Repitiendo esta operación para el H y el O, manteniendo los valores de N y ceniza del análisis último de la biomasa (se supone que el nitrógeno no pasa a estado gaseoso en forma de nitrógeno molecular ni tampoco formado parte de otros compuestos) podemos normalizar los valores, pasar a base 100 y obtener el análisis elemental del biochar. Al tratarse de un carbón vegetal la mayor parte de su peso lo tiene el carbono, siendo este un 93,5% aproximadamente. Para obtener los valores del análisis aproximado del biochar, se ha partido de la suposición de que este no contiene humedad y que contiene un 7% de volátiles (VM). Este valor entra dentro del intervalo esperado para una sustancia de este tipo como muestran S. Nanda et al. y A. Shariff et al. De esta forma, de nuevo por diferencia y sabiendo que el contenido en ceniza del biochar es de aproximadamente 2,4 %, se obtiene un valor de 90,6% para el carbono fijado (FC)

Lecho fluidizado

El reactor de lecho fluidizado es una parte fundamental de la planta. En este apartado se pretende explicar el funcionamiento del reactor de lecho fluidizado principal, donde se lleva a cabo la transformación termoquímica de la biomasa. Un FBR es un dispositivo ampliamente utilizado en la industria petroquímica, donde un lecho de sólidos (arena, catalizadores u otras sustancias granuladas) se adquieren un comportamiento más parecido al de un fluido que de un conjunto de partículas sólidas al atravesarlas una corriente de gas. Esto desemboca en varias ventajas entre las que se encuentran:

- Una distribución uniforme de la temperatura al permitir un intercambio de calor eficiente entre las fases presentes en el reactor. Igualmente permite una buena distribución del catalizador a lo largo de todo el lecho.
- Una gran superficie de contacto entre los catalizadores y los reactivos lo que provoca un aumento en la cinética de las reacciones que se llevan a cabo.
- Un tiempo de residencia controlado que se puede regular moderando el paso del agente fluidizador.

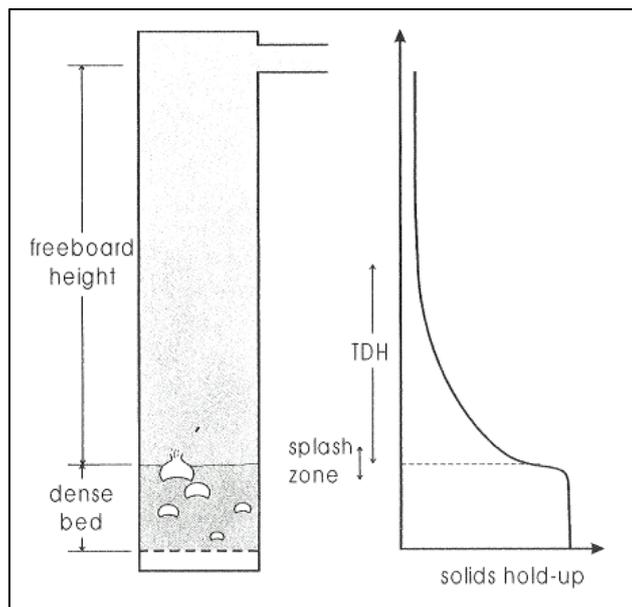


Ilustración 15: Diferentes zonas de operación de un Reactor de Lecho Fluidizado

En la simulación de la planta de pirólisis, este equipo ha sido configurado como se va a ver a continuación:

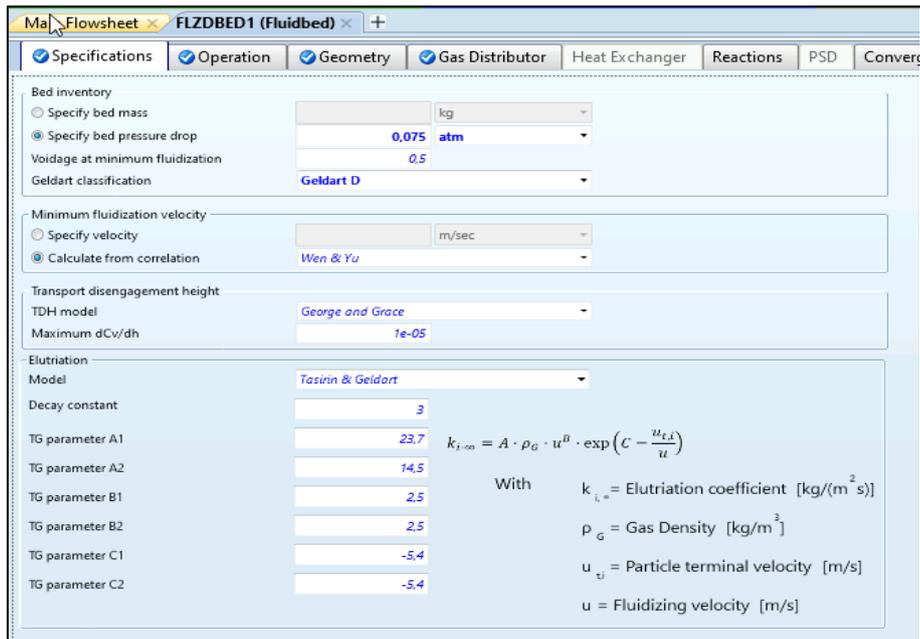


Ilustración 16: Pestaña de especificaciones de FLZDBED I

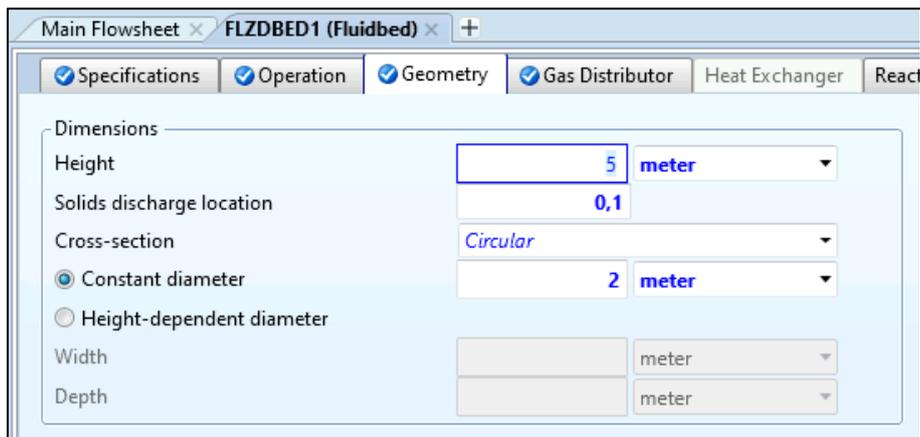


Ilustración 17: Pestaña de geometría de FLZDBED I

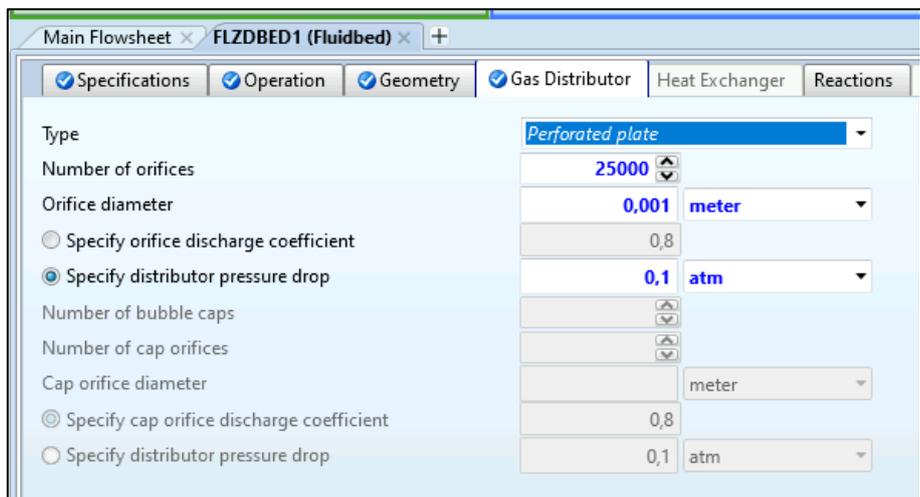


Ilustración 18: Pestaña de distribuidor de gas de FLZDBED I

Separador ciclónico

La eficiencia y el desempeño de un separador ciclónico está intrínsecamente relacionada con las dimensiones de este. Para determinar la configuración óptima para este proceso, se ha decidido hacer un análisis de sensibilidad inicial donde la variable independiente es el diámetro externo del ciclón.

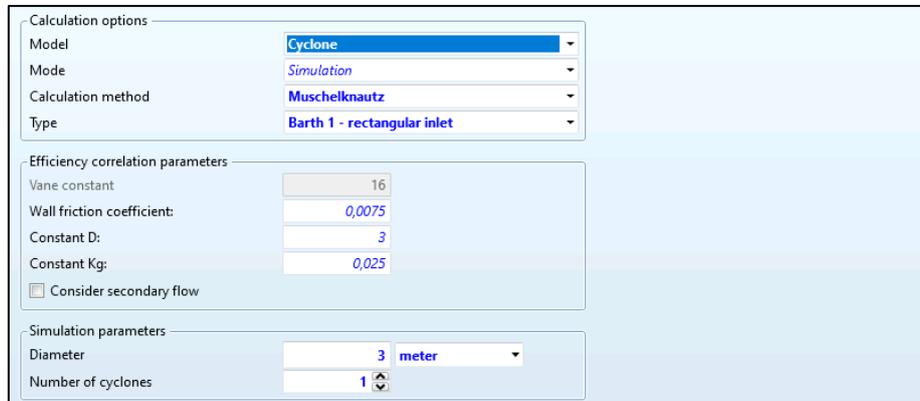


Ilustración 19: Pestaña de especificaciones para el bloque CYCLON

Como se puede apreciar en la Ilustración 19, el desempeño del bloque se ha calculado con el modelo de cálculo de Muschelknautz, el cual se basa en el modelo sugerido por Muschelknautz et al. en su artículo Ciclones para separar sólidos de gases. En cuanto a las dimensiones del ciclón se ha seleccionado uno de tipo Barth I, con boca rectangular, ser la opción que mayor eficiencia otorga al sistema junto con la opción Barth I, con boca circular. Los coeficientes de rozamiento de la pared, y las constantes de separación D y K_g aparecen por defecto como 0,0075, 3 y 0,025 respectivamente. La ventaja de seleccionar un ciclón de tipo Barth I es que se puede trabajar con una sola variable, el diámetro externo del ciclón.

Tabla 22: Esquema y dimensiones de CYCLON1 y CYCLON2

D_c :	2,250	
a:	0,589	
b:	0.338	
D_{in} :	0.629	
s:	0.844	
D_e :	0.563	
h:	0,589	
H:	2,110	
B:	0,5625	

Los resultados de la operación del ciclón se muestran en la Ilustración 20.

Results		
Type of cyclone	Barth 1 - Rectangular inlet	
Number of cyclones	1	
Efficiency	1	
Pressure drop:	0,00677942	atm
Diameter of cylinder	2,25	meter
Length of cylinder	0,589049	meter
Length of cone section	1,52033	meter
Diameter of overflow	0,5625	meter
Length of vortex finder	0,84375	meter
Width of gas inlet	0,3375	meter
Height of gas inlet	0,589049	meter
Diameter of underflow	0,5625	meter
Axial inlet gas velocity	24,7462	m/sec
Axial outlet gas velocity	19,797	m/sec
Circumferential velocity outer radius	25,9536	m/sec
Circumferential velocity vortex radius	38,7224	m/sec

Ilustración 20: Resultados de operación de CICLON I

Torre de lavado y torre de desorción

Una parte fundamental de tratamiento del gas de síntesis pasa por el lavado del mismo. Para evitar un uso desmedido del agua, que actuará como disolvente de la mayoría de los contaminantes, se ha optado por utilizar un sistema de dos columnas, una que actuará como scrubber y otra como stripper.

La torre de scrubbing cumple la función de retirar de la corriente de gas de síntesis la mayoría de sustancias no deseadas gracias a una diferencia de solubilidades: el hidrógeno o el monóxido de carbono son muy poco solubles en agua (1,62 y 26 mg/l de agua respectivamente, a 20°C) mientras que el amoníaco, el dióxido de carbono o el cianuro de hidrogeno sí que lo son (899, 1,45 y 3,26 g/l respectivamente)

La torre de stripping cumple una función opuesta, mientras que en la anterior torre se buscaba el paso de los contaminantes de la fase gaseosa a la acuosa, aquí para poder regenerar el disolvente, se busca que pasen de la acuosa a la gaseosa. En este caso la fase gaseosa es una corriente de aire que se introduce en la torre en condiciones normales (1 atm y 25 °C).

Para fomentar en ambos casos la absorción o desorción de los caminantes según interese, variar la presión y temperatura del disolvente es imprescindible. En el caso de la torre de scrubbing se trabajará con el disolvente a una temperatura cercana a los 25 °C y 15 atm de presión, mientras que en la de stripping se encontrará a 1 atm y casi 80 °C.

Torre de lavado

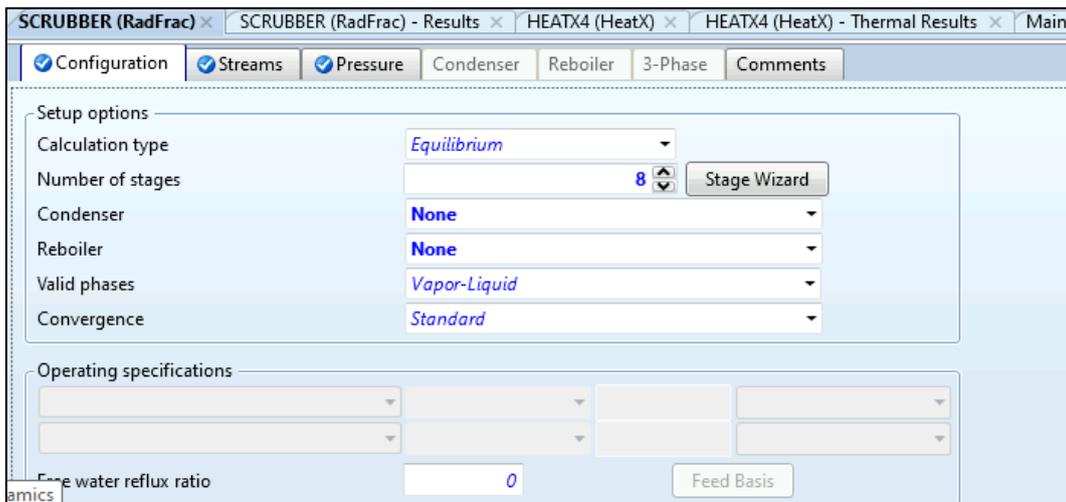


Ilustración 21: Pestaña de configuración de SCRUBBER

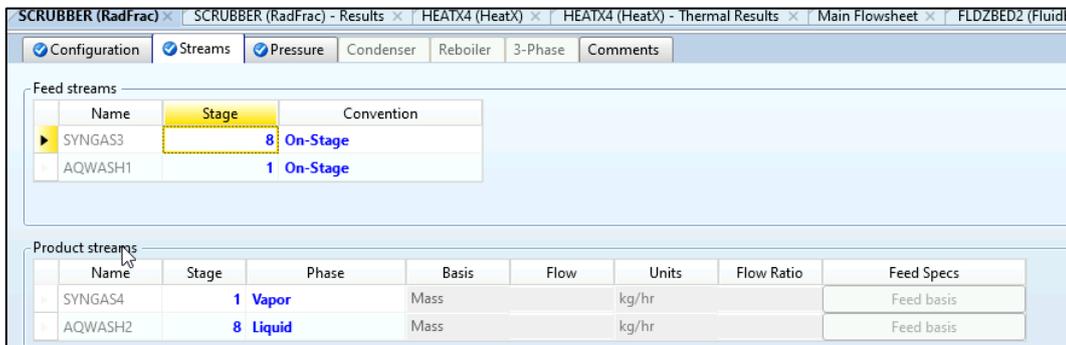


Ilustración 22: Pestaña de corrientes de SCRUBBER

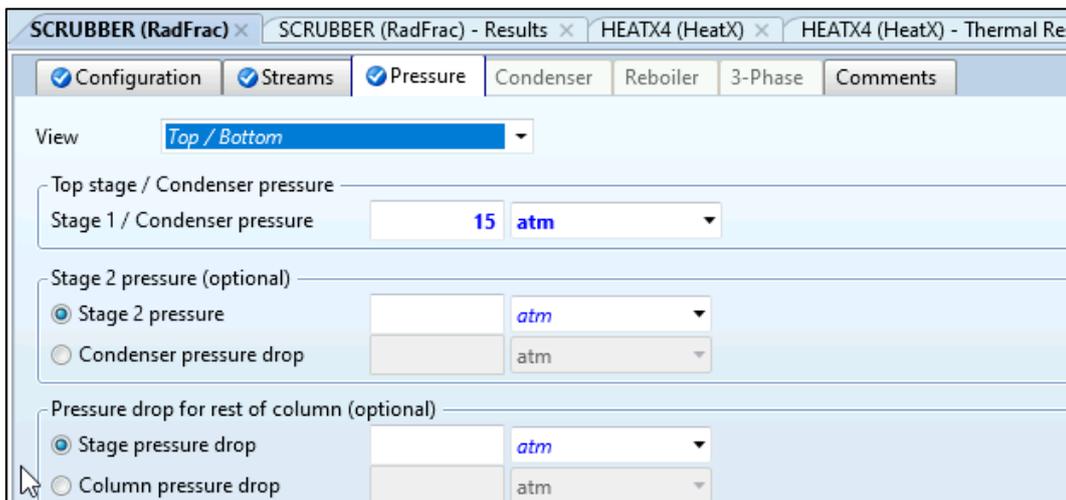


Ilustración 23: Pestaña de presión de SCRUBBER

Column description Input Complete

Name	Start Stage	End Stage	Mode	Internal Type	Tray/Packing Type	Tray Details		Packing Details			Tray Spacing/Section Packed Height		Diameter	
						Number of Passes	Number of Downcomers	Vendor	Material	Dimension				
CS-1	1	8	Interactive sizing	Trayed	SIEVE	1					0,6096 meter		0,524074 meter	

Don't update pressure drop
 Update pressure drop from top stage
 Update pressure drop from bottom stage
 Include static vapor head in pressure drop calculations
 Calculate pressure drop across sump

Sump

Diameter: 0,524074 meter
 Liquid residence time: 0,0166667 hr
 Liquid level: meter

Ilustración 24: Pestaña de descripción de columna de SCRUBBER

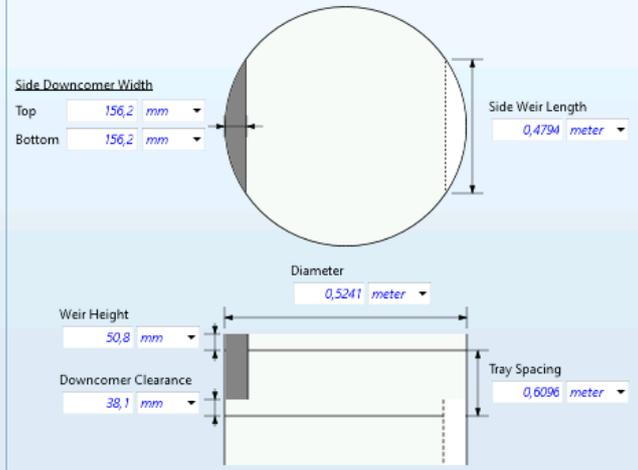
Tray type: SIEVE | Downcomer arrangement: Conventional | Number of passes: 1

Hole Diameter: 12,7 mm



Hole area / Active area: 0,1
 Number of holes: 85
 Deck thickness: 10 GAUGE (3,4 mm)
 Balance downcomers based on: Maximum loading

 Active area under downcomer
 Weir Modifications: None, Picketed, Swept-back



Side Downcomer Width: Top 156,2 mm, Bottom 156,2 mm
 Side Weir Length: 0,4794 meter
 Diameter: 0,5241 meter
 Weir Height: 50,8 mm
 Downcomer Clearance: 38,1 mm
 Tray Spacing: 0,6096 meter

