

UNIVERSIDAD NACIONAL DEL CALLAO
FACULTAD DE INGENIERÍA MECÁNICA Y DE ENERGÍA
ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERÍA MECÁNICA



“DISEÑO DE UN REACTOR PROTOTIPO DE
LECHO FLUIDIZADO CIRCULANTE DE 500 kW
PARA OBTENER UN COMBUSTIBLE GASEOSO
EMPLEANDO HOJA DE CAÑA DE AZÚCAR.
PARAMONGA - LIMA”

TESIS PARA OPTAR EL GRADO ACADÉMICO DE
INGENIERO MECÁNICO

FERNANDO CALLE FUENTES

Callao, 2019

PERÚ

HOJA DE REFERENCIA DEL JURADO Y APROBACIÓN:

DEDICATORIA

A mi padre, a quien admiro y agradezco sus sabios consejos para no rendirme nunca.

A mi madre, con todo el cariño y amor por su constante apoyo.

A mi hermana por ser fuente de inspiración y seguir mejorando a pesar de las adversidades de la vida

AGRADECIMIENTOS

Este trabajo de investigación realizado en la Universidad Nacional del Callao representa el esfuerzo y la dedicación mía y de cada uno de las personas que, directa o indirectamente, participaron dándome consejos, apoyándome en la recopilación de información, corrigiéndome y animándome a no darme por vencido. Es por esas razones que en este apartado deseo agradecer la experiencia y el apoyo brindado a las personas que me motivaron a culminar este trabajo.

A mi padre, Hernán Calle, por brindarme su apoyo incondicional y escuchar sus palabras de aliento cada vez que las necesitaba, por sus consejos, y el empuje que me dio para comenzar este arduo trabajo de tesis.

A mi madre, Corina Fuentes; por no dejar que el miedo al fracaso consuma mi motivada actitud y rescatarme del pesimismo que debes en cuando aparecía durante este proceso de investigación.

A mi novia, Karina Quispe, mi más sincero agradecimiento por facilitarme una entrevista con el ing. Ángel Quispe, quien me conectó con diferentes contactos expertos en el tema de gasificación, de quienes obtuve información valiosa y muy provechosa para la continuidad de mi investigación.

A mis compañeros, amigos, docentes e ingenieros tanto de mi casa de estudios, la Universidad Nacional del Callao, como de la empresa azucarera, Agro Industrial Paramonga, de quienes siempre obtuve consejos de vida, esfuerzo y experiencia que me orientaron a seguir esta hermosa carrera, la Ingeniería Mecánica.

Las palabras jamás serán suficientes para testimoniar mi aprecio y mi agradecimiento.

A todos ustedes, mi mayor reconocimiento y gratitud.

ÍNDICE

RESUMEN.....	8
ABSTRACT.....	9
INTRODUCCION.....	10
CAPITULO I PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	12
1.1 Descripción de la realidad problemática.....	12
1.2 Formulación del problema.....	13
1.2.1 Problema general.....	13
1.2.2 Problemas específicos.....	13
1.3 Objetivos.....	13
1.3.1 Objetivo general.....	13
1.3.2 Objetivos específicos.....	13
1.4 Limitantes de la investigación.....	13
1.4.1 Limitación teórica.....	13
1.4.2 Limitación temporal.....	14
1.4.3 Limitación espacial.....	14
CAPITULO II MARCO TEORICO.....	15
2.1 Antecedentes de la investigación.....	15
2.1.1 Antecedentes nacionales.....	15
2.1.2 Antecedentes internacionales.....	17
2.2 Bases teóricas.....	19
2.2.1 Biomasa.....	19
2.2.2 Gasificación.....	30
2.2.3 Hidrodinámica.....	44
2.2.4 Residuos de la caña de azúcar.....	56

2.2.5	Componentes de un gasificador LFC	59
2.3	Marco conceptual.....	72
2.4	Definición de términos básicos.....	75
CAPITULO III HIPOTESIS Y VARIABLES		77
3.1	Hipótesis	77
3.1.1	Hipótesis general.....	77
3.1.2	Hipótesis específica	77
3.2	Definición conceptual de variables	77
3.2.1	Variable independiente	77
3.2.2	Variable dependiente.....	77
3.3	Operacionalización de variables	78
CAPITULO IV DISEÑO METODOLÓGICO		79
4.1	Tipo y diseño de investigación	79
4.2	Método de investigación	79
4.3	Población y muestra	79
4.4	Lugar del estudio y periodo desarrollado	80
4.5	Técnicas e instrumentos para la recolección de la información.....	80
4.5.1	Técnicas de recolección de datos.....	80
4.5.2	Instrumentos de recolección de datos	80
4.6	Análisis y procesamiento de datos	81
4.6.1	Estimación de la composición de los gases en equilibrio.....	81
4.6.2	Dimensionamiento del Gasificador	85
4.6.3	Dimensionamiento del plenum	89
4.6.4	Dimensionamiento del distribuidor de aire	89
4.6.5	Dimensionamiento del ciclón	92
4.6.6	Dimensionamiento de la recirculación de solidos	95