Ilustración 25: Pestaña de descripción de bandejas de SCRUBBER

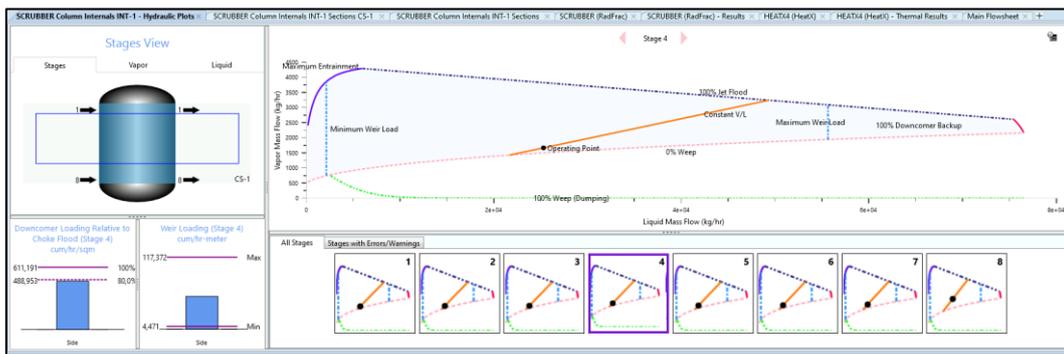


Ilustración 26: Pestaña de plots hidráulicos de SCRUBBER

Torre de desorción

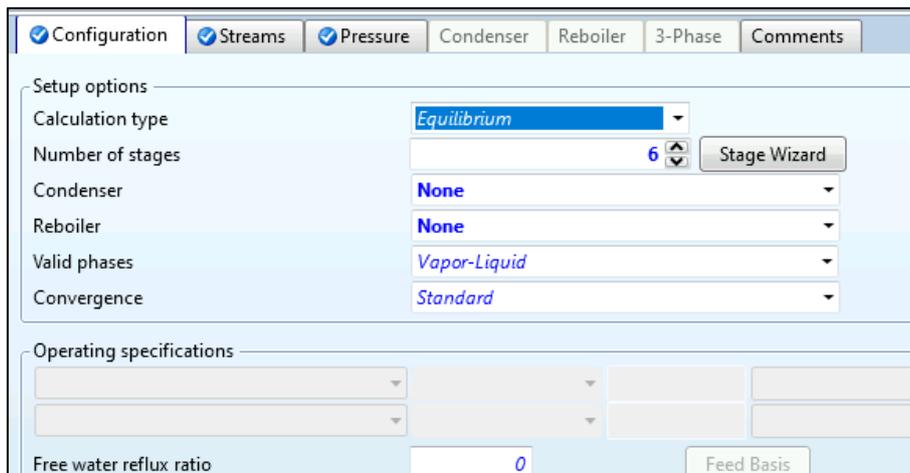


Ilustración 27: Pestaña de configuración de STRIPPER

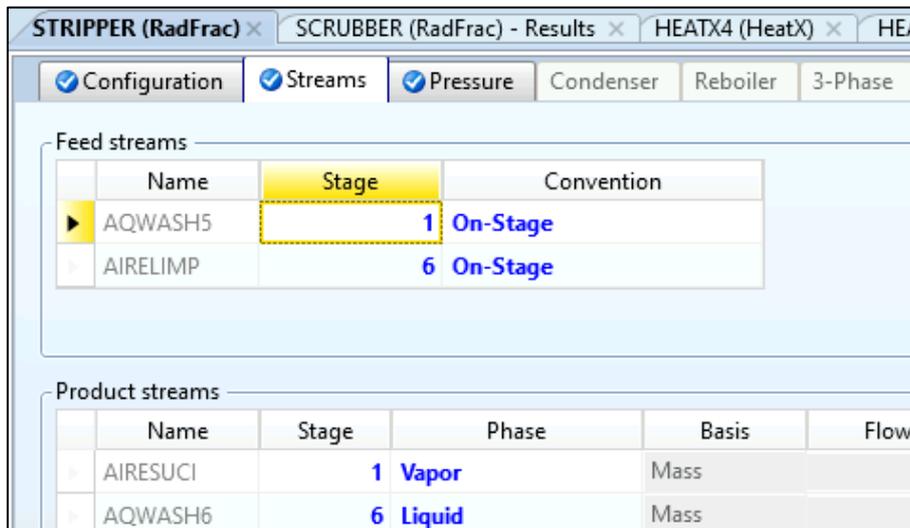


Ilustración 28: Pestaña de corrientes de STRIPPER

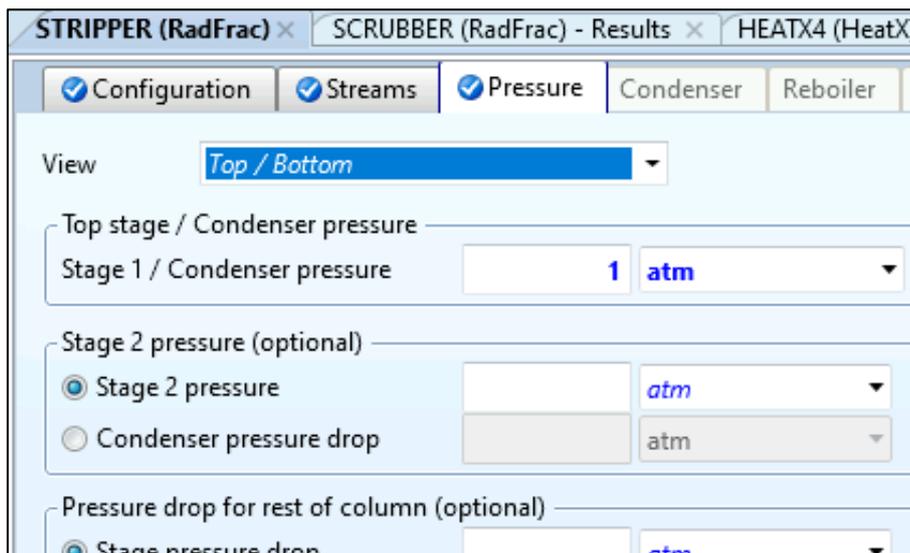


Ilustración 29: Pestaña de presión de STRIPPER

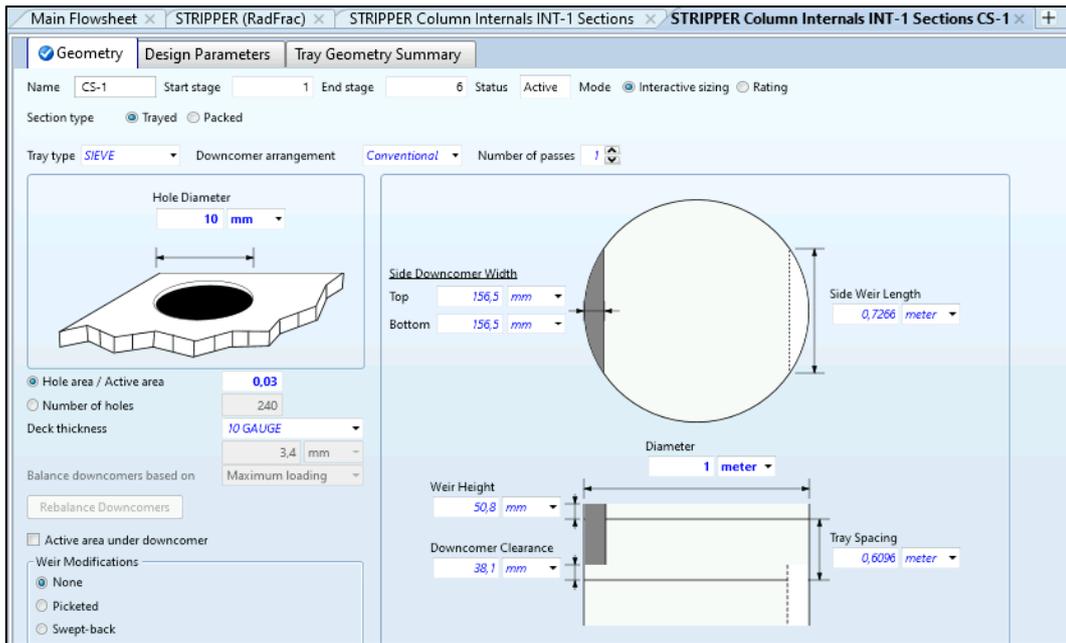


Ilustración 30: Pestaña de descripción de columna de STRIPPER

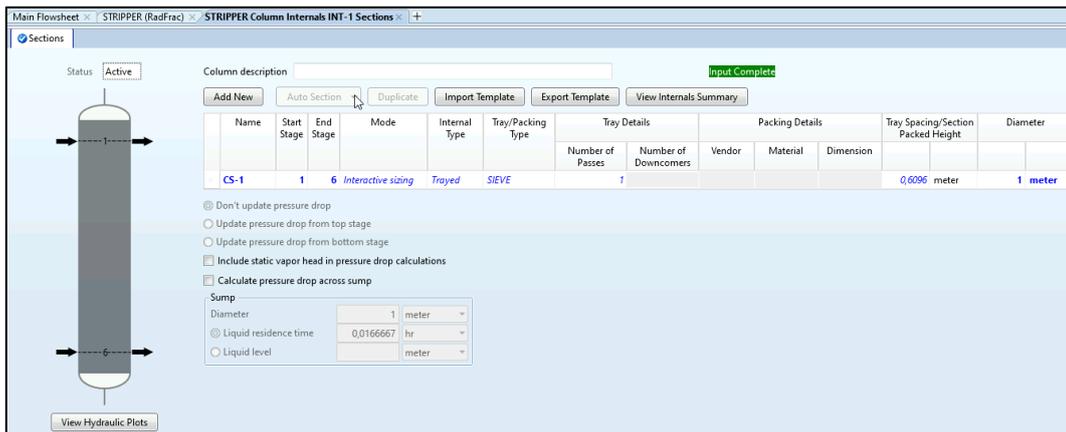


Ilustración 31: Pestaña de descripción de bandejas de STRIPPER

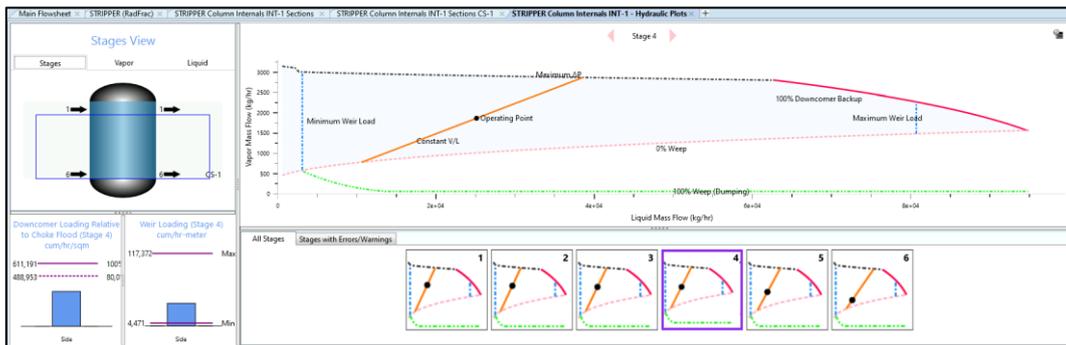


Ilustración 32: Pestaña de plots hidráulicos de STRIPPER

Apéndice 4. Otros cálculos

Cálculo de espesor de aislante en el reactor de pirólisis

El reactor de pirólisis se ha modelado como un equipo adiabático donde no se cede calor desde el interior de éste. Sin embargo, en la realidad siempre van a existir pérdidas de calor, especialmente cuando los equipos operan a temperaturas elevadas o cuando tienen una gran superficie por la que ceder calor al ambiente.

Suponiendo que la arena será la única sustancia que ceda energía térmica al exterior, podemos calcular el espesor de una capa de aislante para limitar dichas pérdidas y asegurar nos de que el reactor operaría en una condición “casi adiabática”.

Comenzando por la superficie de intercambio de calor, se calcula primero el área total de los dos cilindros que componen el reactor de pirólisis y los separadores ciclónicos a la salida de estos.

$$Area_{cilindro} = 2 \cdot \pi \cdot r_{cil}^2 + 2 \cdot \pi \cdot r \cdot h_{cil}^*$$

(*) En el caso de los separadores ciclónicos, estos se consideran como un cilindro donde la altura total de este es la suma de las alturas de la sección cilíndrica y cónica.

$$Area_{REACPIRO} = 2 \cdot \pi \cdot 1 + 2 \cdot \pi \cdot 1 \cdot 5 \approx 37,70 \text{ m}^2$$

$$Area_{QUEMADOR} = 2 \cdot \pi \cdot 0,125 + 2 \cdot \pi \cdot 0,25 \cdot 10 \approx 16,49 \text{ m}^2$$

$$Area_{CICLON1} = 2 \cdot \pi \cdot 1,265625 + 2 \cdot \pi \cdot 1,125 \cdot (0,589 + 1,52) \approx 22,86 \text{ m}^2$$

$$Area_{CICLON2} = 2 \cdot \pi \cdot 1,265625 + 2 \cdot \pi \cdot 1,125 \cdot (0,589 + 1,52) \approx 22,86 \text{ m}^2$$

$$Area_{TOTAL} \approx 100 \text{ m}^2$$

La pérdida de calor que experimentará la arena se puede calcular como:

$$Q_{arena} = (T_1 - T_2) \cdot Cp_{arena} \cdot \dot{m}$$

Donde T_1 es la temperatura a la salida del quemador, la cual se aproximará a 920 °C, T_2 es la temperatura en la que la arena entra en contacto con la biomasa, Cp_{arena} es el calor específico de la arena, cuyo valor es de aproximadamente 730 (J/K · kg) y \dot{m} es el caudal másico de arena (10 kg/s)

$$Q_{arena} = (920 - 900) \cdot 730 \cdot 10 = 146000 \text{ W}$$

Para calcular el espesor mínimo de la capa de aislante, podemos igualar el calor cedido por la arena al que se transmite a través del área calculada con la siguiente fórmula

$$Q_{cedido} = A \cdot \frac{T_{int} - T_{ext}}{\sum \frac{e_i}{U_i}}$$

Donde A es el área de intercambio de calor, T_{int} y T_{ext} son las temperaturas en el interior y exterior del reactor, que se han aproximado a 920 y 25 °C respectivamente. Los valores e_i y U_i son el espesor y conductividad térmica de las distintas capas que componen el reactor.

Se parte suponiendo que las paredes interiores de todos los equipos cuentan con una capa de acero de 2 mm de espesor, seguido por una capa de lana de vidrio o roca de espesor ε , y una cubierta de aluminio de espesor despreciable.

De esta forma, tomando como 50 y 0,3 W/K · m los valores de conductividad térmica del acero y la lana de roca a aproximadamente 900°C tenemos que:

$$Q_{arena} = Q_{cedido};$$
$$146000 = 100 \cdot \frac{920 - 25}{\frac{0.002}{50} + \frac{\varepsilon}{0,3}}$$

$$\varepsilon = 0,184 \text{ m}$$

Despejando ε vemos que se necesitaría un espesor de aproximadamente 18,4 cm de lana de roca para evitar grandes pérdidas de calor a través de las paredes del reactor.

Determinación de contenido de humedad en equilibrio

El contenido de humedad en equilibrio (EMC) es aquel en el que el material no gana ni pierde humedad. El valor de la EMC depende del material y de la humedad relativa y temperatura del aire con el que está en contacto. La velocidad con la que se aproxima depende de las propiedades del material, la relación superficie-volumen de su forma y la velocidad con la que la humedad es arrastrada hacia el material.

Este valor es necesario para la resolución del bloque “Secador”, ya que limita la cantidad de humedad que se puede extraer de la biomasa.

Este valor de cálculo de acuerdo a la ecuación Hailwood-Horrobin:

$$M_{eq} = \frac{1800}{W} \left[\frac{kh}{1 - kh} + \frac{k_1 kh + 2k_1 k_2 k^2 h^2}{1 + k_1 kh + k_1 k_2 k^2 h^2} \right]$$

Donde M_{eq} es el contenido de humedad en equilibrio y h la humedad relativa (en valor de fracción).

Los valores de W , k , k_1 y k_2 pueden obtenerse mediante las siguientes expresiones, donde T es el valor de la temperatura en grados Fahrenheit (°F)

$$W = 330 + 0,452T + 0,00415T^2$$

$$k = 0,791 + 4,63 \cdot 10^{-4} \cdot T - 8,44 \cdot 10^{-7} \cdot T^2$$

$$k_1 = 6,34 + 7,75 \cdot 10^{-4} \cdot T - 9,35 \cdot 10^{-5} \cdot T^2$$

$$k_2 = 1,09 + 2,84 \cdot 10^{-2} \cdot T - 9,04 \cdot 10^{-5} \cdot T^2$$

De esta forma para una corriente de aire temperatura de 65,6°C (150°F) y una humedad relativa del 50%, el contenido mínimo de humedad posible en los sólidos sería de aproximadamente 7,38%.

En el caso del equipo “Secador”, h tiende a 0 ya que se emplea una corriente de aire con una temperatura muy superior a la de ebullición del agua, por lo que M_{eq} también tenderá a 0.

Determinación de región en gráfico de Geldart

De acuerdo con Geldart, se pueden clasificar diferentes materiales sólidos en cuatro grupos dependiendo de su comportamiento hidrodinámico, estos son:

- Tipo A o "aireables": sólidos de pequeño diámetro y densidad inferior a unos 1400 kg/m^3 . La velocidad fluidización se puede alcanzar sin problemas.
- Tipo B o "arenosos": estas partículas son más gruesas que las anteriores, oscilando entre 40 y $1000 \text{ }\mu\text{m}$ y poseen densidades de entre 1.400 y 4.000 kg/m^3 . Puede establecerse una fluidización con burbujas grandes.
- Tipo C o "cohesivos": polvos muy finos, con un diámetro medio generalmente inferior a $50 \text{ }\mu\text{m}$. Las fuerzas entre partículas dificultan una correcta fluidización.
- Tipo D o "en chorro": partículas más gruesas dentro de un amplio rango de densidad. Estos sistemas se caracterizan por tener una alta permeabilidad, lo que genera canalizaciones grandes y una distribución desigual del gas.

En el caso de la biomasa introducida en el reactor, la mayoría de sus partículas se encuentran en el rango de entre $0,9$ y $2,5 \text{ mm}$, pudiéndose aproximar a un tamaño de grano medio entorno a los $1,4 \text{ mm}$. Por otra parte mientras, el diámetro de la partícula de arena no llega a variar de forma apreciable a lo largo del proceso y se mantiene en torno a los $0,9 \text{ mm}$. El valor de la densidad del SiO_2 obtenido por bibliografía (Haynes et al.) y el de la base de datos de Aspen coinciden (2650 kg/m^3), no lo es así para el de la biomasa. La densidad de esta es de 1.259 kg/m^3 de acuerdo a los datos que arroja Aspen, mientras que las fuentes bibliográficas la establecen entorno a los 550 kg/m^3 ... en cualquier caso, como se puede apreciar en la Ilustración 33, los dos tipos de sólidos que participan en el fluidizado caen dentro del Grupo D.

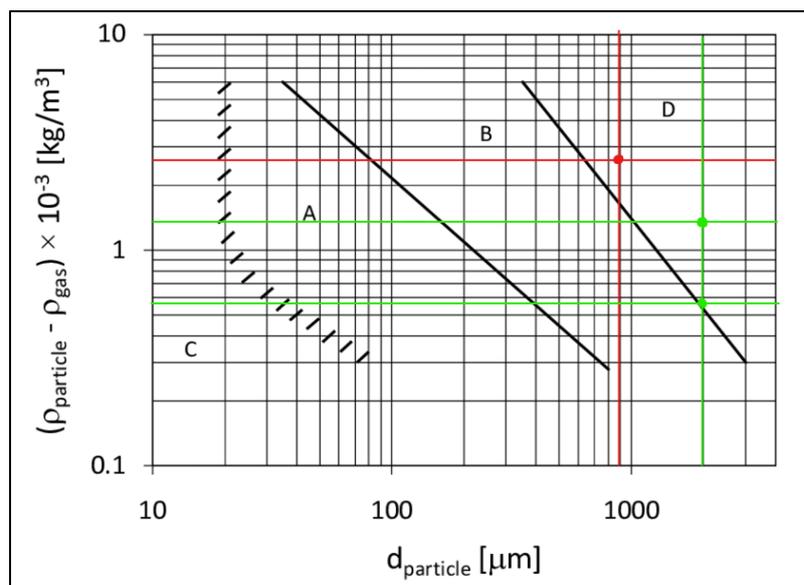


Ilustración 33: Caracterización de sólidos en gráfico de Geldart

Determinación de temperatura idónea para reactor de pirólisis

La temperatura de trabajo del reactor de pirólisis se fijó en 760°C (1043 K), esta decisión fue tomada a raíz de diferentes motivos, entre los que se encuentran:

- El rango de validez de la anterior correlación. De acuerdo a Abdelouahed et al. ésta es válida entre los 700 °C y 1000 °C.
- La necesidad de aislamiento por pérdidas de calor o la resistencia térmica y mecánica que debería soportar el reactor, teniendo en cuenta que opera a presión ligeramente superior a la atmosférica.
- Los productos generados en función de la temperatura de operación.

En primer lugar, se procedió a construir una tabla para comprender el comportamiento del reactor y sus productos a diferentes temperaturas, utilizando la correlación aportada por Abdelouahed et al. A continuación, se muestran los porcentajes en peso de cada compuesto a la salida del reactor dependiendo de la temperatura para el reactor.

Tabla 23: Porcentaje en Peso (%) de volátiles frente a temperatura (°C)

	700	750	800	850	900	950	1000
Y CH ₄	6,290	7,018	7,528	7,822	7,899	7,758	7,400
Y H ₂	0,594	0,695	0,864	1,101	1,406	1,779	2,220
Y CO	36,769	38,137	39,329	40,345	41,184	41,848	42,335
Y H ₂ O	18,335	17,552	17,026	16,759	16,749	16,997	17,503
Y CO ₂	12,696	12,083	11,668	11,451	11,431	11,610	11,987
Y C ₂ H ₄	3,408	4,018	4,285	4,209	3,789	3,025	1,917
Y C ₂ H ₆	0,723	0,495	0,309	0,164	0,060	-0,002	-0,023
Y C ₆ H ₆	1,013	1,657	2,144	2,475	2,650	2,667	2,528
Y C ₇ H ₈	3,849	3,740	3,608	3,453	3,275	3,075	2,852
Y C ₆ H ₆ O	0,835	0,509	0,259	0,084	-0,016	-0,041	0,010
Y C ₁₀ H ₈	0,368	0,456	0,501	0,504	0,463	0,380	0,255

Se ha señalado en color verde el mayor valor alcanzado en la tabla y en rojo el menor, para cada compuesto. Además, se han marcado en rojo los valores negativos, que no tienen sentido en físico.

Como se puede apreciar en la Tabla 25, una mayor temperatura de operación se traduce en un incremento en la cantidad de metano, hidrógeno y monóxido carbono y un descenso en la generación de dióxido de carbono y agua. En el caso de los volátiles más fácilmente condensables (benceno, tolueno, fenol, naftaleno...) no existe una tendencia tan clara, pero se puede apreciar como operando a 1000°C los tres últimos componentes de la tabla obtienen su menor valor.

Dado que el objetivo de este proyecto es el diseño de una planta capaz de generar gas de síntesis, lo correcto en este caso sería fijar una temperatura de operación lo más alta posible, sin embargo, temperaturas próximas a los 1000°C pueden acarrear problemas de estrés térmico en el reactor, así como la necesidad de un mayor aislamiento para evitar pérdidas o un desvío mayor de energía al quemador para calentar la arena a una temperatura superior a la que opera el reactor de pirólisis.

Para alcanzar dichas temperaturas, se requiere una mayor transferencia de calor desde el agente caloportador (la arena de sílice) a la biomasa. Esto puede conseguirse de varias formas, aumentando la temperatura hasta que se calienta la arena o incrementado la cantidad de esta.

Teniendo en cuenta todo lo descrito anteriormente, se decidió fijar la temperatura de operación del reactor de pirólisis en 760°C, al considerarse un punto de equilibrio adecuado entre la cantidad de gases generados y los inconvenientes que surgirían si se incrementase la temperatura.

Apéndice 5. Cálculo de Costes Fijos

A continuación, se detalla el despiece de los costes fijos de la planta, que incluyen adquisición de terreno, adquisición de equipos y su instalación, los permisos o tasas a abonar. Los elementos marcados con (*) indican que sus precios se han obtenido de fuentes ajenas a Aspen Plus.

	Ud.	Qty.	Precio p/u	Coste
Terreno, adecuación y obras previas				
Adquisición de terreno	m ²	26064	1,50 €	39.096,00 €
Adecuación y nivelado de terreno	m ²	26064	20,00 €	521.280,00 €
Obras y materiales para nueva acometida	ea.	1	200.000,00 €	200.000,00 €
Cuotas de extensión (MV)	kW	1130	15,34 €	17.338,19 €
Cuotas de acceso (MV)	kW	1130	14,73 €	16.642,43 €
Derechos de supervisión de instalaciones, enganche, verificación, etc.	ea.	1	965,21 €	965,21 €
Materiales, equipos (Con instalación)				
Filtro de bolsa *	ea.	1	24.000	24.000,00 €
Bomba hidráulica	ea.	1	61.500	61.500,00 €
Separador ciclónico	ea.	2	7.500	15.000,00 €
Compresor (49 kW)	ea.	1	863.600	863.600,00 €
Compresor (565 kW)	ea.	1	1.928.400	1.928.400,00 €
Compresor (169 kW)	ea.	1	1.419.800	1.419.800,00 €
Compresor (68 kW)	ea.	1	863.600	863.600,00 €
Trituradora *	ea.	2	108.00	21.600,00 €
Separador Flash	ea.	1	1.316.00	131.600,00 €
Cambiador de calor (1228 kW)	ea.	1	175.600	175.600,00 €
Cambiador de calor (650 kW)	ea.	1	95.300	95.300,00 €
Cambiador de calor (617 kW)	ea.	1	103.500	103.500,00 €
Cambiador de calor (109 kW)	ea.	1	92.900	92.900,00 €
Cambiador de calor (651 kW)	ea.	1	155.000	155.000,00 €
Lecho Fluidizado para Pirólisis *	ea.	1	1.274.500	1.274.500,00 €
Cámara de combustión *	ea.	1	600.000	600.000,00 €
Torre de Scrubbing	ea.	1	184500	184.500,00 €
Secador	ea.	1	67400	67.400,00 €
Torre de Stripping	ea.	1	241100	241.100,00 €
Tamices	ea.	2	26300	52.600,00 €
Tuberías y conductos Planta	m	300	34,64	10.392,00 €
Tuberías y conductos Exterior	m	2000	34,92	69.840,00 €
			Total	9.247.053,83 €

Apéndice 6. Normativa Aplicada

- Ley 21/2013, de 9 de diciembre, de Evaluación Ambiental.
- Real Decreto 815/2013, de 18 de octubre (Reglamento de emisiones industriales)
- Ley 16/2002, de 1 de julio, de Prevención y Control Integrados de la Contaminación.

Apéndice 7. Análisis Energético y Exegético

El objetivo principal de la planta que se ha estudiado es la producción de gas de síntesis, que podrá ser utilizado en la creación de hidrocarburos líquidos y estos a su vez, podrían llegar a emplearse en motores de combustión interna para el transporte rodado o la aviación, por ejemplo.

Sin embargo, el uso de la biomasa en su forma primaria como combustible también permite obtener energía, por lo que es necesario justificar la puesta en marcha de esta planta desde un punto de vista energético. A continuación, se realizará un balance energético de la energía que se introduce y sale del sistema. Se ha simplificado este paso suponiendo que la temperatura de entrada y salida de todas las corrientes es la misma y solo se atenderán los caudales másicos y poderes caloríficos.

Input Energético

Podemos calcular el poder calorífico inferior de aproximadamente 19 MJ/kg (Telmo et al., 2011 y Davis et al., 2022), con un caudal másico de 2.500 kg/h, se puede asumir por tanto que se están introduciendo al sistema 13.200 kW en términos de potencia. Además de la energía química contenida en la biomasa, hay un aporte desde la red eléctrica de 1.130 kW.

Output Energético

Con el caudal másico y el PCI -datos obtenidos desde el programa- del syngas de salida y el gas pobre generado, la potencia que podrían desarrollar dichas corrientes son 10.900 kW y 1.250 kW para el syngas y el gas pobre, respectivamente. Al evacuar calor para su uso en el *district heating*, también se extrae energía del sistema, en total se cederían 1.230 kW al exterior. Por último, existen otras salidas del sistema, como lo son la corriente de aire de secado y los gases de combustión del QUEMADOR, cuya energía calorífica se pierde al no ser aprovechada y se van a agrupar dentro de las pérdidas del sistema, unos 1.760 kW en total.

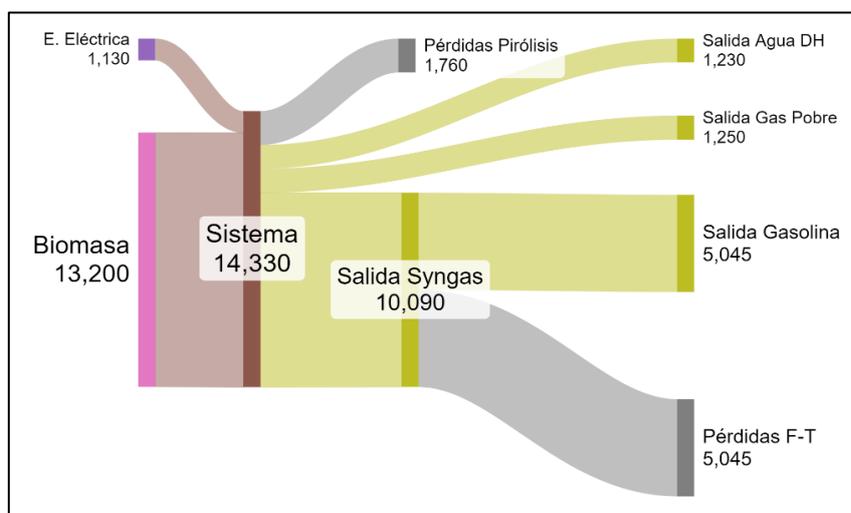


Figura 4: Diagrama de Sankey de la planta

Dado que estaríamos obteniendo 10.900 kW equivalentes de syngas tras haber introducido 14.330 kW, podemos estimar que la eficiencia total del proceso de pirólisis se encuentra en torno al 70%. Sin embargo, debido a que se tiene la intención de utilizar el gas de síntesis para producir hidrocarburos líquidos, se va a tener en cuenta la eficiencia de un proceso Fischer-Tropsch. De acuerdo con Haro et al. (2013) la eficiencia energética de los procesos F-T oscila entre 37,5 y 41,1% para producir gasolinas y olefinas a partir de biomasa y aproximadamente un 50% partiendo de syngas, por lo que la corriente del producto final tendría una potencia equivalente a 5.045 kW.

Recordemos que se ha partido de una corriente de biomasa que podría haber sido utilizada como combustible directamente. Una estufa o caldera alimentada por biomasa puede llegar a alcanzar rendimientos del 85% por lo que hacer esta comparativa puede llevar a creer que se ha llevado a cabo un proceso ineficiente.

Pese a esto último, y teniendo presente que efectivamente este sistema *BtL* (*Biomass to Liquid fuels*) presenta pérdidas de energía, este sistema sigue siendo mucho más eficiente que utilizar la biomasa directamente para el transporte.

Por ejemplo, un Dacia Sandero (uno de los coches más vendidos en año 2023 en España) posee una capacidad en el depósito de combustible de 50 l (36 kg de combustible aproximadamente). Aun suponiendo una conversión de energía química a mecánica idéntica a la de un motor de gasolina, nos topamos con el problema de la densidad energética. Tomando un PCI de 34,2 MJ/l para la gasolina, 19 MJ/kg para la biomasa utilizada y sabiendo que esta tiene una densidad de aproximadamente 550 kg/m³ podemos calcular el volumen y masa que serían necesarios para igualar la cantidad de energía:

$$50 \text{ l} \cdot 34,2 \text{ MJ/l} = 1710 \text{ MJ}$$
$$1710 \text{ MJ} = m \cdot 19 \text{ MJ/kg} \Rightarrow m = \frac{1710 \text{ MJ}}{19 \text{ MJ/kg}} = 90 \text{ kg} \Rightarrow V \approx 163 \text{ l}$$

La biomasa llegaría a ocupar 3 veces el espacio requerido.

Esta es la principal ventaja de los combustibles sintéticos a partir de biomasa: la posibilidad de usarse en motores de combustión interna de forma habitual, con una infraestructura para su distribución ya establecida.

Apéndice 8. Análisis de Emisiones

CO₂

Las emisiones totales de dióxido de carbono son 1.317,2 kg/h o 10,54 kt/año-operación. La mayor parte de las emisiones de CO₂ provienen de los gases de combustión generados en el equipo 'QUEMADOR', unos 1.295,2 kg/h. De los 22 kg/h restantes, encontramos casi su totalidad en la corriente de gas pobre que no se envió al quemador. De esta forma la cantidad de CO₂eq producido por MJ en una hora de operación sería:

$$m \text{ CO}_{2eq} = \frac{1.317.200 \text{ g}}{39.240 \text{ MJ}} = 33,57 \text{ g/MJ}$$

Habiendo establecido anteriormente que la eficiencia de un proceso F-T a partir de syngas es de aproximadamente el 50%. La cantidad de CO₂eq producido desde la entrada de la biomasa hasta el depósito de un vehículo será el doble, es decir, alrededor de 67,2 g/MJ. Este es un valor marcadamente superior al que encontramos en combustibles tradicionales. Según M. Kerler et al., 2014 las emisiones WTT (o sea, del pozo al depósito, se refiere al proceso de extracción transformación y distribución de un combustible) de CO₂eq para la gasolina en Alemania, EEUU y China se encuentran en torno a los 14, 18 y 20 gCO₂eq/MJ.

Hay diferentes lecturas que se pueden extraer en vista de estos datos:

- La industria petroquímica, aunque indudablemente es la principal responsable de las emisiones de CO₂ antropogénico a la atmósfera, cuenta con una sólida cadena de suministro y unos procesos maduros que han ido haciéndose más eficiente con el paso del tiempo gracias a la economía de escala y los avances tecnológicos.
- La síntesis de hidrocarburos líquidos a partir de biomasa puede llegar a ser más contaminante por unidad de energía producida si no se repone la biomasa utilizada. Esto puede contrastarse en el reporte de Haynes et al. 2013, donde se muestra como las emisiones de GEI WTT para producir DME a partir de biomasa de cultivo o residual (barras 5ª y 6ª desde izq.) son aproximadamente 8 y 4 gCO₂eq/MJ.

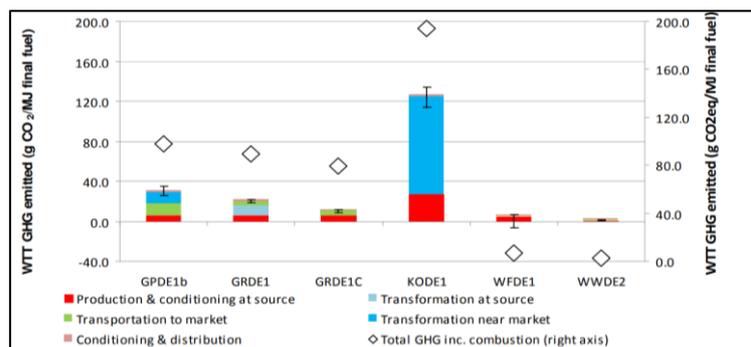


Figura 5: Emisiones de GEI por diferentes vías de producción de DME sintético

Compuestos nitrogenados, sulfurados o halogenados

El contenido el inicial de nitrógeno en la biomasa era de un 0,09%, mientras que el del azufre, el cloro u otros oligoelementos presentes en la biomasa se consideró nulo. Como se puede ver a lo largo del desarrollo, se han considerado únicamente 3 sustancias nitrogenadas en el proceso: HCN, NH₃ y NO (sin contar con el nitrógeno diatómico, N₂). En una situación real, se generan muchas otras sustancias nitrogenadas, sulfuradas o halogenadas.

Si analizamos las corrientes de salida del sistema, podemos averiguar la cantidad de compuestos nitrogenados que se expulsan al exterior.

Tabla 24: Flujos máxicos de compuestos nitrogenados en las corrientes de salida

	AIRESUCI	AQEXCESS	FLUEGAS2	HCGAS	SYNGAS6
NH ₃ (kg/h)	1,39E-01	3,43E-04	1,08E-13	1,44E-02	1,39E-03
NO (kg/h)	0,00E+00	0,00E+00	3,60E-01	0,00E+00	0,00E+00
HCN (kg/h)	9,06E-06	1,58E-24	6,12E-22	4,82E-04	2,11E-20

Tabla 25: Concentraciones de compuestos nitrogenados en las corrientes de salida gaseosas

	AIRESUCI	FLUEGAS2	HCGAS	SYNGAS6
NH ₃ (mg/Nm ³)	5,97E+01	9,68E-12	5,64E+01	1,56E+01
NO (mg/Nm ³)	0,00E+00	3,22E+01	0,00E+00	0,00E+00
HCN (mg/Nm ³)	3,89E-03	5,46E-20	1,89E+00	2,38E-16

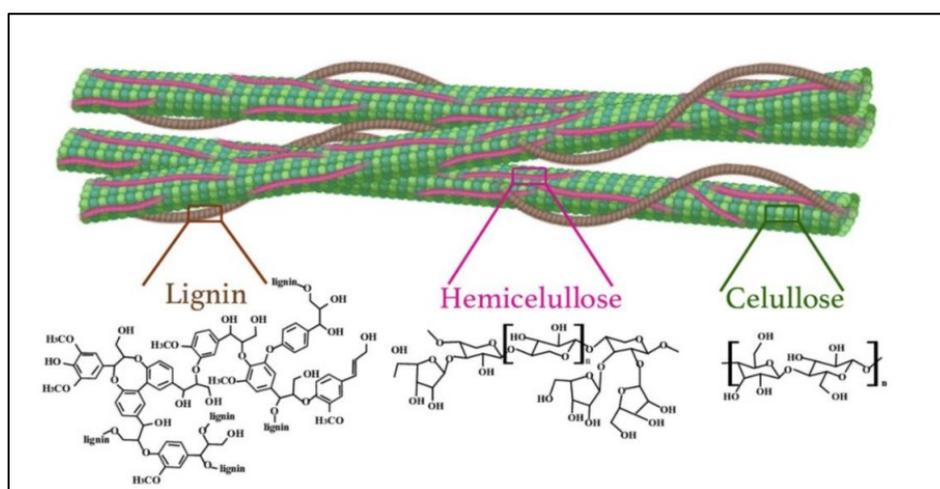
Tabla 26: Concentraciones de compuestos nitrogenados en las corrientes de salida líquidas

	AQEXCESS
NH ₃ (mg/l)	9,34E+00
NO (mg/l)	0,00E+00
HCN (mg/l)	4,29E-20

Apéndice 9. Limitaciones y líneas de trabajo futuras

Composición de la biomasa y reacciones termoquímicas

En el trabajo realizado se han asumido ciertas condiciones o hecho algunas simplificaciones que no reflejan la realidad del todo. Esto se ha hecho debido a que las reacciones que se dan en los procesos de pirólisis o gasificación a partir de la biomasa, son extremadamente complejos debido a la naturaleza heterogénea de esta. La biomasa vegetal está formada principalmente por celulosa, hemicelulosa y lignina, siendo las dos primeras largas cadenas de glúcidos y la última una estructura de compuestos aromáticos cuyo peso molecular puede alcanzar las 10.000 umas.



Debido a esto, los productos que se generan durante la pirólisis o la composición química de la biomasa son demasiado numerosos como para introducirlos en el programa por lo que se recurre a simplificar el proceso. Similarmente, a la hora de definir la composición de la biomasa y que elementos la componen se ha simplificado el problema considerando el azufre o cloro como inexistentes. Esto hace que los gases contaminantes como el SO_2 , el H_2S , o el COS no aparezcan en la simulación, lo que a su vez consigue que los problemas de depuración del gas de síntesis sean mucho más sencillos.

Espacios protegidos y limitación de uso de biomasa

La disponibilidad de la materia prima podría verse comprometida en caso de utilizar únicamente biomasa forestal de una sola especie o por limitar el uso de la co-pirólisis de otros residuos en la planta. La masa forestal más cercana a la planta sería la del Parque regional de la Cuenca Alta del Manzanares, un espacio protegido que cae dentro de la categoría V de la IUCN. Esta categoría engloba a espacios con un plan de conservación natural explícito, pero también permite una serie de actividades con ánimo de lucro. Las zonas que caen dentro de esta categoría deben representar un equilibrio entre las personas y la naturaleza, pudiendo tener actividades agrícolas y forestales en condiciones que aseguren la protección continua o la restauración ecológica del área.

Posibilidad de incluir otro tipo de materia prima

A raíz del último punto sobre la posibilidad de no poder acceder a un volumen de biomasa adecuado, se puede plantear la posibilidad de usar otro tipo de biomasa o a la co-pirólisis de algunas fracciones de RSU. Debido a que el objetivo principal de la planta es la generación de gas de síntesis, la introducción de residuos agrícolas como la paja de trigo u otros cereales podría ser beneficiosa, esto se debe a la alta proporción (celulosa + hemicelulosa) / lignina que las caracteriza y que generalmente resulta en un alto rendimiento de gas de síntesis. (Mishra et al., 2021).

La co-pirólisis de ciertas fracciones de los RSUs también resultaría atractiva. En el caso de los plásticos, el contenido en ceniza, nitrógeno o azufre es cercano a cero en la gran mayoría de los casos lo cual resulta muy ventajoso. Por otra parte, la pirólisis de estas fracciones de RSU y su investigación ha ido generalmente más orientada a conseguir bioaceites. El uso de RSU como materia prima podría conllevar también a tener que tratar las cenizas generadas como residuos peligrosos, con una clasificación en el código LER diferente a la cual se ha utilizado en este trabajo.

Posibles mejoras a futuro

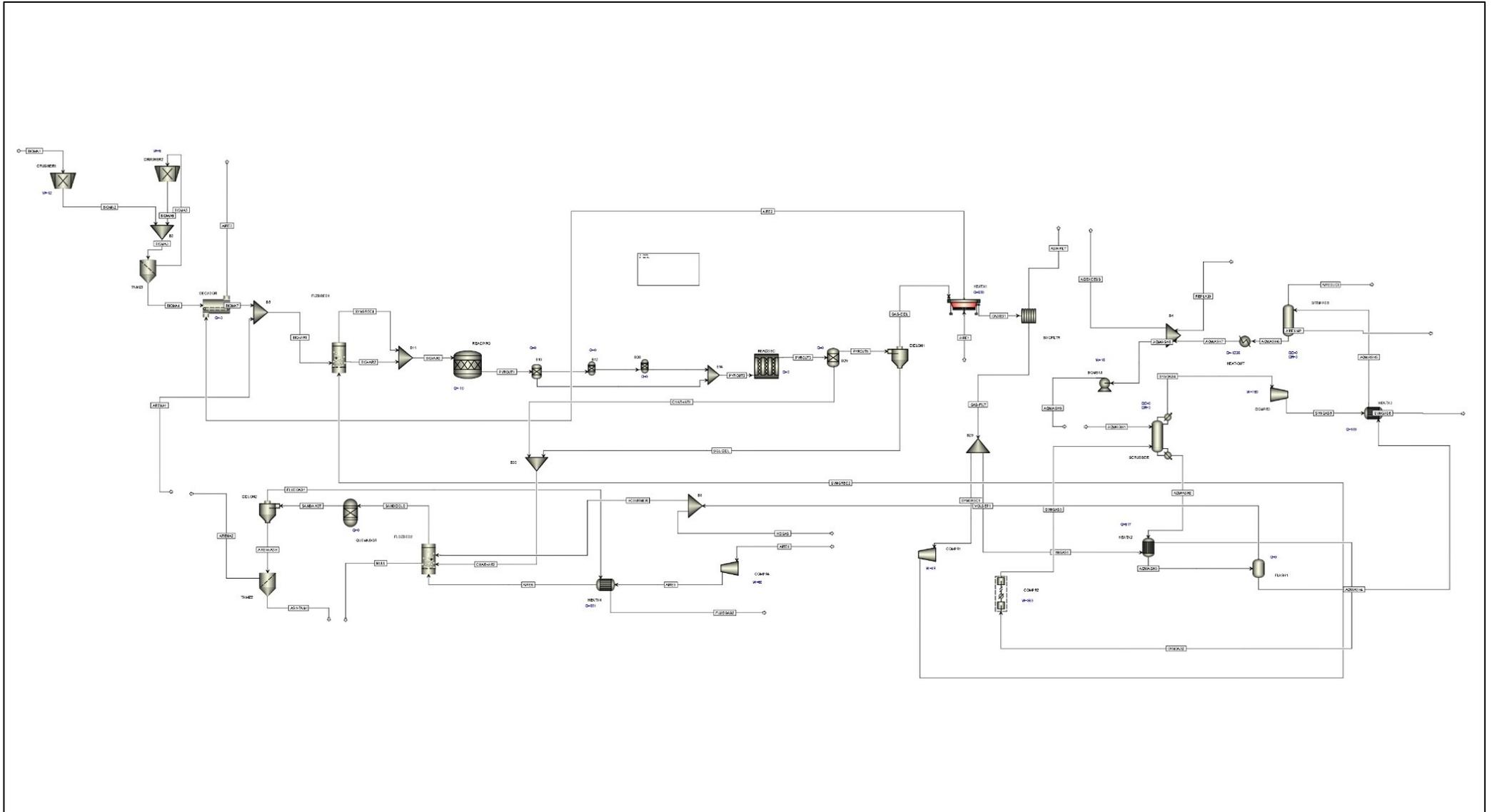
Como se ha mencionado en el primer punto de este apartado, existen varias idealizaciones que facilitan el modelado de una planta de pirólisis. Sin embargo, una simulación más realista y fidedigna con la realidad debería incluir los siguientes cambios:

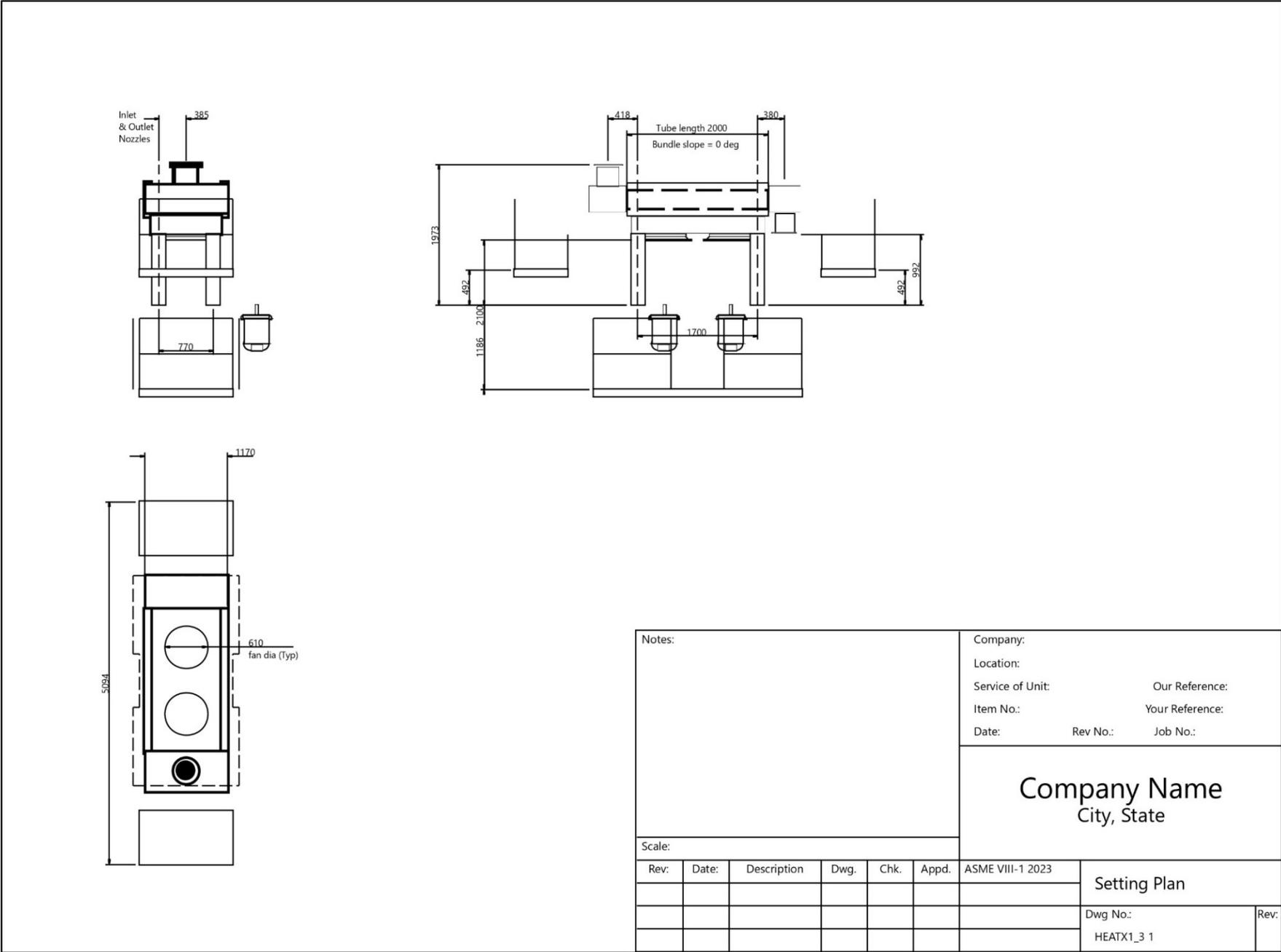
- Un análisis elemental más preciso, donde el azufre y el cloro no sean omitidos y puedan tomar parte en ciertas reacciones. Esto conllevaría un replanteamiento de los sistemas de limpieza del syngas antes de su comercialización.
- Un mejor aprovechamiento de la energía térmica. La cantidad de calor generado y las temperaturas que se llegan a alcanzar no son lo suficientemente altas como para justificar la instalación de una serie de equipos que pudieran desarrollar un ciclo Brayton o Rankine sin afectar significativamente a la cantidad de gas de síntesis generado. En el caso de esta simulación, la planta cuenta con una serie de cambiadores de calor con los que se pretende aprovechar parte de esta energía residual: secando la biomasa antes del proceso, precalentado el aire que se empleará en el quemador, etc. Sin embargo, los gases de combustión abandonan el sistema con una temperatura relativamente elevada y se debería estudiar la posibilidad de aprovecharla de alguna manera.