4.6.7	Dimensionamiento del sistema de alimentación de biomasa	95
4.6.8	Material del cuerpo del gasificador	97
CAPITULO V RESULTADOS		100
CAPITULO VI DISCUSION DE RESULTADOS		102
6.1	Contrastación y demostración de la hipótesis con los resultados	102
6.2	Contrastación de los resultados con estudios similares	102
6.3	Responsabilidad ética	103
CONCLUSIONES		104
RECOMENDACIONES		105
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS		106
ANEXOS		110

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 2. 1 GENERACIÓN DE BIOMASA.....	19
FIGURA 2. 2 BASES PARA LA EXPRESIÓN DE LA COMPOSICIÓN DEL COMBUSTIBLE	24
FIGURA 2. 3 ESQUEMA DE UN GASIFICADOR DE LECHO FLUIDIZADO DE ALTA TEMPERATURA	37
FIGURA 2. 4 CLASIFICACIÓN DE PARTICULAS SEGUN GELDART	45
FIGURA 2. 5 CARACTERÍSTICAS DE UN FLUIDO EN UN LECHO FLUIDIZADO	47
FIGURA 2. 6 REGÍMENES DEL LECHO FLUIDIZADO	48
FIGURA 2. 7 FUERZAS ACTUANDO EN UNA PARTÍCULA SUSPENDIDA EN UN FLUJO ASCENDENTE	53
FIGURA 2. 8 UN LECHO FLUIDIZADO RÁPIDO COMPUESTO POR AGLOMERADOS SÓLIDOS QUE SE MUEVEN HACIA ARRIBA Y HACIA ABAJO EN UNA DISPERSIÓN DE SÓLIDOS MUY DILUIDA.....	55
FIGURA 2. 9 RESIDUOS DE FIBRA DE CAÑA DE AZÚCAR (BAGAZO) ALMACENADO.....	57
FIGURA 2. 10 HOJA DE CAÑA DE AZUCAR SECA.....	58
FIGURA 2. 11 HOJAS, COGOLLO Y DEMAS RESIDUOS DE DE CAÑA DE AZÚCAR (BROZA) ALMACENADO	59
FIGURA 2. 12 CÁMARA DE AIRE CON AIRE DE ENTRADA LATERAL.....	60
FIGURA 2. 13 CICLON CON ENTRADA TANGENCIAL Y BUSCADOR DE VORTICE.....	64
FIGURA 2. 14 VALVULAS NO MECANICAS.....	68
FIGURA 2. 15 DISTINTAS CONFIGURACIONES DE UNA TOLVA.....	72
FIGURA 2. 16 GASIFICADOR DE LECHO FLUIDIZADO BURBUJEANTE (IZQUIERDA), GASIFICADOR DE LECHO FLUIDIZADO CIRCULANTE (DERECHA).....	73
FIGURA 2. 17 PARTES DE LA CAÑA DE AZÚCAR	74

LISTA DE TABLAS

TABLA 2. 1 MÉTODOS ESTÁNDAR PARA EL ANÁLISIS DE LA COMPOSICIÓN DE LA BIOMASA	21
TABLA 2. 2 COMPARACIÓN DE ANÁLISIS ÚLTIMO DE ALGUNAS BIOMASAS Y OTROS COMBUSTIBLES FÓSILES.....	26
TABLA 2. 3 PROCESOS FISICO - QUÍMICOS DE LA GASIFICACIÓN	30
TABLA 2. 4 REACCIONES DE GASIFICACIÓN TÍPICA A 25°C	35
TABLA 2. 5 VALORES PARA C1 Y C2	51
TABLA 2. 6 VALORES PARA K1 Y K2.....	52
TABLA 2. 7 DIMENSIONES TIPICAS Y VELOCIDADES DE ENTRADA USADAS EN CICLONES UTILIZADOS EN CALDERAS LFC COMERCIALES.....	65
TABLA 2. 8 PROPORCIONES ESTANDAR DE CICLONES (REFERIDO A LA FIGURA 2. 13)	66
TABLA 3. 1 OPERACIONALIZACIÓN DE VARIABLES	78
TABLA 4. 1 COMPOSICION QUÍMICA DE LA HOJA DE CAÑA	81
TABLA 4. 2 DIMENSIONES DEL CICLON STAIRMAND	93
TABLA 4. 3 TIPOS DE ACEROS Y APLICACIONES EN ALGUNOS COMPONENTES ESPECÍFICOS	99