- Otra simplificación que se debería mencionar es la descomposición del biochar en sus componentes elementales, esto es, separar el carbono, hidrógeno, oxígeno, nitrógeno y cenizas. Esta transformación se aceptó en el bloque de pirólisis debido a que el programa no es capaz de “quemar sustancias no-convencionales”, pero por supuesto no sucede de esta forma fuera de la simulación.
- Los gases de combustión pasan por un separador ciclónico para reintroducir la arena caliente en el sistema, sin embargo, normalmente se suele complementar la separación de sólidos en suspensión con precipitadores electrostáticos o filtros cerámicos o de bolsa. No existen sólidos en suspensión en las corrientes FLUEGAS1 y FLUEGAS2 debido a que el carbono reacciona completamente con el oxígeno y que la arena no sufre una disminución en el tamaño de partícula (cosa que no sucedería en la vida real, debido al roce entre los granos de sílice o al choque con las paredes de los reactores).

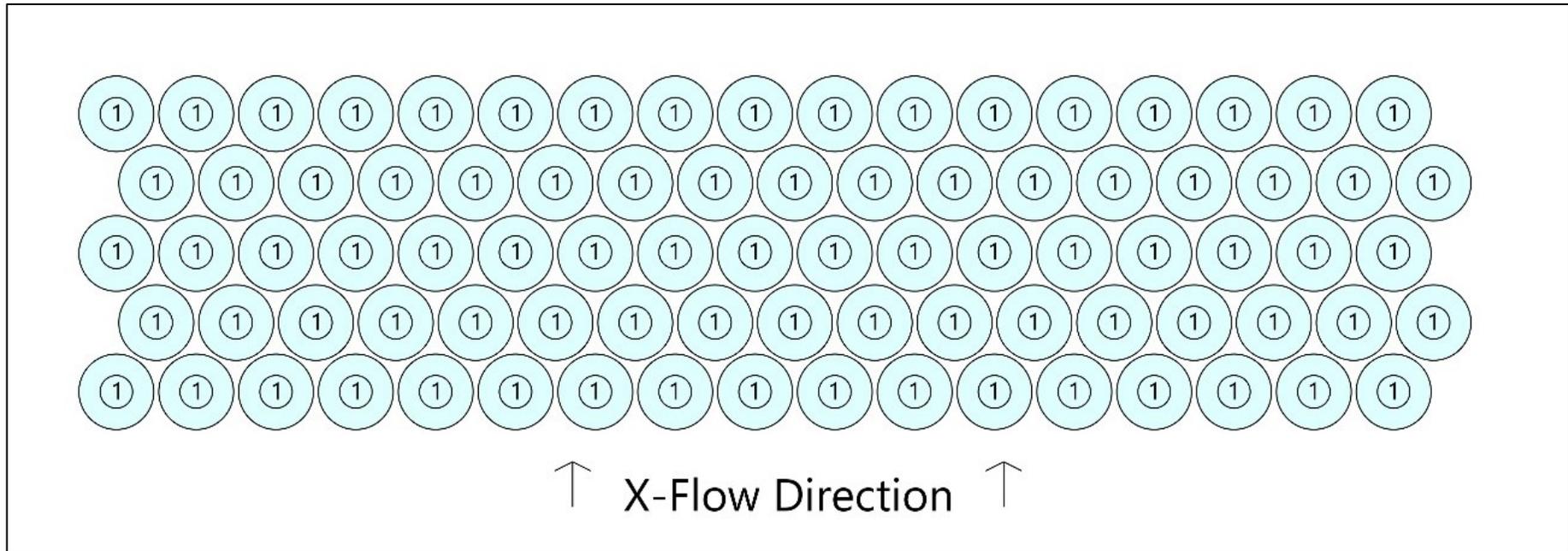
Apéndice 10. Planos y Esquemas de Planta y Equipos

Esquema general de la planta





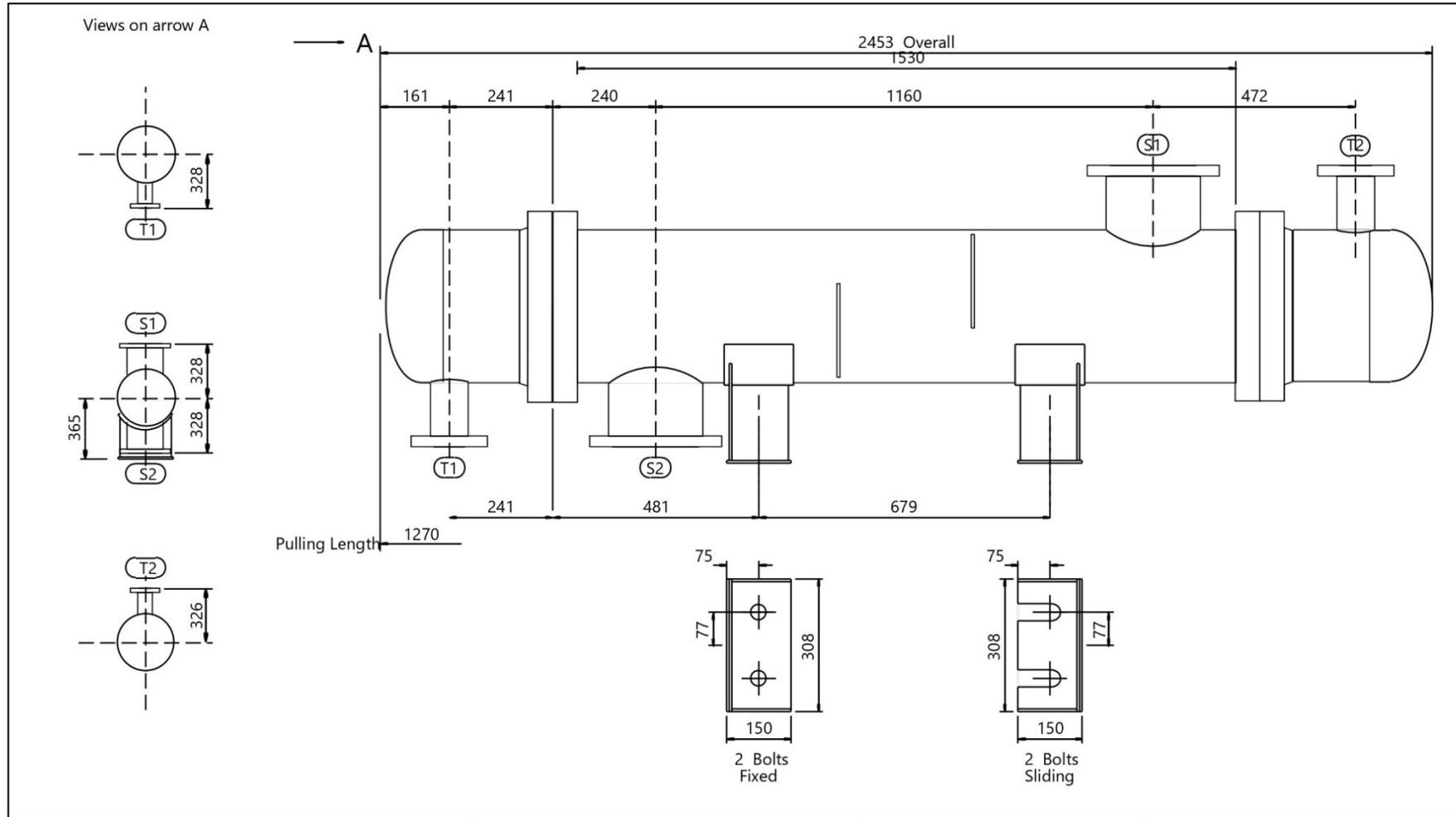
Notes:						Company:					
						Location:					
Scale:						Service of Unit:		Our Reference:			
						Item No.:		Your Reference:			
						Date:		Rev No.:		Job No.:	
								Dwg No.:		Rev.:	
								HEATX1_3 1			



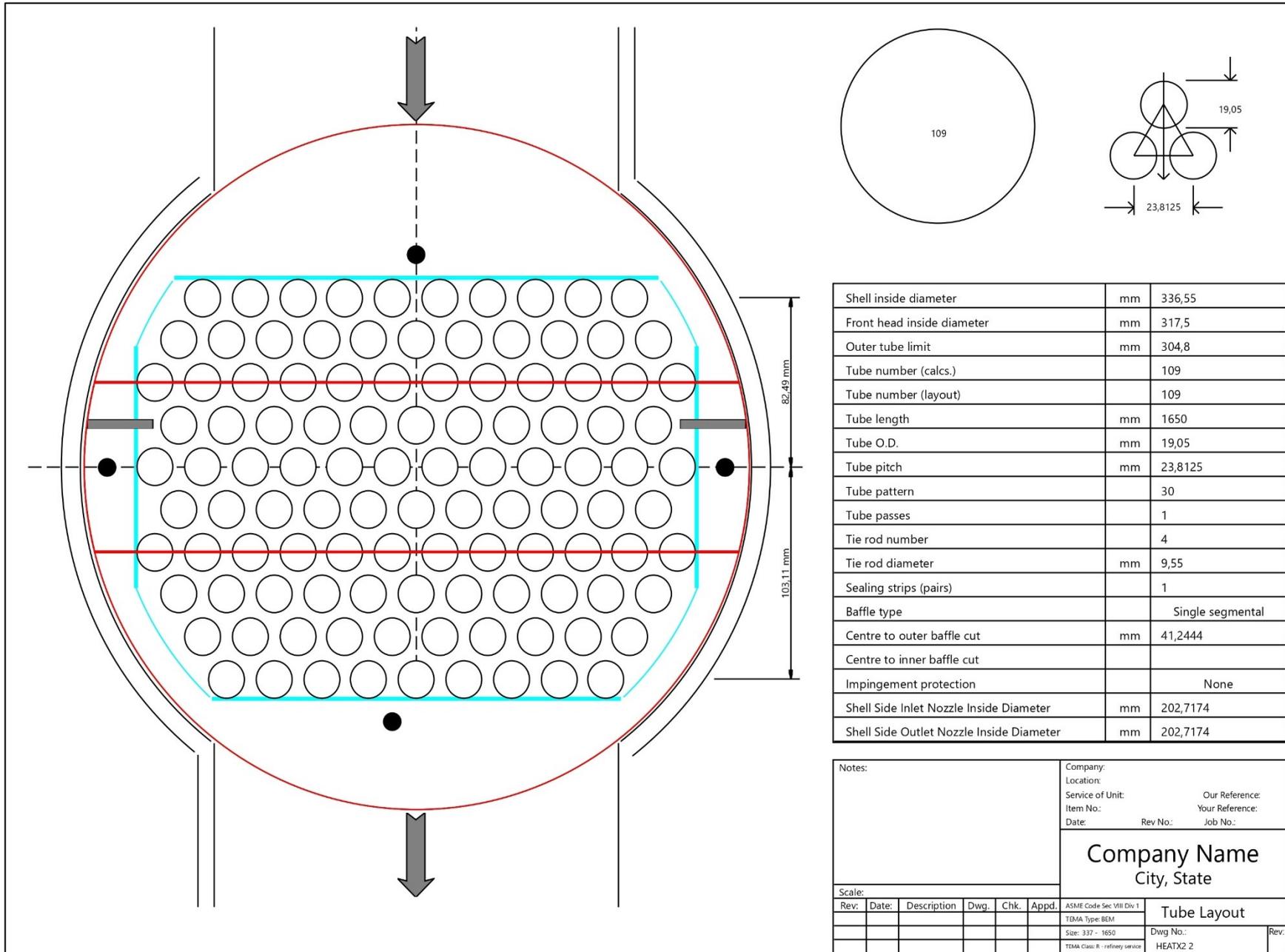
Longitud de los tubos: 2 m

Diámetro exterior de los tubos: 2,54 cm

Espesor del tubo: 0,165 cm



Nozzle Data					Design Data		Units	Shell	Channel	Notes:	Company:				
Ref	OD	Wall	Standard	Notes	Design Pressure	bar	3	17	Location: Service of Unit: Our Reference: Item No.: Your Reference: Date: Rev No.: Job No.:		Company Name City, State				
S1	219 mm	8,2 mm	Slip on	Full Vacuum	Design Temperature	°C	520	520							
S2	219 mm	8,2 mm	Slip on	Corrosion Allowance	mm	3,175	3,175								
T1	89 mm	7,6 mm	Slip on	Test Pressure	bar			Number of Passes			1	1	Scale: Rev: Date: Description Dwg. Chk. Appd.	Setting Plan Dwg No.: Rev:	
T2	89 mm	7,6 mm	Slip on	Radiography				PWHT							
				Internal Volume	m ³	0,0999	0,0889								
				Weight Summary										TEMA Type: BEM	
				Empty	Flooded	Bundle								Size: 337 - 1650	
				662 kg	813 kg	273 kg								TEMA Class: R	



Shell inside diameter	mm	336,55
Front head inside diameter	mm	317,5
Outer tube limit	mm	304,8
Tube number (calcs.)		109
Tube number (layout)		109
Tube length	mm	1650
Tube O.D.	mm	19,05
Tube pitch	mm	23,8125
Tube pattern		30
Tube passes		1
Tie rod number		4
Tie rod diameter	mm	9,55
Sealing strips (pairs)		1
Baffle type		Single segmental
Centre to outer baffle cut	mm	41,2444
Centre to inner baffle cut		
Impingement protection		None
Shell Side Inlet Nozzle Inside Diameter	mm	202,7174
Shell Side Outlet Nozzle Inside Diameter	mm	202,7174

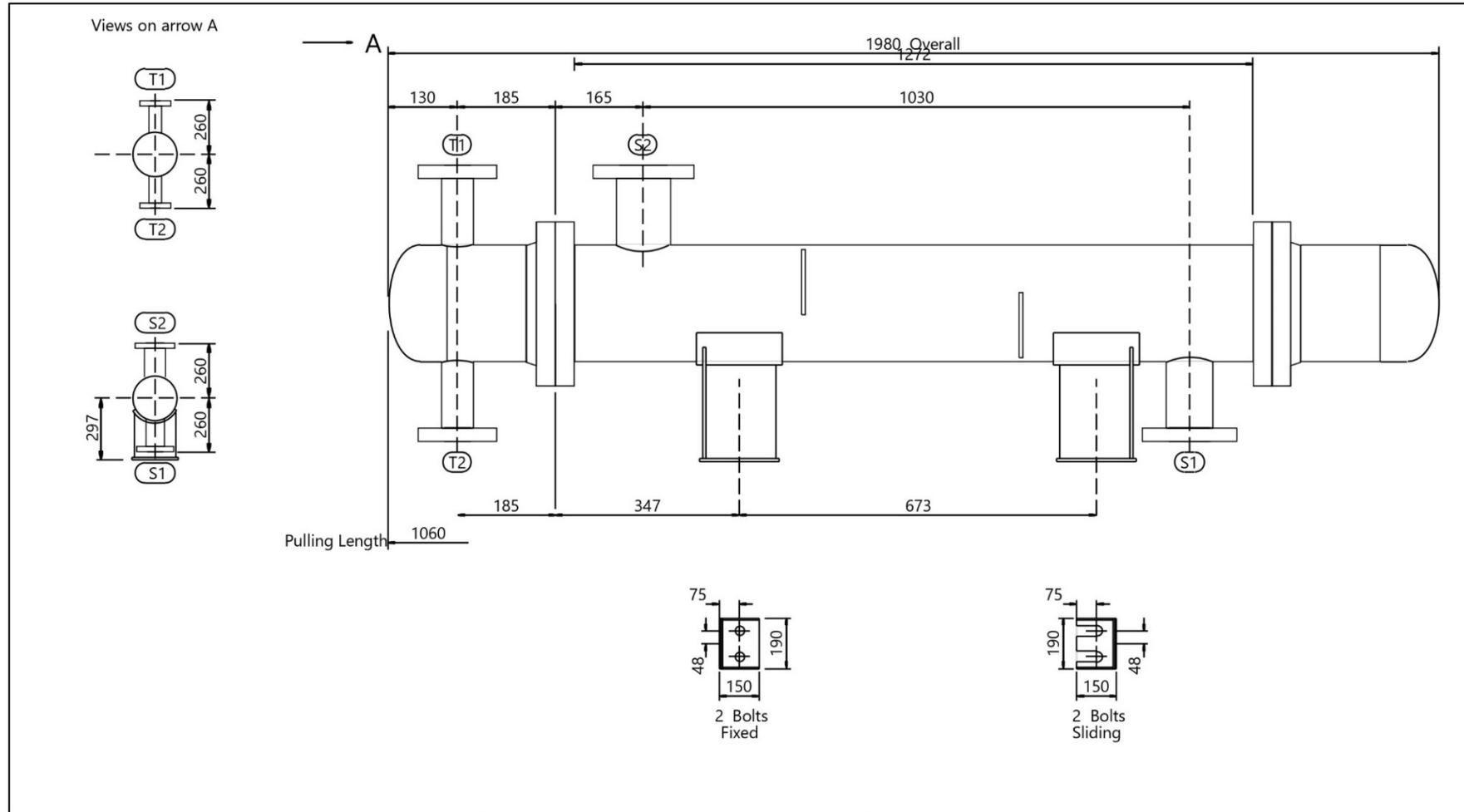
Notes:

Company: _____
 Location: _____
 Service of Unit: _____ Our Reference: _____
 Item No.: _____ Your Reference: _____
 Date: _____ Rev No.: _____ Job No.: _____

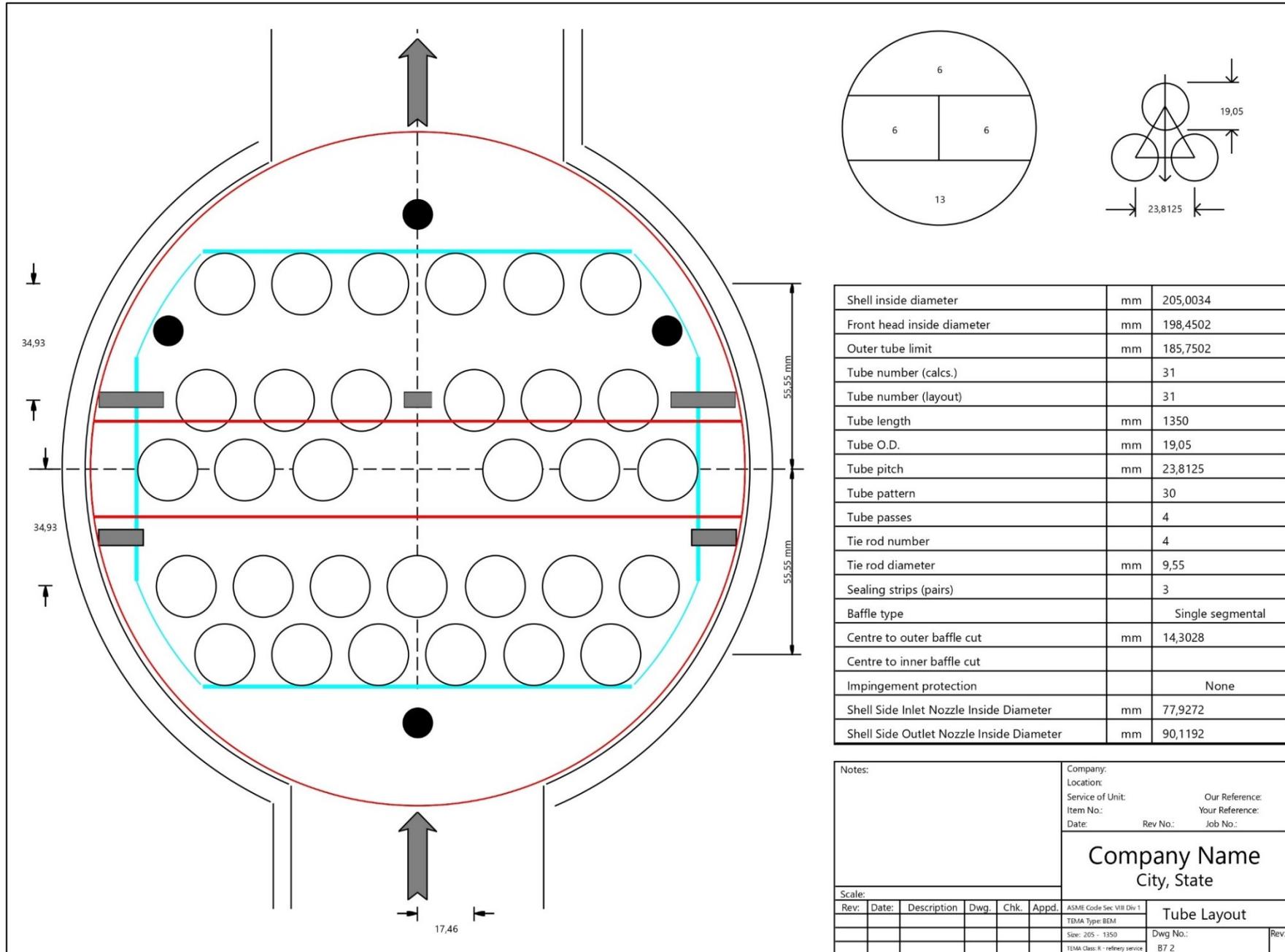
Company Name
City, State

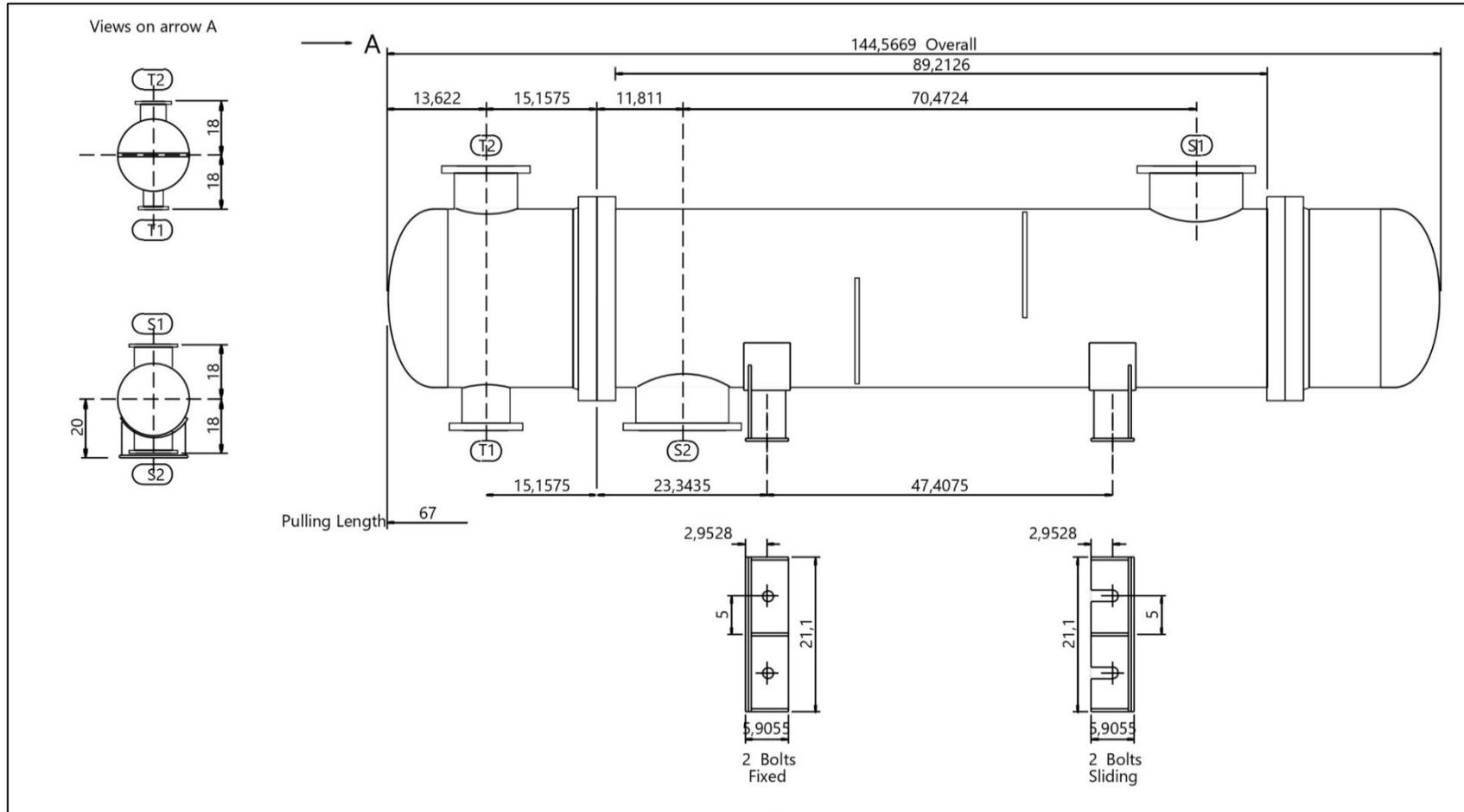
Scale: _____

Rev.	Date:	Description	Dwg.	Chk.	Appd.	ASME Code Sec: VIII Div 1	Tube Layout	Rev.
						TEMA Type: BEM	Dwg No.:	
						Size: 337 - 1650	HEATX2.2	
						TEMA Class: B - refinery service		



Nozzle Data					Design Data		Units	Shell	Channel	Notes:	Company:		
Ref	OD	Wall	Standard	Notes	Design Pressure	bar	3	51	Location: Service of Unit: Our Reference: Item No.: Your Reference: Date: Rev No.: Job No.:		Company Name City, State		
S1	89 mm	5,5 mm	Slip on		Design Temperature	°C	215	215					
S2	102 mm	5,7 mm	Slip on		Full Vacuum						Setting Plan		
T1	60 mm	5,5 mm	Slip on		Corrosion Allowance	mm	3,175	3,175					
T2	60 mm	5,5 mm	Slip on		Test Pressure	bar					ASME Section VIII Div. 1	Setting Plan	Rev:
					Number of Passes		1	4			TEMA Type: BEM	Dwg No.:	
					Radiography						Size: 205 - 1350		
					PWHT						TEMA Class: R		
					Internal Volume	m ³	0,0324	0,0256					B7 1
					Weight Summary								
					Empty	Flooded	Bundle						
					269 kg	314 kg	73 kg						



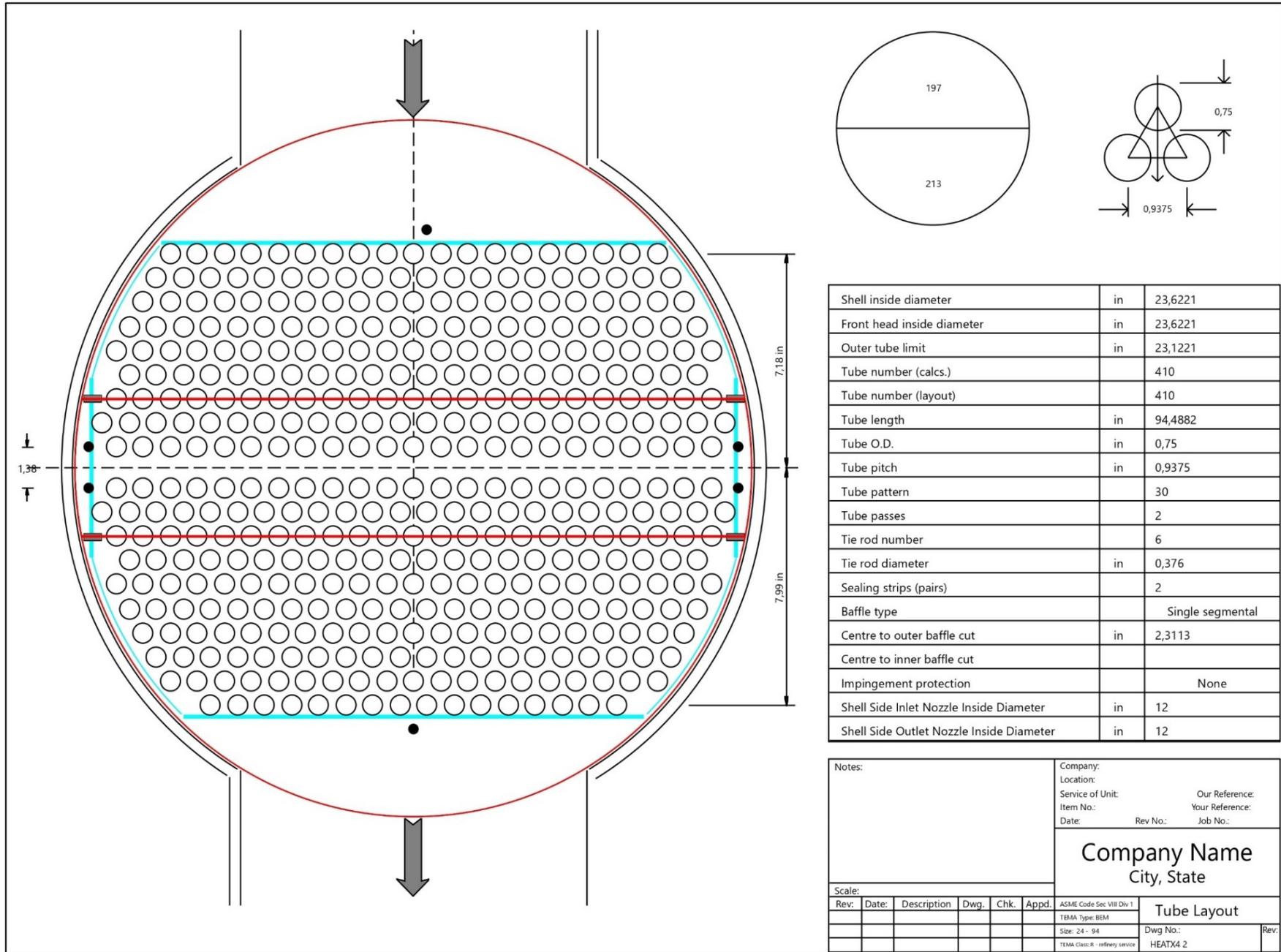


Nozzle Data				
Ref	OD	Wall	Standard	Notes
S1	12,75"	0,375"	Slip on	
S2	12,75"	0,375"	Slip on	
T1	6,625"	0,28"	Slip on	
T2	8,625"	0,322"	Slip on	

Design Data		Units	Shell	Channel
Design Pressure	psi	43,51	43,51	
Design Temperature	°F	1760	1760	
Full Vacuum				
Corrosion Allowance	in	0,125	0,125	
Test Pressure	psi			
Number of Passes			1	2
Radiography				
PWHT				
Internal Volume	ft³	14,1578	17,7843	
Weight Summary				
Empty	Flooded	Bundle		
4312 lb	5990 lb	2563 lb		

Notes:					
Scale:					
Rev.	Date	Description	Dwg.	Chk.	Appd.

Company:	
Location:	Our Reference:
Service of Unit:	Your Reference:
Item No.:	Date:
Rev No.:	Job No.:
Company Name City, State	
ASME Section VIII Div. 1	Setting Plan
TEMA Type: BEM	Dwg No.:
Size: 24 - 94	HEATX4 1
TEMA Class: R	Rev:



Apéndice II. Balance de Materia (Caudal másico y propiedades físicas)

STREAM NAME	UNITS	AIRE1	AIRE2	AIRE3	AIRE4	AIRE5	AIRE6	AIRELIMP	AIRESUCI
FROM			HEATX1	SECADOR		COMPR4	HEATX4		STRIPPER
TO		HEATX1	SECADOR		COMPR4	HEATX4	FLDZBED2	STRIPPER	
STREAM CLASS		MCINCPSD	MCINCPSD	MCINCPSD	MCINCPSD	MCINCPSD	MCINCPSD	MCINCPSD	MCINCPSD
TEMPERATURE	C	2,5000E+01	1,4000E+02	1,1005E+02	2,5000E+01	7,5649E+01	5,4221E+02	2,5000E+01	7,6051E+01
PRESSURE	atm	1,0000E+00	1,0000E+00	1,0000E+00	1,0000E+00	1,5000E+00	1,5000E+00	1,0100E+00	1,0000E+00
VAPOR FRACTION		1,0000E+00	1,0000E+00	1,0000E+00	1,0000E+00	1,0000E+00	1,0000E+00	1,0000E+00	1,0000E+00
LIQUID FRACTION		0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
SOLID FRACTION		0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
ENTHALPY	cal/gm	-6,7442E-02	2,7863E+01	4,3761E+00	-6,7442E-02	1,2179E+01	1,3000E+02	-6,8116E-02	-8,2210E+02
DENSITY	gm/cc	1,1799E-03	8,5090E-04	9,1473E-04	1,1799E-03	1,5123E-03	6,4652E-04	1,1917E-03	8,7246E-04
ENTHALPY FLOW	kW	-1,5687E+00	6,4810E+02	1,0231E+02	-3,7257E-01	6,7278E+01	7,1816E+02	-1,1883E-01	-1,9412E+03
MASS FLOWS	kg/h	2,0000E+04	2,0000E+04	2,0102E+04	4,7500E+03	4,7500E+03	4,7500E+03	1,5000E+03	2,0304E+03
H2	kg/h	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	1,1461E-04
O2	kg/h	4,6583E+03	4,6583E+03	4,6583E+03	1,1064E+03	1,1064E+03	1,1064E+03	3,4938E+02	3,4933E+02
N2	kg/h	1,5342E+04	1,5342E+04	1,5342E+04	3,6436E+03	3,6436E+03	3,6436E+03	1,1506E+03	1,1506E+03
CO	kg/h	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	6,9974E-03
CO2	kg/h	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	8,4475E-02
H2O	kg/h	0,0000E+00	0,0000E+00	1,0203E+02	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	5,2997E+02
CH4	kg/h	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	1,4536E-07
C2H4	kg/h	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	4,6461E-02
C2H6	kg/h	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	3,8949E-03
C6H6	kg/h	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	1,0629E-01
C7H8	kg/h	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	9,8919E-03
C6H6O	kg/h	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
C10H8	kg/h	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	3,5987E-02
C	kg/h	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
BIOMASA	kg/h	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
BIOCHAR	kg/h	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
CENIZA	kg/h	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
SIO2	kg/h	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
NH3	kg/h	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	1,3887E-01
NO	kg/h	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
HCN	kg/h	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	9,0585E-06

STREAM NAME	Units	AQEXCESS	AQWASH1	AQWASH2	AQWASH3	AQWASH4	AQWASH5	AQWASH6	AQWASH7
FROM		B4		SCRUBBER	HEATX2	FLASH1	HEATX3	STRIPPER	HEAT-OUT
TO			SCRUBBER	HEATX2	FLASH1	HEATX3	STRIPPER	HEAT-OUT	B4
STREAM CLASS		MCINCPSD							
TEMPERATURE	C	2,5000E+01	2,5000E+01	3,3304E+01	7,4835E+01	7,3111E+01	7,6528E+01	6,4489E+01	2,5000E+01
PRESSURE	atm	1,0000E+00	1,5000E+01	1,5000E+01	1,5000E+01	1,1000E+00	1,0565E+00	1,0000E+00	1,0000E+00
VAPOR FRACTION		5,1573E-07	0,0000E+00	0,0000E+00	1,6813E-02	0,0000E+00	4,1158E-08	0,0000E+00	5,2786E-07
LIQUID FRACTION		1,0000E+00	1,0000E+00	1,0000E+00	9,8319E-01	1,0000E+00	1,0000E+00	1,0000E+00	1,0000E+00
SOLID FRACTION		0,0000E+00							
ENTHALPY	cal/gm	-3,8148E+03	-3,7891E+03	-3,7266E+03	-3,7060E+03	-3,7627E+03	-3,7590E+03	-3,7721E+03	-3,8148E+03
DENSITY	gm/cc	9,9353E-01	9,9395E-01	9,7845E-01	4,8825E-01	9,4624E-01	9,4270E-01	9,5500E-01	9,9352E-01
ENTHALPY FLOW	kW	-1,6201E+02	-1,1017E+05	-1,1182E+05	-1,1120E+05	-1,1057E+05	-1,1046E+05	-1,0852E+05	-1,0975E+05
MASS FLOWS	kg/h	3,6517E+01	2,5000E+04	2,5800E+04	2,5800E+04	2,5267E+04	2,5267E+04	2,4737E+04	2,4737E+04
H2	kg/h	8,1204E-37	4,7646E-34	1,9891E+00	1,9891E+00	1,1461E-04	1,1461E-04	5,5674E-34	5,5674E-34
O2	kg/h	6,6864E-05	4,5741E-02	5,9402E-08	5,9402E-08	3,5519E-11	3,5519E-11	4,5843E-02	4,5843E-02
N2	kg/h	1,4638E-05	1,0001E-02	2,2869E-09	2,2869E-09	1,0143E-13	1,0143E-13	1,0036E-02	1,0036E-02
CO	kg/h	2,5516E-36	1,4870E-33	1,9864E+02	1,9864E+02	6,9974E-03	6,9974E-03	1,7494E-33	1,7494E-33
CO2	kg/h	1,0641E-24	6,3691E-22	4,2794E+01	4,2794E+01	8,4475E-02	8,4475E-02	7,2956E-22	7,2956E-22
H2O	kg/h	3,6517E+01	2,5000E+04	2,5368E+04	2,5368E+04	2,5266E+04	2,5266E+04	2,4736E+04	2,4736E+04
CH4	kg/h	2,0554E-35	1,2028E-32	4,8592E-04	4,8592E-04	1,4536E-07	1,4536E-07	1,4092E-32	1,4092E-32
C2H4	kg/h	1,0103E-28	5,9447E-26	9,8658E+01	9,8658E+01	4,6461E-02	4,6461E-02	6,9267E-26	6,9267E-26
C2H6	kg/h	1,6217E-30	9,5092E-28	1,0873E+01	1,0873E+01	3,8949E-03	3,8949E-03	1,1118E-27	1,1118E-27
C6H6	kg/h	2,1180E-22	1,2495E-19	2,3072E+01	2,3072E+01	1,0629E-01	1,0629E-01	1,4521E-19	1,4521E-19
C7H8	kg/h	3,2213E-31	1,8510E-28	4,1796E+01	4,1796E+01	9,8919E-03	9,8919E-03	2,2086E-28	2,2086E-28
C6H6O	kg/h	0,0000E+00							
C10H8	kg/h	1,8743E-24	1,0762E-21	1,4151E+01	1,4151E+01	3,5987E-02	3,5987E-02	1,2851E-21	1,2851E-21
C	kg/h	0,0000E+00							
BIOMASA	kg/h	0,0000E+00							
BIOCHAR	kg/h	0,0000E+00							
CENIZA	kg/h	0,0000E+00							
SIO2	kg/h	0,0000E+00							
NH3	kg/h	3,4343E-04	4,0073E-01	4,0248E-01	4,0248E-01	3,7433E-01	3,7433E-01	2,3546E-01	2,3546E-01
NO	kg/h	0,0000E+00							
HCN	kg/h	1,5759E-24	2,5808E-18	9,5014E-04	9,5014E-04	9,0585E-06	9,0585E-06	1,0805E-21	1,0805E-21

STREAM NAME	UNITS	AQWASH8	AQWASH9	AREN+ASH	ARENA1	ARENA2	ASH-FILT	ASH-TAMI	BIO+AR1
FROM		B4	BOMBA1	CICLON2		TAMIZ2	BAGFILTR	TAMIZ2	B5
TO		BOMBA1		TAMIZ2	B5				FLZDBED1
STREAM CLASS		MCINCPSD							
TEMPERATURE	C	2,5000E+01	2,5278E+01	9,2028E+02	9,0000E+02	9,2028E+02	4,8065E+02	9,2028E+02	8,1047E+02
PRESSURE	atm	1,0000E+00	1,5000E+01	1,0500E+00	1,0000E+00	1,0500E+00	1,1908E+00	1,0500E+00	1,0000E+00
VAPOR FRACTION		5,1573E-07	0,0000E+00						
LIQUID FRACTION		1,0000E+00	1,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
SOLID FRACTION		0,0000E+00	0,0000E+00	1,0000E+00	1,0000E+00	1,0000E+00	1,0000E+00	1,0000E+00	1,0000E+00
ENTHALPY	cal/gm	-3,8148E+03	-3,8142E+03	-3,3623E+03	-3,3710E+03	-3,3625E+03	-9,3801E+01	-2,4881E+03	-3,2485E+03
DENSITY	gm/cc	9,9353E-01	9,9368E-01	2,5611E+00	2,5630E+00	2,5611E+00	3,4869E+00	2,7493E+00	2,4146E+00
ENTHALPY FLOW	kW	-1,1092E+05	-1,1090E+05	-1,4080E+05	-1,4114E+05	-1,4078E+05	-1,2804E-06	-2,2966E+01	-1,4507E+05
MASS FLOWS	kg/h	2,5000E+04	2,5000E+04	3,6007E+04	3,6000E+04	3,5999E+04	1,1737E-05	7,9366E+00	3,8398E+04
H2	kg/h	5,5593E-34	5,5593E-34	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
O2	kg/h	4,5776E-02	4,5776E-02	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
N2	kg/h	1,0021E-02	1,0021E-02	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
CO	kg/h	1,7468E-33	1,7468E-33	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
CO2	kg/h	7,2849E-22	7,2849E-22	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
H2O	kg/h	2,5000E+04	2,5000E+04	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
CH4	kg/h	1,4071E-32	1,4071E-32	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
C2H4	kg/h	6,9166E-26	6,9166E-26	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
C2H6	kg/h	1,1102E-27	1,1102E-27	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
C6H6	kg/h	1,4500E-19	1,4500E-19	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
C7H8	kg/h	2,2053E-28	2,2053E-28	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
C6H6O	kg/h	0,0000E+00							
C10H8	kg/h	1,2832E-21	1,2832E-21	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
C	kg/h	0,0000E+00							
BIOMASA	kg/h	0,0000E+00	2,3979E+03						
BIOCHAR	kg/h	0,0000E+00							
CENIZA	kg/h	0,0000E+00	0,0000E+00	7,4334E+00	0,0000E+00	5,3860E+00	1,1737E-05	2,0474E+00	0,0000E+00
SIO2	kg/h	0,0000E+00	0,0000E+00	3,6000E+04	3,6000E+04	3,5994E+04	0,0000E+00	5,8892E+00	3,6000E+04
NH3	kg/h	2,3512E-01	2,3512E-01	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
NO	kg/h	0,0000E+00							
HCN	kg/h	1,0789E-21	1,0789E-21	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00

STREAM NAME	Units	BIO+AR2	BIO+AR3	BIOMA1	BIOMA2	BIOMA3	BIOMA4	BIOMA5	BIOMA6
FROM		FLZDBED1	B11		CRUSHER1	B3	TAMIZ1	TAMIZ1	CRUSHER2
TO		B11	REACPIRO	CRUSHER1	B3	TAMIZ1	SECADOR	CRUSHER2	B3
STREAM CLASS		MCINCPSD							
TEMPERATURE	C	7,9825E+02	7,9825E+02	2,5000E+01	2,5000E+01	2,5298E+01	2,5298E+01	2,5298E+01	2,5298E+01
PRESSURE	atm	1,3549E+00	1,3250E+00	1,0000E+00	1,0000E+00	1,0000E+00	1,0000E+00	1,0000E+00	1,0000E+00
VAPOR FRACTION		0,0000E+00	2,7850E-02	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
LIQUID FRACTION		0,0000E+00							
SOLID FRACTION		1,0000E+00	9,7215E-01	1,0000E+00	1,0000E+00	1,0000E+00	1,0000E+00	1,0000E+00	1,0000E+00
ENTHALPY	cal/gm	-3,2542E+03	-3,1808E+03	-1,5401E+03	-1,5401E+03	-1,5400E+03	-1,5400E+03	-1,5400E+03	-1,5400E+03
DENSITY	gm/cc	2,4164E+00	6,8914E-03	1,2597E+00	1,2597E+00	1,2597E+00	1,2597E+00	1,2597E+00	1,2597E+00
ENTHALPY FLOW	kW	-1,4527E+05	-1,4611E+05	-4,4779E+03	-4,4779E+03	-1,2308E+04	-4,4774E+03	-7,8308E+03	-7,8308E+03
MASS FLOWS	kg/h	3,8385E+04	3,9498E+04	2,5000E+03	2,5000E+03	6,8723E+03	2,5000E+03	4,3723E+03	4,3723E+03
H2	kg/h	0,0000E+00	9,8166E+01	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
O2	kg/h	0,0000E+00							
N2	kg/h	0,0000E+00							
CO	kg/h	0,0000E+00	6,6087E+02	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
CO2	kg/h	0,0000E+00	2,1782E+01	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
H2O	kg/h	0,0000E+00	1,8974E+02	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
CH4	kg/h	0,0000E+00	6,5129E-04	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
C2H4	kg/h	0,0000E+00	5,0247E+01	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
C2H6	kg/h	0,0000E+00	5,5298E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
C6H6	kg/h	0,0000E+00	2,4784E+01	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
C7H8	kg/h	0,0000E+00	4,1677E+01	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
C6H6O	kg/h	0,0000E+00							
C10H8	kg/h	0,0000E+00	7,1971E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
C	kg/h	0,0000E+00							
BIOMASA	kg/h	2,3852E+03	2,3979E+03	2,5000E+03	2,5000E+03	6,8723E+03	2,5000E+03	4,3723E+03	4,3723E+03
BIOCHAR	kg/h	0,0000E+00							
CENIZA	kg/h	0,0000E+00							
SIO2	kg/h	3,6000E+04	3,6000E+04	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
NH3	kg/h	0,0000E+00	1,5971E-03	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
NO	kg/h	0,0000E+00							
HCN	kg/h	0,0000E+00	4,8322E-04	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00

STREAM NAME	UNITS	BIOMA7	CHAR+AR1	CHAR+AR2	FLUEGAS1	FLUEGAS2	GAS-CICL	GAS-FILT	GASES1
FROM		SECADOR	B29	B30	CICLON2	HEATX4	CICLON1	BAGFILTR	HEATX1
TO		B5	B30	FLDZBED2	HEATX4		HEATX1	B25	BAGFILTR
STREAM CLASS		MCINCPSD							
TEMPERATURE	C	1,0193E+02	7,4038E+02	7,4038E+02	9,2028E+02	5,5221E+02	7,4038E+02	4,8065E+02	4,8065E+02
PRESSURE	atm	1,0000E+00	1,2000E+00	1,2000E+00	1,0449E+00	1,0449E+00	1,1932E+00	1,1908E+00	1,1932E+00
VAPOR FRACTION		0,0000E+00	6,2604E-05	5,9474E-05	1,0000E+00	1,0000E+00	1,0000E+00	1,0000E+00	1,0000E+00
LIQUID FRACTION		0,0000E+00							
SOLID FRACTION		1,0000E+00	9,9994E-01	9,9994E-01	1,8637E-08	1,8637E-08	3,5970E-09	0,0000E+00	3,5970E-09
ENTHALPY	cal/gm	-1,4108E+03	-3,4058E+03	-3,4058E+03	-3,8003E+02	-4,8688E+02	-6,8405E+02	-8,5525E+02	-8,5525E+02
DENSITY	gm/cc	1,2597E+00	1,8414E+00	1,8681E+00	3,2361E-04	4,6791E-04	1,8322E-04	2,4582E-04	2,4633E-04
ENTHALPY FLOW	kW	-3,9344E+03	-1,3635E+05	-1,4353E+05	-2,3149E+03	-2,9657E+03	-2,5958E+03	-3,2455E+03	-3,2455E+03
MASS FLOWS	kg/h	2,3979E+03	3,4423E+04	3,6235E+04	5,2376E+03	5,2376E+03	3,2629E+03	3,2629E+03	3,2629E+03
H2	kg/h	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	1,1928E-06	1,1928E-06	2,9119E+02	2,9119E+02	2,9119E+02
O2	kg/h	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	1,3945E+02	1,3945E+02	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
N2	kg/h	0,0000E+00	2,1550E+00	2,1550E+00	3,6456E+03	3,6456E+03	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
CO	kg/h	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	7,4612E-05	7,4612E-05	1,9604E+03	1,9604E+03	1,9604E+03
CO2	kg/h	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	1,2952E+03	1,2952E+03	6,4612E+01	6,4612E+01	6,4612E+01
H2O	kg/h	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	1,5698E+02	1,5698E+02	5,6282E+02	5,6282E+02	5,6282E+02
CH4	kg/h	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	1,5456E-32	1,5456E-32	1,9319E-03	1,9319E-03	1,9319E-03
C2H4	kg/h	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	3,2138E-34	3,2138E-34	1,4905E+02	1,4905E+02	1,4905E+02
C2H6	kg/h	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	1,2769E-36	1,2769E-36	1,6403E+01	1,6403E+01	1,6403E+01
C6H6	kg/h	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	1,0809E-33	1,0809E-33	7,3515E+01	7,3515E+01	7,3515E+01
C7H8	kg/h	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	1,8579E-35	1,8579E-35	1,2363E+02	1,2363E+02	1,2363E+02
C6H6O	kg/h	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	2,4697E-34	2,4697E-34	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
C10H8	kg/h	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	3,3304E-48	3,3304E-48	2,1348E+01	2,1348E+01	2,1348E+01
C	kg/h	0,0000E+00	2,1416E+02	2,2543E+02	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
BIOMASA	kg/h	2,3979E+03	0,0000E+00						
BIOCHAR	kg/h	0,0000E+00							
CENIZA	kg/h	0,0000E+00	7,0619E+00	7,4335E+00	9,7614E-05	9,7614E-05	1,1737E-05	0,0000E+00	1,1737E-05
SIO2	kg/h	0,0000E+00	3,4200E+04	3,6000E+04	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
NH3	kg/h	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	1,0833E-13	1,0833E-13	4,7375E-03	4,7375E-03	4,7375E-03
NO	kg/h	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	3,5999E-01	3,5999E-01	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
HCN	kg/h	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	6,1155E-22	6,1155E-22	1,4334E-03	1,4334E-03	1,4334E-03

STREAM NAME	UNITS	HCBURNER	HCGAS	NULL	PYRINT1	PYRINT2	PYRINT3	PYRINT4	PYROUT1
FROM		B1	B1	FLDZBED2	B10	B12	B28	B10	REACPIRO
TO		FLDZBED2			B12	B28	B14	B14	B10
STREAM CLASS		MCINCPSD	MCINCPSD	MCINCPSD	MCINCPSD	MCINCPSD	MCINCPSD	MCINCPSD	MCINCPSD
TEMPERATURE	C	7,3111E+01	7,3111E+01	7,1679E+02	7,6000E+02	8,7466E+02	8,8881E+02	7,6000E+02	7,6000E+02
PRESSURE	atm	1,1000E+00	1,1000E+00	1,0927E+00	1,2000E+00	1,2000E+00	1,2000E+00	1,2000E+00	1,2000E+00
VAPOR FRACTION		1,0000E+00	1,0000E+00		0,0000E+00	4,6773E-02	5,2624E-02	8,0944E-02	8,0273E-02
LIQUID FRACTION		0,0000E+00	0,0000E+00		0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
SOLID FRACTION		0,0000E+00	0,0000E+00		1,0000E+00	9,5323E-01	9,4738E-01	9,1906E-01	9,1973E-01
ENTHALPY	cal/gm	-1,0186E+03	-1,0186E+03	-3,4143E+03	4,7002E+02	4,7002E+02	4,7002E+02	-3,2115E+03	-3,1810E+03
DENSITY	gm/cc	1,0678E-03	1,0678E-03	2,5786E+00	1,4032E+00	6,5219E-04	6,5659E-04	2,3098E-03	2,3290E-03
ENTHALPY FLOW	kW	-3,0801E+02	-3,2347E+02	-2,5393E-11	1,7893E+02	1,7893E+02	1,7893E+02	-1,4630E+05	-1,4612E+05
MASS FLOWS	kg/h	2,6000E+02	2,7305E+02	6,3949E-12	3,2733E+02	3,2733E+02	3,2733E+02	3,9171E+04	3,9498E+04
H2	kg/h	9,7016E-01	1,0188E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	1,2701E+01	1,2163E+01	2,6878E+02	2,6878E+02
O2	kg/h	2,8957E-08	3,0410E-08	0,0000E+00	0,0000E+00	4,5062E-01	2,8751E-22	0,0000E+00	0,0000E+00
N2	kg/h	1,1154E-09	1,1714E-09	0,0000E+00	0,0000E+00	2,1581E+00	2,1550E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
CO	kg/h	9,6888E+01	1,0175E+02	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	7,4908E-01	1,5786E+03	1,5786E+03
CO2	kg/h	2,0832E+01	2,1878E+01	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	2,2609E-04	3,0826E+02	3,0826E+02
H2O	kg/h	4,9426E+01	5,1906E+01	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	2,5425E-02	6,0631E+02	6,0631E+02
CH4	kg/h	2,3694E-04	2,4883E-04	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	2,1284E+00	1,7287E+01	1,7287E+01
C2H4	kg/h	4,8099E+01	5,0513E+01	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	1,7969E-04	1,4824E+02	1,4824E+02
C2H6	kg/h	5,3014E+00	5,5674E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	5,4767E-05	1,6403E+01	1,6403E+01
C6H6	kg/h	1,1202E+01	1,1764E+01	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	2,5834E-11	6,7023E+01	6,7023E+01
C7H8	kg/h	2,0382E+01	2,1404E+01	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	1,4791E-14	1,3049E+02	1,3049E+02
C6H6O	kg/h	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	7,6267E-18	1,0835E+01	1,0835E+01
C10H8	kg/h	6,8850E+00	7,2305E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	3,2745E-19	1,8399E+01	1,8399E+01
C	kg/h	0,0000E+00	0,0000E+00	3,9788E-14	0,0000E+00	3,0458E+02	3,0267E+02	0,0000E+00	0,0000E+00
BIOMASA	kg/h	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
BIOCHAR	kg/h	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	3,2733E+02	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	3,2733E+02
CENIZA	kg/h	0,0000E+00	0,0000E+00	1,2301E-15	0,0000E+00	7,4335E+00	7,4335E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
SIO2	kg/h	0,0000E+00	0,0000E+00	6,3539E-12	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	3,6000E+04	3,6000E+04
NH3	kg/h	1,3731E-02	1,4420E-02	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	3,1404E-03	1,5971E-03	1,5971E-03
NO	kg/h	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	9,8202E-15	0,0000E+00	0,0000E+00
HCN	kg/h	4,5903E-04	4,8206E-04	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	9,5014E-04	4,8322E-04	4,8322E-04

STREAM NAME	UNITS	PYROUT2	PYROUT3	PYROUT4	REPLH20	SANDAHOT	SANDCOLD	SOL-CICL	SYNGAS1
FROM		B14	REACSEC	B29		QUEMADOR	FLDZBED2	CICLON1	B25
TO		REACSEC	B29	CICLON1	B4	CICLON2	QUEMADOR	B30	HEATX2
STREAM CLASS		MCINCPSD							
TEMPERATURE	C	7,6220E+02	7,4038E+02	7,4038E+02	2,5000E+01	9,2028E+02	7,1679E+02	7,4038E+02	4,8065E+02
PRESSURE	atm	1,2000E+00	1,2000E+00	1,2000E+00	1,0000E+00	1,0500E+00	1,0500E+00	1,2000E+00	1,1908E+00
VAPOR FRACTION		8,0709E-02	8,2664E-02	6,4300E-01	0,0000E+00	1,2699E-01	1,2152E-01	0,0000E+00	1,0000E+00
LIQUID FRACTION		0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	1,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
SOLID FRACTION		9,1929E-01	9,1734E-01	3,5700E-01	0,0000E+00	8,7301E-01	8,7848E-01	1,0000E+00	0,0000E+00
ENTHALPY	cal/gm	-3,1810E+03	-3,1810E+03	-1,6558E+03	-3,8149E+03	-2,9836E+03	-2,9836E+03	-3,4061E+03	-8,5525E+02
DENSITY	gm/cc	2,2649E-03	2,2280E-03	2,8655E-04	9,9396E-01	2,5586E-03	3,0567E-03	2,5763E+00	2,4582E-04
ENTHALPY FLOW	kW	-1,4612E+05	-1,4612E+05	-9,7722E+03	-1,3310E+03	-1,4312E+05	-1,4312E+05	-7,1764E+03	-2,1514E+03
MASS FLOWS	kg/h	3,9498E+04	3,9498E+04	5,0746E+03	3,0000E+02	4,1245E+04	4,1245E+04	1,8116E+03	2,1629E+03
H2	kg/h	2,8095E+02	2,9119E+02	2,9119E+02	0,0000E+00	1,1928E-06	9,7016E-01	0,0000E+00	1,9302E+02
O2	kg/h	2,8751E-22	2,8751E-22	0,0000E+00	0,0000E+00	1,3945E+02	1,1064E+03	0,0000E+00	0,0000E+00
N2	kg/h	2,1550E+00	2,1550E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	3,6456E+03	3,6458E+03	0,0000E+00	0,0000E+00
CO	kg/h	1,5793E+03	1,9604E+03	1,9604E+03	0,0000E+00	7,4612E-05	9,6888E+01	0,0000E+00	1,2995E+03
CO2	kg/h	3,0826E+02	6,4612E+01	6,4612E+01	0,0000E+00	1,2952E+03	2,0832E+01	0,0000E+00	4,2830E+01
H2O	kg/h	6,0633E+02	5,6282E+02	5,6282E+02	3,0000E+02	1,5698E+02	4,9426E+01	0,0000E+00	3,7308E+02
CH4	kg/h	1,9416E+01	1,9319E-03	1,9319E-03	0,0000E+00	1,5456E-32	2,3694E-04	0,0000E+00	1,2806E-03
C2H4	kg/h	1,4824E+02	1,4905E+02	1,4905E+02	0,0000E+00	3,2138E-34	4,8099E+01	0,0000E+00	9,8799E+01
C2H6	kg/h	1,6403E+01	1,6403E+01	1,6403E+01	0,0000E+00	1,2769E-36	5,3014E+00	0,0000E+00	1,0873E+01
C6H6	kg/h	6,7023E+01	7,3515E+01	7,3515E+01	0,0000E+00	1,0809E-33	1,1202E+01	0,0000E+00	4,8732E+01
C7H8	kg/h	1,3049E+02	1,2363E+02	1,2363E+02	0,0000E+00	1,8579E-35	2,0382E+01	0,0000E+00	8,1950E+01
C6H6O	kg/h	1,0835E+01	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	2,4697E-34	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
C10H8	kg/h	1,8399E+01	2,1348E+01	2,1348E+01	0,0000E+00	3,3304E-48	6,8850E+00	0,0000E+00	1,4151E+01
C	kg/h	3,0267E+02	2,2543E+02	1,1272E+01	0,0000E+00	0,0000E+00	2,2543E+02	1,1272E+01	0,0000E+00
BIOMASA	kg/h	0,0000E+00							
BIOCHAR	kg/h	0,0000E+00							
CENIZA	kg/h	7,4335E+00	7,4335E+00	3,7168E-01	0,0000E+00	7,4335E+00	7,4335E+00	3,7167E-01	0,0000E+00
SIO2	kg/h	3,6000E+04	3,6000E+04	1,8000E+03	0,0000E+00	3,6000E+04	3,6000E+04	1,8000E+03	0,0000E+00
NH3	kg/h	4,7375E-03	4,7375E-03	4,7375E-03	0,0000E+00	1,0833E-13	1,3731E-02	0,0000E+00	3,1404E-03
NO	kg/h	9,8202E-15	9,8202E-15	0,0000E+00	0,0000E+00	3,5999E-01	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
HCN	kg/h	1,4334E-03	1,4334E-03	1,4334E-03	0,0000E+00	6,1155E-22	4,5903E-04	0,0000E+00	9,5014E-04

STREAM NAME	Units	SYNGAS2	SYNGAS3	SYNGAS4	SYNGAS5	SYNGAS6	SYNGREC1	SYNGREC2	SYNGREC4	VOLSEP1
FROM		HEATX2	COMPR2	SCRUBBER	COMPR3	HEATX3	B25	COMPR1	FLZDBED1	FLASH1
TO		COMPR2	SCRUBBER	COMPR3	HEATX3		COMPR1	FLZDBED1	B11	B1
STREAM CLASS		MCINCPSD								
TEMPERATURE	C	7,9838E+01	1,0000E+02	2,5153E+01	1,7579E+02	7,9528E+01	4,8065E+02	5,4060E+02	7,9821E+02	7,3111E+01
PRESSURE	atm	1,1908E+00	1,5000E+01	1,5000E+01	4,5000E+01	4,4944E+01	1,1908E+00	1,5000E+00	1,3250E+00	1,1000E+00
VAPOR FRACTION		1,0000E+00	9,1374E-01	1,0000E+00	1,0000E+00	1,0000E+00	1,0000E+00	1,0000E+00	9,8851E-01	1,0000E+00
LIQUID FRACTION		0,0000E+00	8,6263E-02	0,0000E+00						
SOLID FRACTION		0,0000E+00	1,1490E-02	0,0000E+00						
ENTHALPY	cal/gm	-1,1005E+03	-1,1377E+03	-7,6449E+02	-6,5798E+02	-7,2684E+02	-8,5525E+02	-8,1659E+02	-6,4772E+02	-1,0186E+03
DENSITY	gm/cc	5,2519E-04	6,6426E-03	6,1816E-03	1,2101E-02	1,5371E-02	2,4582E-04	2,8683E-04	1,9470E-04	1,0678E-03
ENTHALPY FLOW	kW	-2,7684E+03	-2,8619E+03	-1,2118E+03	-1,0430E+03	-1,1522E+03	-1,0941E+03	-1,0447E+03	-8,3826E+02	-6,3148E+02
MASS FLOWS	kg/h	2,1629E+03	2,1629E+03	1,3630E+03	1,3630E+03	1,3630E+03	1,1000E+03	1,1000E+03	1,1128E+03	5,3305E+02
H2	kg/h	1,9302E+02	1,9302E+02	1,9103E+02	1,9103E+02	1,9103E+02	9,8165E+01	9,8165E+01	9,8165E+01	1,9890E+00
O2	kg/h	0,0000E+00	0,0000E+00	4,5741E-02	4,5741E-02	4,5741E-02	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	5,9367E-08
N2	kg/h	0,0000E+00	0,0000E+00	1,0001E-02	1,0001E-02	1,0001E-02	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	2,2868E-09
CO	kg/h	1,2995E+03	1,2995E+03	1,1008E+03	1,1008E+03	1,1008E+03	6,6088E+02	6,6088E+02	6,6088E+02	1,9864E+02
CO2	kg/h	4,2830E+01	4,2830E+01	3,5859E-02	3,5859E-02	3,5859E-02	2,1782E+01	2,1782E+01	2,1782E+01	4,2710E+01
H2O	kg/h	3,7308E+02	3,7308E+02	5,0940E+00	5,0940E+00	5,0940E+00	1,8974E+02	1,8974E+02	1,8974E+02	1,0133E+02
CH4	kg/h	1,2806E-03	1,2806E-03	7,9469E-04	7,9469E-04	7,9469E-04	6,5129E-04	6,5129E-04	6,5129E-04	4,8578E-04
C2H4	kg/h	9,8799E+01	9,8799E+01	1,4066E-01	1,4066E-01	1,4066E-01	5,0246E+01	5,0246E+01	5,0246E+01	9,8612E+01
C2H6	kg/h	1,0873E+01	1,0873E+01	3,5875E-04	3,5875E-04	3,5875E-04	5,5298E+00	5,5298E+00	5,5298E+00	1,0869E+01
C6H6	kg/h	4,8732E+01	4,8732E+01	2,5659E+01	2,5659E+01	2,5659E+01	2,4784E+01	2,4784E+01	2,4784E+01	2,2966E+01
C7H8	kg/h	8,1950E+01	8,1950E+01	4,0151E+01	4,0151E+01	4,0151E+01	4,1677E+01	4,1677E+01	4,1677E+01	4,1786E+01
C6H6O	kg/h	0,0000E+00								
C10H8	kg/h	1,4151E+01	1,4151E+01	2,6935E-27	2,6935E-27	2,6935E-27	7,1970E+00	7,1970E+00	7,1970E+00	1,4115E+01
C	kg/h	0,0000E+00								
BIOMASA	kg/h	0,0000E+00	1,2786E+01	0,0000E+00						
BIOCHAR	kg/h	0,0000E+00								
CENIZA	kg/h	0,0000E+00								
SIO2	kg/h	0,0000E+00								
NH3	kg/h	3,1404E-03	3,1404E-03	1,3853E-03	1,3853E-03	1,3853E-03	1,5971E-03	1,5971E-03	1,5971E-03	2,8152E-02
NO	kg/h	0,0000E+00								
HCN	kg/h	9,5014E-04	9,5014E-04	2,1135E-20	2,1135E-20	2,1135E-20	4,8322E-04	4,8322E-04	4,8322E-04	9,4108E-04

Apéndice 12. Balance de Materia (Caudal molar)

STREAM NAME	AIRE1	AIRE2	AIRE3	AIRE4	AIRE5	AIRE6	AIRELIMP	AIRESUCI	AQEXCESS	AQWASH1
H ₂ (kmol/h)	0,0000E+00	5,6853E-05	4,0282E-37	2,3635E-34						
O ₂ (kmol/h)	1,4558E+02	1,4558E+02	1,4558E+02	3,4575E+01	3,4575E+01	3,4575E+01	1,0918E+01	1,0917E+01	2,0896E-06	1,4295E-03
N ₂ (kmol/h)	5,4765E+02	5,4765E+02	5,4765E+02	1,3007E+02	1,3007E+02	1,3007E+02	4,1074E+01	4,1074E+01	5,2252E-07	3,5700E-04
CO (kmol/h)	0,0000E+00	2,4981E-04	9,1094E-38	5,3089E-35						
CO ₂ (kmol/h)	0,0000E+00	1,9195E-03	2,4179E-26	1,4472E-23						
H ₂ O (kmol/h)	0,0000E+00	0,0000E+00	5,6636E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	2,9418E+01	2,0270E+00	1,3877E+03
CH ₄ (kmol/h)	0,0000E+00	9,0606E-09	1,2812E-36	7,4972E-34						
C ₂ H ₄ (kmol/h)	0,0000E+00	1,6561E-03	3,6013E-30	2,1190E-27						
C ₂ H ₆ (kmol/h)	0,0000E+00	1,2953E-04	5,3931E-32	3,1624E-29						
C ₆ H ₆ (kmol/h)	0,0000E+00	1,3607E-03	2,7115E-24	1,5996E-21						
C ₇ H ₈ (kmol/h)	0,0000E+00	1,0736E-04	3,4961E-33	2,0089E-30						
C ₆ H ₆ O (kmol/h)	0,0000E+00									
C ₁₀ H ₈ (kmol/h)	0,0000E+00	2,8076E-04	1,4623E-26	8,3966E-24						
C (kmol/h)	0,0000E+00									
SiO ₂ (kmol/h)	0,0000E+00									
NH ₃ (kmol/h)	0,0000E+00	8,1541E-03	2,0166E-05	2,3530E-02						
NO (kmol/h)	0,0000E+00									
HCN (kmol/h)	0,0000E+00	3,3518E-07	5,8313E-26	9,5493E-20						

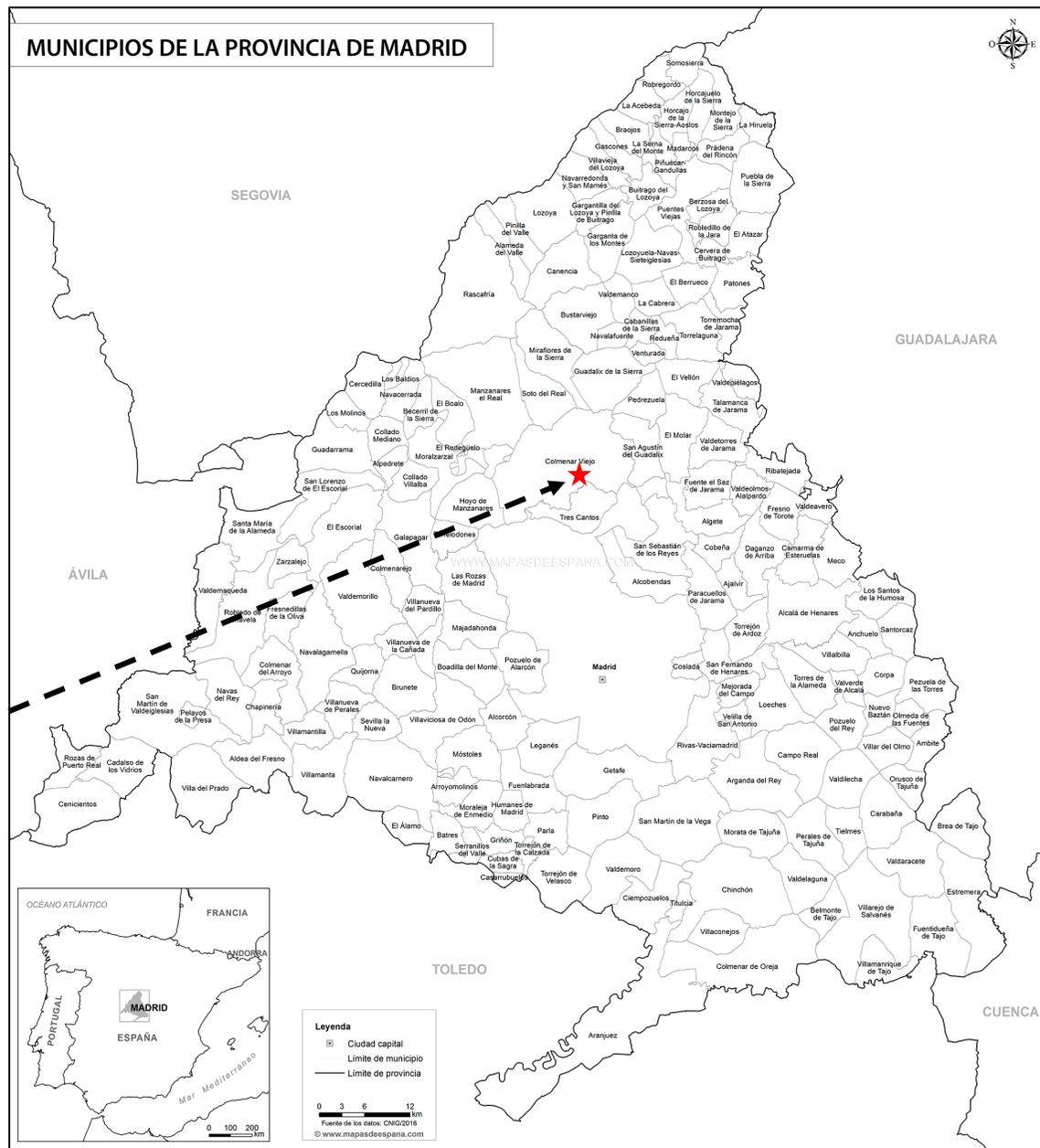
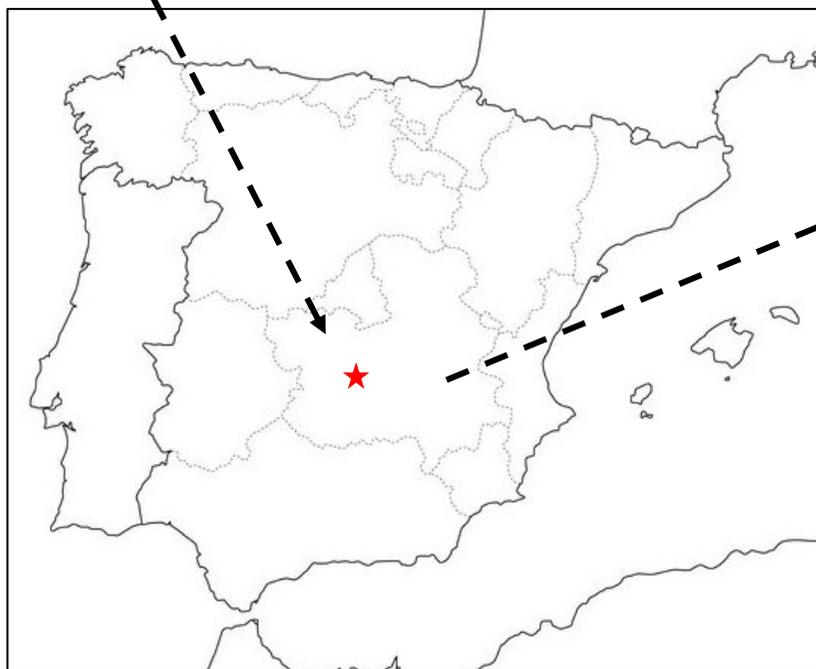
STREAM NAME	AQWASH2	AQWASH3	AQWASH4	AQWASH5	AQWASH6	AQWASH7	AQWASH8	AQWASH9	BIO+AR3	CHAR+AR1
H ₂ (kmol/h)	9,8672E-01	9,8672E-01	5,6853E-05	5,6853E-05	2,7618E-34	2,7618E-34	2,7578E-34	2,7578E-34	4,8696E+01	0,0000E+00
O ₂ (kmol/h)	1,8564E-09	1,8564E-09	1,1100E-12	1,1100E-12	1,4326E-03	1,4326E-03	1,4305E-03	1,4305E-03	0,0000E+00	0,0000E+00
N ₂ (kmol/h)	8,1636E-11	8,1636E-11	3,6209E-15	3,6209E-15	3,5824E-04	3,5824E-04	3,5772E-04	3,5772E-04	0,0000E+00	7,6929E-02
CO (kmol/h)	7,0918E+00	7,0918E+00	2,4981E-04	2,4981E-04	6,2455E-35	6,2455E-35	6,2364E-35	6,2364E-35	2,3594E+01	0,0000E+00
CO ₂ (kmol/h)	9,7238E-01	9,7238E-01	1,9195E-03	1,9195E-03	1,6577E-23	1,6577E-23	1,6553E-23	1,6553E-23	4,9494E-01	0,0000E+00
H ₂ O (kmol/h)	1,4081E+03	1,4081E+03	1,4025E+03	1,4025E+03	1,3731E+03	1,3731E+03	1,3877E+03	1,3877E+03	1,0532E+01	0,0000E+00
CH ₄ (kmol/h)	3,0289E-05	3,0289E-05	9,0606E-09	9,0606E-09	8,7840E-34	8,7840E-34	8,7712E-34	8,7712E-34	4,0597E-05	0,0000E+00
C ₂ H ₄ (kmol/h)	3,5168E+00	3,5168E+00	1,6561E-03	1,6561E-03	2,4691E-27	2,4691E-27	2,4655E-27	2,4655E-27	1,7911E+00	0,0000E+00
C ₂ H ₆ (kmol/h)	3,6159E-01	3,6159E-01	1,2953E-04	1,2953E-04	3,6975E-29	3,6975E-29	3,6922E-29	3,6922E-29	1,8390E-01	0,0000E+00
C ₆ H ₆ (kmol/h)	2,9536E-01	2,9536E-01	1,3607E-03	1,3607E-03	1,8590E-21	1,8590E-21	1,8563E-21	1,8563E-21	3,1728E-01	0,0000E+00
C ₇ H ₈ (kmol/h)	4,5361E-01	4,5361E-01	1,0736E-04	1,0736E-04	2,3970E-30	2,3970E-30	2,3935E-30	2,3935E-30	4,5233E-01	0,0000E+00
C ₆ H ₆ O (kmol/h)	0,0000E+00									
C ₁₀ H ₈ (kmol/h)	1,1041E-01	1,1041E-01	2,8076E-04	2,8076E-04	1,0026E-23	1,0026E-23	1,0011E-23	1,0011E-23	5,6151E-02	0,0000E+00
C (kmol/h)	0,0000E+00	1,7830E+01								
SiO ₂ (kmol/h)	0,0000E+00	5,9916E+02	5,6920E+02							
NH ₃ (kmol/h)	2,3633E-02	2,3633E-02	2,1980E-02	2,1980E-02	1,3826E-02	1,3826E-02	1,3806E-02	1,3806E-02	9,3779E-05	0,0000E+00
NO (kmol/h)	0,0000E+00									
HCN (kmol/h)	3,5157E-05	3,5157E-05	3,3518E-07	3,3518E-07	3,9980E-23	3,9980E-23	3,9921E-23	3,9921E-23	1,7880E-05	0,0000E+00

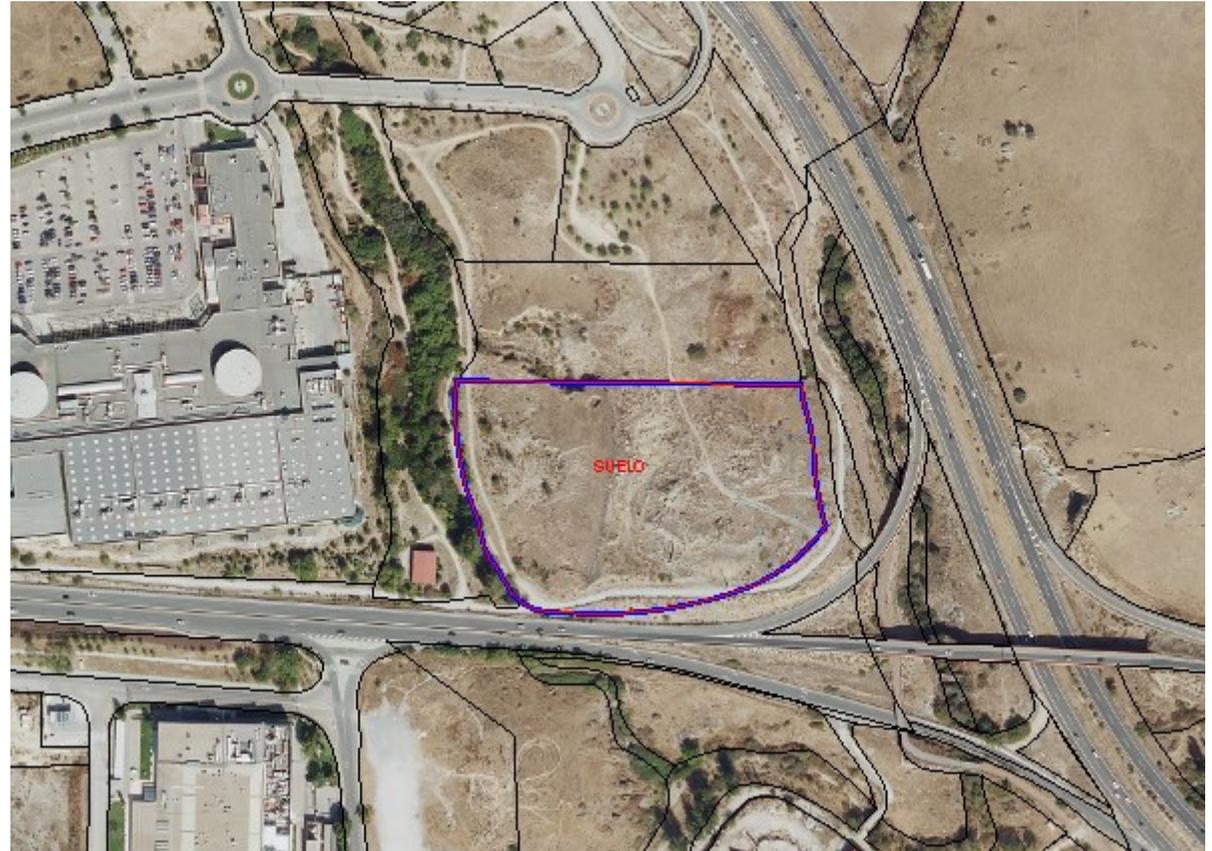
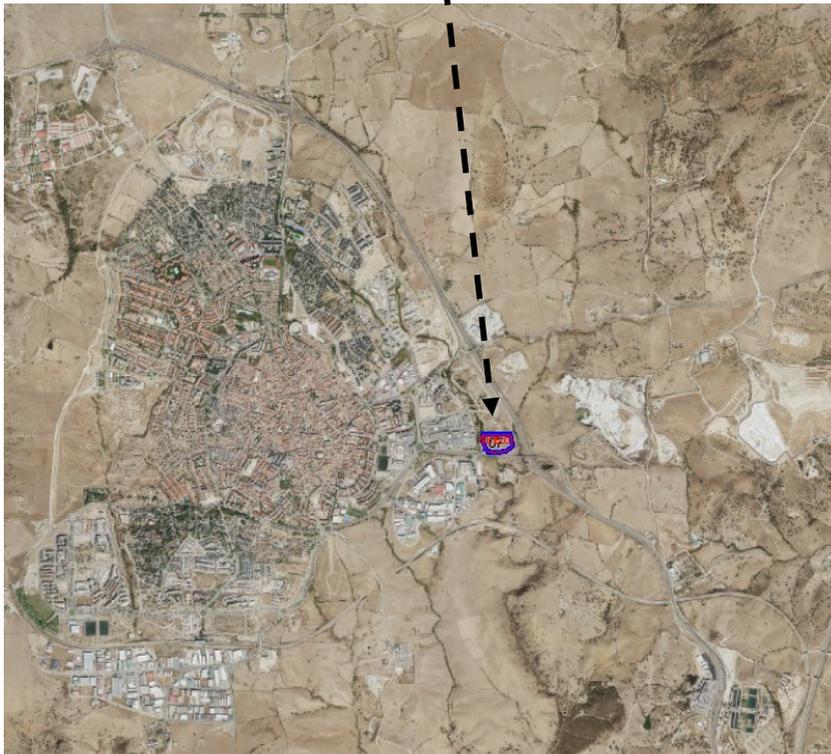
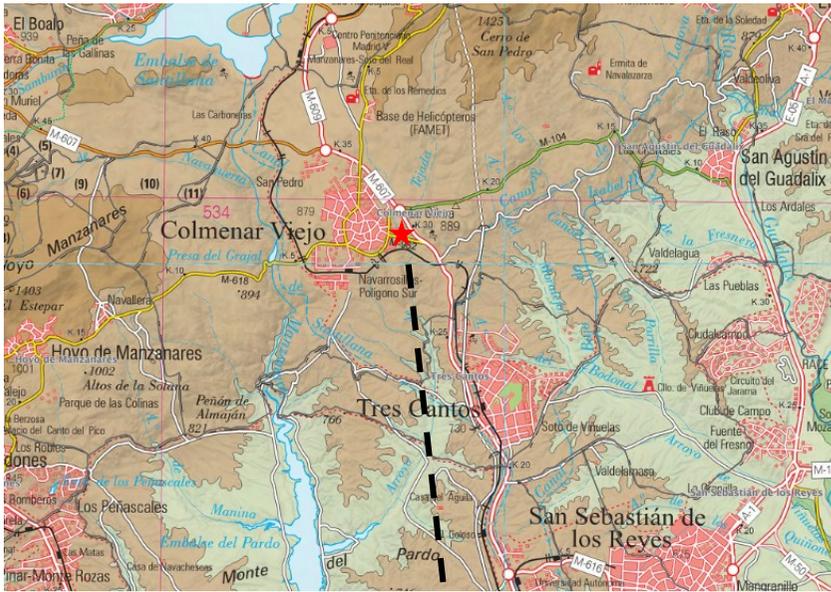
STREAM NAME	CHAR+AR2	FLUEGAS1	FLUEGAS2	GAS-CICL	GAS-FILT	GASES1	HCBURNER	HCGAS	NULL	PYRINT2
H ₂ (kmol/h)	0,0000E+00	5,9172E-07	5,9172E-07	1,4445E+02	1,4445E+02	1,4445E+02	4,8126E-01	5,0541E-01	0,0000E+00	6,3006E+00
O ₂ (kmol/h)	0,0000E+00	4,3579E+00	4,3579E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	9,0493E-10	9,5034E-10	0,0000E+00	1,4082E-02
N ₂ (kmol/h)	7,6929E-02	1,3014E+02	1,3014E+02	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	3,9817E-11	4,1815E-11	0,0000E+00	7,7039E-02
CO (kmol/h)	0,0000E+00	2,6637E-06	2,6637E-06	6,9987E+01	6,9987E+01	6,9987E+01	3,4590E+00	3,6326E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
CO ₂ (kmol/h)	0,0000E+00	2,9429E+01	2,9429E+01	1,4681E+00	1,4681E+00	1,4681E+00	4,7335E-01	4,9711E-01	0,0000E+00	0,0000E+00
H ₂ O (kmol/h)	0,0000E+00	8,7139E+00	8,7139E+00	3,1241E+01	3,1241E+01	3,1241E+01	2,7436E+00	2,8812E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
CH ₄ (kmol/h)	0,0000E+00	9,6341E-34	9,6341E-34	1,2042E-04	1,2042E-04	1,2042E-04	1,4770E-05	1,5511E-05	0,0000E+00	0,0000E+00
C ₂ H ₄ (kmol/h)	0,0000E+00	1,1456E-35	1,1456E-35	5,3128E+00	5,3128E+00	5,3128E+00	1,7145E+00	1,8006E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
C ₂ H ₆ (kmol/h)	0,0000E+00	4,2466E-38	4,2466E-38	5,4550E-01	5,4550E-01	5,4550E-01	1,7630E-01	1,8515E-01	0,0000E+00	0,0000E+00
C ₆ H ₆ (kmol/h)	0,0000E+00	1,3838E-35	1,3838E-35	9,4113E-01	9,4113E-01	9,4113E-01	1,4340E-01	1,5060E-01	0,0000E+00	0,0000E+00
C ₇ H ₈ (kmol/h)	0,0000E+00	2,0164E-37	2,0164E-37	1,3417E+00	1,3417E+00	1,3417E+00	2,2120E-01	2,3230E-01	0,0000E+00	0,0000E+00
C ₆ H ₆ O (kmol/h)	0,0000E+00	2,6242E-36	2,6242E-36	0,0000E+00						
C ₁₀ H ₈ (kmol/h)	0,0000E+00	2,5983E-50	2,5983E-50	1,6656E-01	1,6656E-01	1,6656E-01	5,3716E-02	5,6412E-02	0,0000E+00	0,0000E+00
C (kmol/h)	1,8769E+01	0,0000E+00	3,3126E-15	2,5359E+01						
SiO ₂ (kmol/h)	5,9916E+02	0,0000E+00	1,0575E-13	0,0000E+00						
NH ³ (kmol/h)	0,0000E+00	6,3607E-15	6,3607E-15	2,7817E-04	2,7817E-04	2,7817E-04	8,0628E-04	8,4673E-04	0,0000E+00	0,0000E+00
NO (kmol/h)	0,0000E+00	1,1997E-02	1,1997E-02	0,0000E+00						
HCN (kmol/h)	0,0000E+00	2,2628E-23	2,2628E-23	5,3037E-05	5,3037E-05	5,3037E-05	1,6985E-05	1,7837E-05	0,0000E+00	0,0000E+00

STREAM NAME	PYRINT3	PYRINT4	PYROUT1	PYROUT2	PYROUT3	PYROUT4	REPLH2O	SANDAHOT	SANDCOLD	SOL-CICL
H2 (KMOL/H)	6,0336E+00	1,3333E+02	1,3333E+02	1,3937E+02	1,4445E+02	1,4445E+02	0,0000E+00	5,9172E-07	4,8126E-01	0,0000E+00
O2 (KMOL/H)	8,9852E-24	0,0000E+00	0,0000E+00	8,9852E-24	8,9852E-24	0,0000E+00	0,0000E+00	4,3579E+00	3,4575E+01	0,0000E+00
N2 (KMOL/H)	7,6929E-02	0,0000E+00	0,0000E+00	7,6929E-02	7,6929E-02	0,0000E+00	0,0000E+00	1,3014E+02	1,3014E+02	0,0000E+00
CO (KMOL/H)	2,6743E-02	5,6357E+01	5,6357E+01	5,6384E+01	6,9987E+01	6,9987E+01	0,0000E+00	2,6637E-06	3,4590E+00	0,0000E+00
CO2 (KMOL/H)	5,1374E-06	7,0043E+00	7,0043E+00	7,0043E+00	1,4681E+00	1,4681E+00	0,0000E+00	2,9429E+01	4,7335E-01	0,0000E+00
H2O (KMOL/H)	1,4113E-03	3,3655E+01	3,3655E+01	3,3657E+01	3,1241E+01	3,1241E+01	1,6653E+01	8,7139E+00	2,7436E+00	0,0000E+00
CH4 (KMOL/H)	1,3267E-01	1,0776E+00	1,0776E+00	1,2102E+00	1,2042E-04	1,2042E-04	0,0000E+00	9,6341E-34	1,4770E-05	0,0000E+00
C2H4 (KMOL/H)	6,4050E-06	5,2841E+00	5,2841E+00	5,2841E+00	5,3128E+00	5,3128E+00	0,0000E+00	1,1456E-35	1,7145E+00	0,0000E+00
C2H6 (KMOL/H)	1,8214E-06	5,4549E-01	5,4549E-01	5,4550E-01	5,4550E-01	5,4550E-01	0,0000E+00	4,2466E-38	1,7630E-01	0,0000E+00
C6H6 (KMOL/H)	3,3072E-13	8,5802E-01	8,5802E-01	8,5802E-01	9,4113E-01	9,4113E-01	0,0000E+00	1,3838E-35	1,4340E-01	0,0000E+00
C7H8 (KMOL/H)	1,6053E-16	1,4162E+00	1,4162E+00	1,4162E+00	1,3417E+00	1,3417E+00	0,0000E+00	2,0164E-37	2,2120E-01	0,0000E+00
C6H6O (KMOL/H)	8,1037E-20	1,1513E-01	1,1513E-01	1,1513E-01	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	2,6242E-36	0,0000E+00	0,0000E+00
C10H8 (KMOL/H)	2,5548E-21	1,4354E-01	1,4354E-01	1,4354E-01	1,6656E-01	1,6656E-01	0,0000E+00	2,5983E-50	5,3716E-02	0,0000E+00
C (KMOL/H)	2,5199E+01	0,0000E+00	0,0000E+00	2,5199E+01	1,8769E+01	9,3843E-01	0,0000E+00	0,0000E+00	1,8769E+01	9,3843E-01
SIO2 (KMOL/H)	0,0000E+00	5,9916E+02	5,9916E+02	5,9916E+02	5,9916E+02	2,9958E+01	0,0000E+00	5,9916E+02	5,9916E+02	2,9958E+01
NH3 (KMOL/H)	1,8440E-04	9,3779E-05	9,3779E-05	2,7817E-04	2,7817E-04	2,7817E-04	0,0000E+00	6,3607E-15	8,0628E-04	0,0000E+00
NO (KMOL/H)	3,2727E-16	0,0000E+00	0,0000E+00	3,2727E-16	3,2727E-16	0,0000E+00	0,0000E+00	1,1997E-02	0,0000E+00	0,0000E+00
HCN (KMOL/H)	3,5157E-05	1,7880E-05	1,7880E-05	5,3037E-05	5,3037E-05	5,3037E-05	0,0000E+00	2,2628E-23	1,6985E-05	0,0000E+00

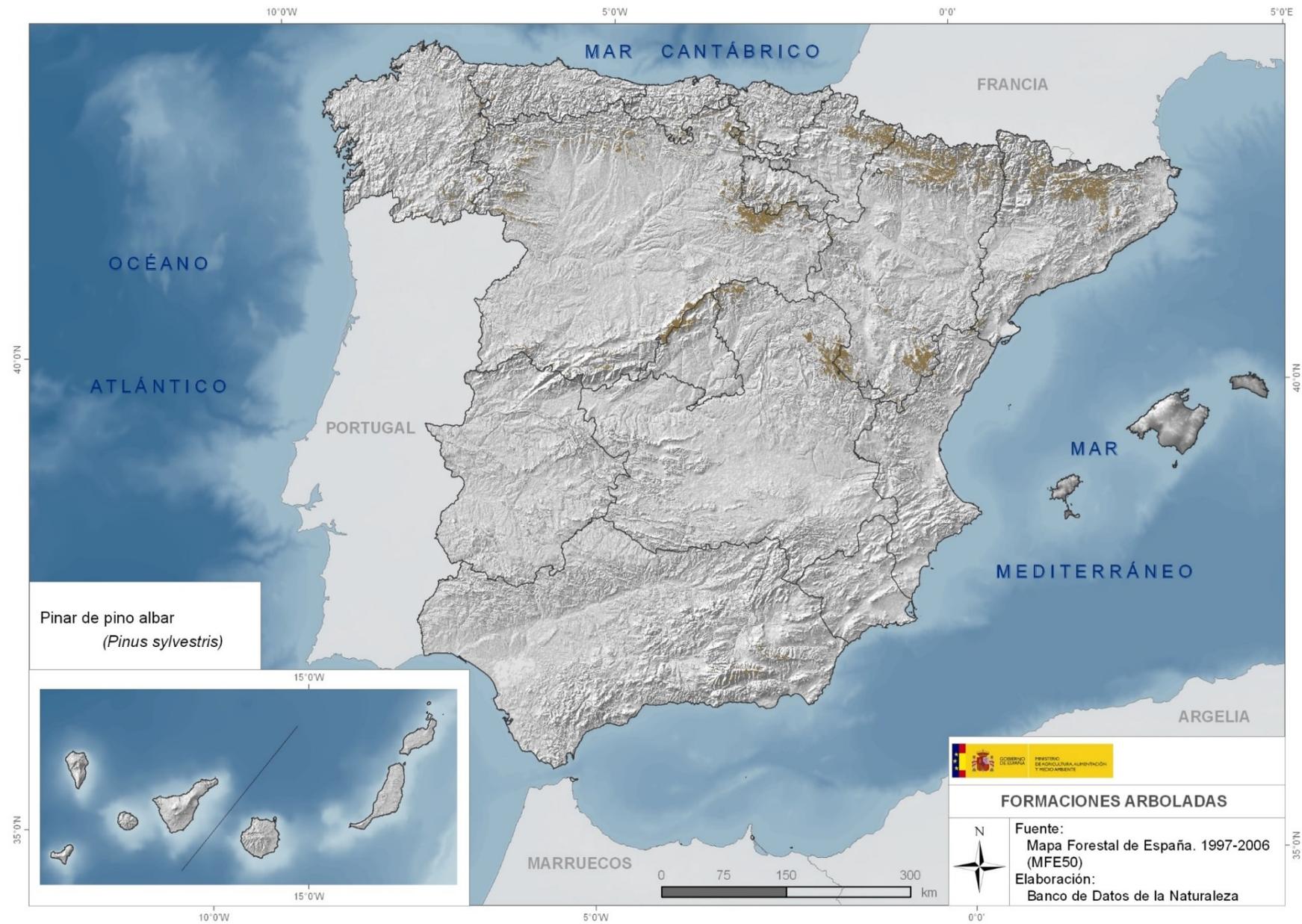
STREAM NAME	SYNGAS1	SYNGAS2	SYNGAS3	SYNGAS4	SYNGAS5	SYNGAS6	SYNGREC1	SYNGREC2	SYNGREC4	VOLSEP1
H2 (KMOL/H)	9,5750E+01	9,5750E+01	9,5750E+01	9,4764E+01	9,4764E+01	9,4764E+01	4,8696E+01	4,8696E+01	4,8696E+01	9,8666E-01
O2 (KMOL/H)	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	1,4295E-03	1,4295E-03	1,4295E-03	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	1,8553E-09
N2 (KMOL/H)	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	3,5700E-04	3,5700E-04	3,5700E-04	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	8,1633E-11
CO (KMOL/H)	4,6393E+01	4,6393E+01	4,6393E+01	3,9301E+01	3,9301E+01	3,9301E+01	2,3594E+01	2,3594E+01	2,3594E+01	7,0916E+00
CO2 (KMOL/H)	9,7319E-01	9,7319E-01	9,7319E-01	8,1480E-04	8,1480E-04	8,1480E-04	4,9494E-01	4,9494E-01	4,9494E-01	9,7046E-01
H2O (KMOL/H)	2,0709E+01	2,0709E+01	2,0709E+01	2,8276E-01	2,8276E-01	2,8276E-01	1,0532E+01	1,0532E+01	1,0532E+01	5,6248E+00
CH4 (KMOL/H)	7,9826E-05	7,9826E-05	7,9826E-05	4,9536E-05	4,9536E-05	4,9536E-05	4,0597E-05	4,0597E-05	4,0597E-05	3,0280E-05
C2H4 (KMOL/H)	3,5218E+00	3,5218E+00	3,5218E+00	5,0140E-03	5,0140E-03	5,0140E-03	1,7911E+00	1,7911E+00	1,7911E+00	3,5151E+00
C2H6 (KMOL/H)	3,6160E-01	3,6160E-01	3,6160E-01	1,1931E-05	1,1931E-05	1,1931E-05	1,8390E-01	1,8390E-01	1,8390E-01	3,6146E-01
C6H6 (KMOL/H)	6,2386E-01	6,2386E-01	6,2386E-01	3,2849E-01	3,2849E-01	3,2849E-01	3,1728E-01	3,1728E-01	3,1728E-01	2,9400E-01
C7H8 (KMOL/H)	8,8940E-01	8,8940E-01	8,8940E-01	4,3576E-01	4,3576E-01	4,3576E-01	4,5232E-01	4,5232E-01	4,5232E-01	4,5350E-01
C6H6O (KMOL/H)	0,0000E+00									
C10H8 (KMOL/H)	1,1041E-01	1,1041E-01	1,1041E-01	2,1014E-29	2,1014E-29	2,1014E-29	5,6151E-02	5,6151E-02	5,6151E-02	1,1013E-01
C (KMOL/H)	0,0000E+00									
SiO2 (KMOL/H)	0,0000E+00									
NH3 (KMOL/H)	1,8440E-04	1,8440E-04	1,8440E-04	8,1343E-05	8,1343E-05	8,1343E-05	9,3778E-05	9,3778E-05	9,3778E-05	1,6530E-03
NO (KMOL/H)	0,0000E+00									
HCN (KMOL/H)	3,5157E-05	3,5157E-05	3,5157E-05	7,8205E-22	7,8205E-22	7,8205E-22	1,7880E-05	1,7880E-05	1,7880E-05	3,4822E-05

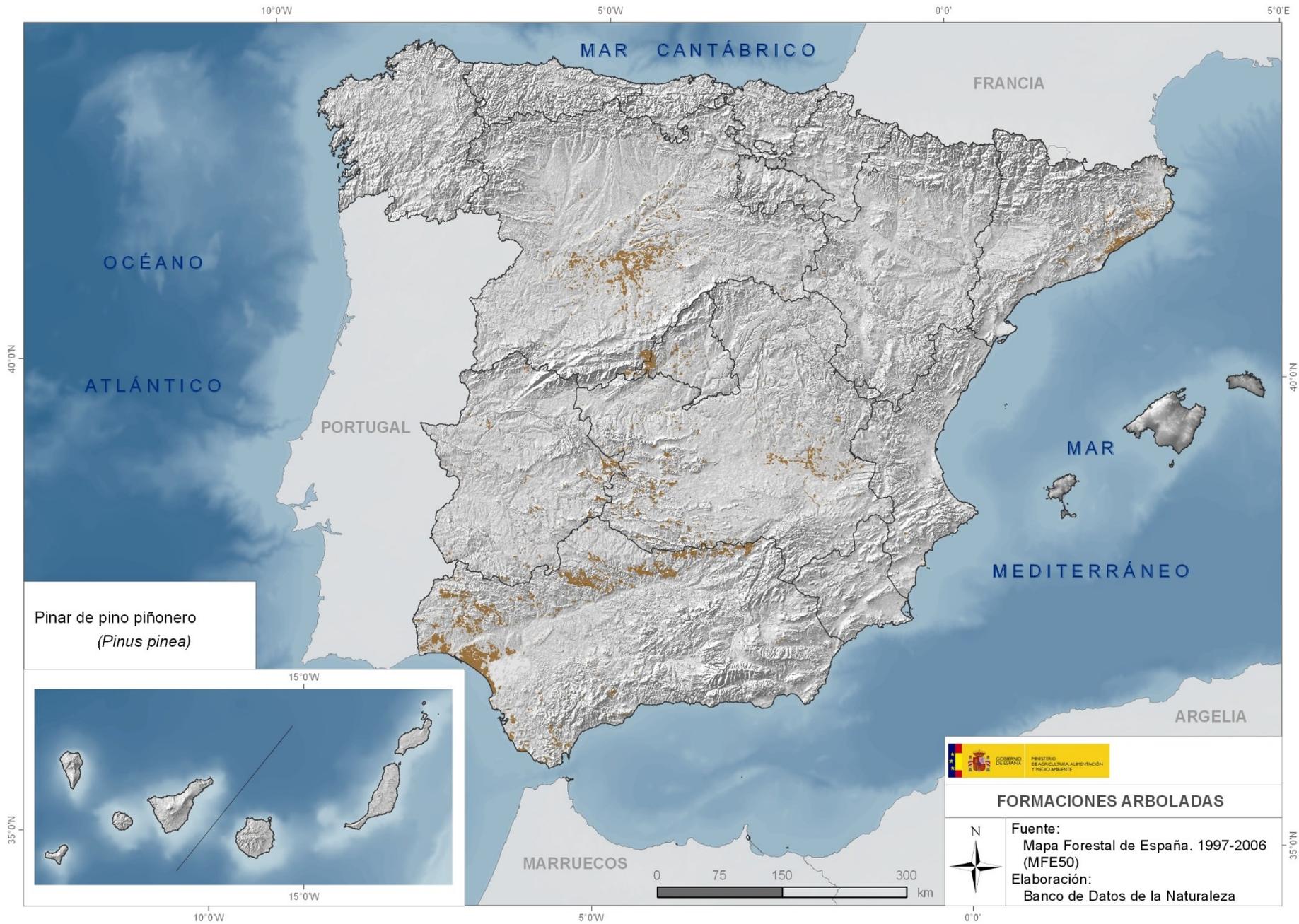
Apéndice 13. Localización de la Planta

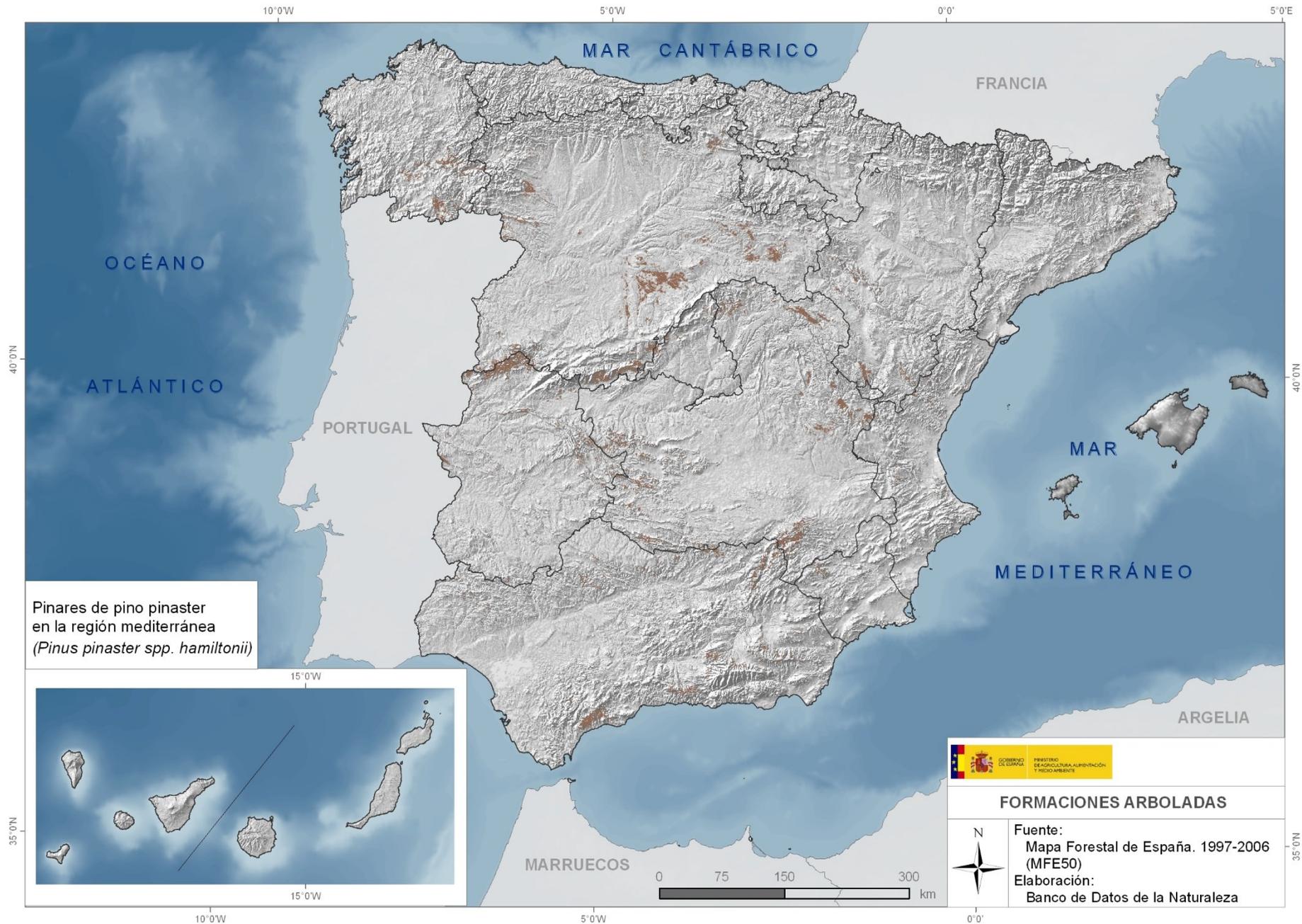




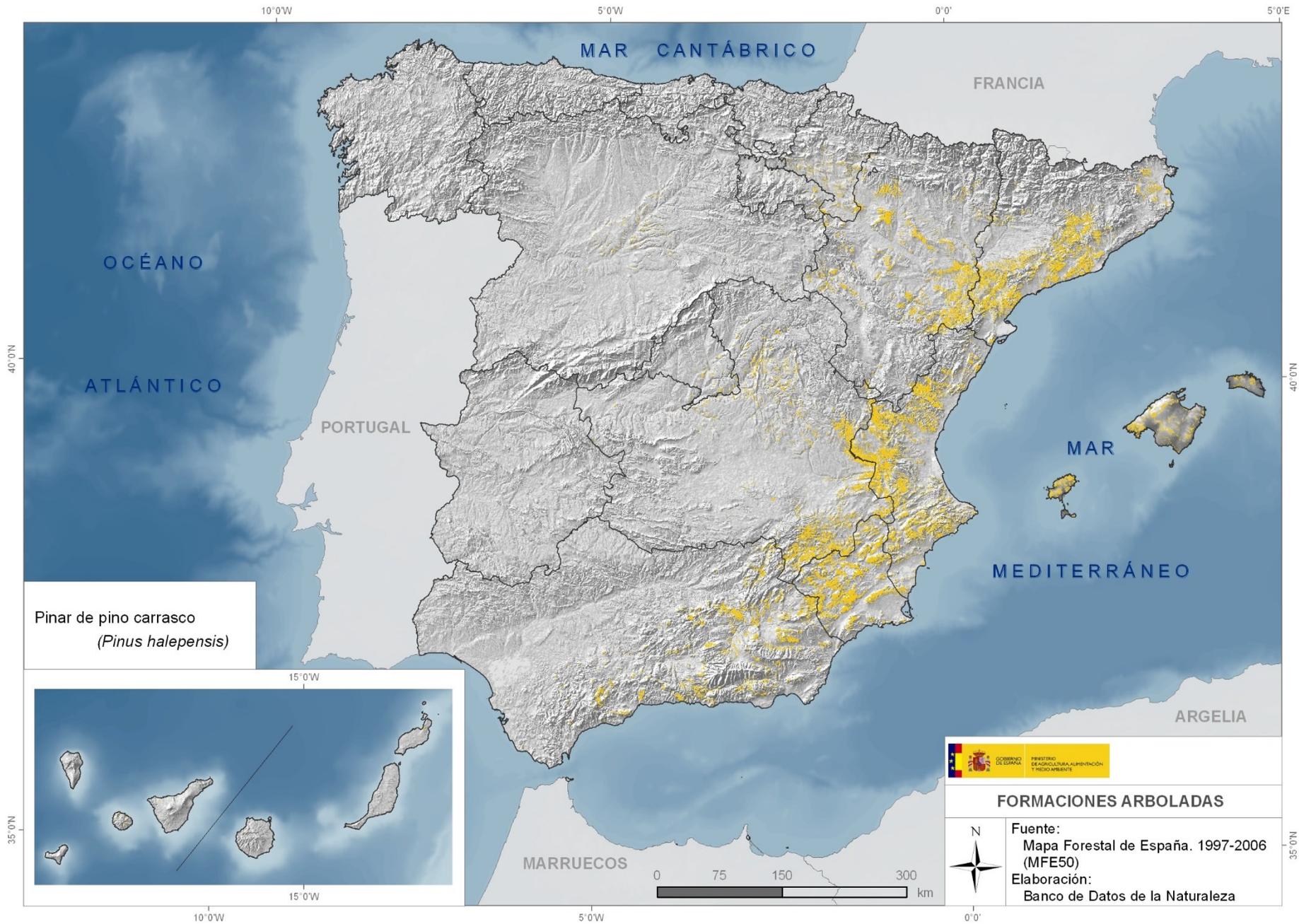
Apéndice I4. Distribución de especies de pino y de espacios naturales protegidos en España







Pinares de pino pinaster en la región mediterránea (*Pinus pinaster* spp. *hamiltonii*)



Apéndice 15. VAN del Proceso

Tabla 27: VAN del Proceso

AÑOS	0	1	2	3	4	5	6
VENTAS				5.178.400,00 €	5.178.400,00 €	5.178.400,00 €	5.178.400,00 €
COSTES				- 2.304.000,00 €	- 2.304.000,00 €	- 2.304.000,00 €	- 2.304.000,00 €
BAI				2.874.400,00 €	2.874.400,00 €	2.874.400,00 €	2.874.400,00 €
IMPUESTOS				- 718.600,00 €	- 718.600,00 €	- 718.600,00 €	- 718.600,00 €
BDI				2.155.800,00 €	2.155.800,00 €	2.155.800,00 €	2.155.800,00 €
AMORTIZACION				- 462.352,69 €	- 462.352,69 €	- 462.352,69 €	- 462.352,69 €
FLUJO NETO CAJA	- 9.247.053,83 €			1.693.447,31 €	1.693.447,31 €	1.693.447,31 €	1.693.447,31 €
VAN	- 9.247.053,83 €			1.421.851,02 €	1.341.368,88 €	1.265.442,34 €	1.193.813,53 €

AÑOS	7	8	9	10	11	12	13
VENTAS	5.178.400,00 €	5.178.400,00 €	5.178.400,00 €	5.178.400,00 €	5.178.400,00 €	5.178.400,00 €	5.178.400,00 €
COSTES	- 2.304.000,00 €	- 2.304.000,00 €	- 2.304.000,00 €	- 2.304.000,00 €	- 2.304.000,00 €	- 2.304.000,00 €	- 2.304.000,00 €
BAI	2.874.400,00 €	2.874.400,00 €	2.874.400,00 €	2.874.400,00 €	2.874.400,00 €	2.874.400,00 €	2.874.400,00 €
IMPUESTOS	- 718.600,00 €	- 718.600,00 €	- 718.600,00 €	- 718.600,00 €	- 718.600,00 €	- 718.600,00 €	- 718.600,00 €
BDI	2.155.800,00 €	2.155.800,00 €	2.155.800,00 €	2.155.800,00 €	2.155.800,00 €	2.155.800,00 €	2.155.800,00 €
AMORTIZACION	- 462.352,69 €	- 462.352,69 €	- 462.352,69 €	- 462.352,69 €	- 462.352,69 €	- 462.352,69 €	- 462.352,69 €
FLUJO NETO CAJA	1.693.447,31 €	1.693.447,31 €	1.693.447,31 €	1.693.447,31 €	1.693.447,31 €	1.693.447,31 €	1.693.447,31 €
VAN	1.126.239,18 €	1.062.489,79 €	1.002.348,86 €	945.612,13 €	892.086,92 €	841.591,43 €	793.954,18 €

AÑOS	14	15	16	17	18	19	20
VENTAS	5.178.400,00 €	5.178.400,00 €	5.178.400,00 €	5.178.400,00 €	5.178.400,00 €	5.178.400,00 €	5.178.400,00 €
COSTES	- 2.304.000,00 €	- 2.304.000,00 €	- 2.304.000,00 €	- 2.304.000,00 €	- 2.304.000,00 €	- 2.304.000,00 €	- 2.304.000,00 €
BAI	2.874.400,00 €	2.874.400,00 €	2.874.400,00 €	2.874.400,00 €	2.874.400,00 €	2.874.400,00 €	2.874.400,00 €
IMPUESTOS	- 718.600,00 €	- 718.600,00 €	- 718.600,00 €	- 718.600,00 €	- 718.600,00 €	- 718.600,00 €	- 718.600,00 €
BDI	2.155.800,00 €	2.155.800,00 €	2.155.800,00 €	2.155.800,00 €	2.155.800,00 €	2.155.800,00 €	2.155.800,00 €
AMORTIZACION	- 462.352,69 €	- 462.352,69 €	- 462.352,69 €	- 462.352,69 €	- 462.352,69 €	- 462.352,69 €	- 462.352,69 €
FLUJO NETO CAJA	1.693.447,31 €	1.693.447,31 €	1.693.447,31 €	1.693.447,31 €	1.693.447,31 €	1.693.447,31 €	1.693.447,31 €
VAN	749.013,38 €	706.616,39 €	666.619,24 €	628.886,08 €	593.288,75 €	559.706,37 €	528.024,88 €
VAN ACUMULADO							7.071.899,51 €