LISTA DE GRÁFICOS

GRAFICO 2. 1 CONVERSIÓN DE BIOMASA EN COMBUSTIBLE, GASES O PRODUCTOS QUÍMICOS	27
GRAFICO 2. 2 ETAPAS DE LA GASIFICACIÓN	31
GRAFICO 2. 3 TIPOS DE GASIFICADORES	36
GRAFICO 2. 4 CAIDA DE PRESION EN EL LECHO vs VELOCIDAD SUPERFICIAL DEL GAS	50
GRAFICO 2. 5 DETERMINACIÓN DE LA VELOCIDAD TERMINAL DE PARTÍCULAS QUE CAEN A TRAVÉS DE FLUIDOS	54
GRAFICO 4. 1 COMPOSICION VOLUMETRICA Y PODER CALORIFICO DEL GAS DE SINTESIS A DIFERENTES TEMPERATURAS Y 10.8% DE HUMEDAD	82
GRAFICO 4. 2 COMPOSICION VOLUMETRICA Y PODER CALORIFICO DEL GAS DE SINTESIS A DIFERENTES PORCENTAJES DE HUMEDAD A UNA TEMPERATURA DE 1000K.....	83
GRAFICO 4. 3 COMPOSICION VOLUMETRICA Y PODER CALORIFICO DEL GAS DE SINTESIS A DIFERENTES PORCENTAJES DE HUMEDAD A UNA TEMPERATURA DE 1100K.....	83
GRAFICO 4. 4 COMPOSICION VOLUMETRICA Y PODER CALORIFICO DEL GAS DE SINTESIS A DIFERENTES RATIOS DE EQUIVALENCIA A UNA TEMPERATURA DE 1000K.....	84
GRAFICO 4. 5 COMPOSICION VOLUMETRICA Y PODER CALORIFICO DEL GAS DE SINTESIS A DIFERENTES RATIOS DE EQUIVALENCIA A UNA TEMPERATURA DE 1100K.....	84

LISTA DE ANEXOS

ANEXO 1 ANALISIS QUIMICO DE LA HOJA DE CAÑA DE AZUCAR	110
ANEXO 2 CONSTANTES DE EQUILIBRIO A DISTINTAS TEMPERATURAS	111
ANEXO 3 ESFERICIDAD DE ALGUNAS PARTÍCULAS GRANULARES	111
ANEXO 4 COTIZACIÓN DEL GASIFICADOR	112
ANEXO 5 PODER CALORÍFICO ESTÁNDAR DE LOS CONSTITUYENTES DEL GAS TÍPICO PRODUCIDO A PARTIR DE LA GASIFICACIÓN DE BIOMASA	113
ANEXO 6 ENTALPIA DE GASES A DIFERENTES TEMPERATURAS A 25°C Y 1 ATM	114
ANEXO 7 ARTESA TUBULAR	115
ANEXO 8 ACCESORIO	116
ANEXO 9 CICLÓN	117
ANEXO 10 PLENUM	118
ANEXO 11 TRANSPORTADOR DE TORNILLO SIN FIN	119
ANEXO 12 TOLVA	120
ANEXO 13 CONEXION CICLON – REACTOR	121
ANEXO 14 PLATO DISTRIBUIDOR DE AIRE	122
ANEXO 15 TUYERE	123
ANEXO 16 VALVULA L	124
ANEXO 17 REACTOR	125
ANEXO 18 GASIFICADOR DE LECHO FLUIDIZADO CIRCULANTE	126
ANEXO 19 SOPLADOR DE AIRE	127
ANEXO 20 RODAMIENTO DE EMPUJE	127
ANEXO 21 PROPIEDADES DEL ACERO ASIS309 A ELEVADAS TEMPERATURAS	128
ANEXO 22 QUEMADOR	129
ANEXO 23 ACOPLAMIENTO ENTRE TORNILLO SIN FIN Y MOTORREDUCTOR	131
ANEXO 24 MOTORREDUCTOR DEL TORNILLO SIN FIN	132
ANEXO 25 MATRIZ DE CONSISTENCIA	133

RESUMEN

Esta investigación presenta el diseño del prototipo de un gasificador de hoja de caña de azúcar de lecho fluidizado circulante, con el fin de darle un uso alternativo a la biomasa residual de la industria azucarera de Paramonga, convirtiendo estos residuos agrícolas en un combustible gaseoso de bajo poder calorífico, el cual puede ser usado para la generación de energía eléctrica o energía térmica

Se tomó como base el análisis físico – químico de la hoja de caña, biomasa residual de las plantaciones agrícolas que abundan al norte de Lima y que dándoles un tratamiento antes de gasificarlas obtienen las características suficientes para ser usadas en un proceso termoquímico, lo que conlleva a su conversión en un combustible gaseoso

El gasificador emplea un reactor de 8 m de altura y 0.21 m de diámetro, un ciclón de 1.152 m de altura y 0.288 m de diámetro que separa el combustible gaseoso de las partículas que son recirculadas al reactor mediante una válvula L. La temperatura del reactor fue calculada para que opere a 827°C y a presión atmosférica, mientras que la alimentación de hoja de caña triturada varía entre 188 y 200 kg/h con una velocidad del gas de fluidización de 6 m/s.

La potencia térmica del gasificador es 500kW con una eficiencia estimada de 70 %. El poder calorífico del combustible gaseoso hallado mediante un sistema de 7 ecuaciones de equilibrio químico resultó ser de 5.5 MJ/Nm³ para un ratio de equivalencia de 0.3, conteniendo 28% de CO, 14% de H₂, y 0.3% de CH₄ como componentes principales del gas combustible.

Palabras clave: Lecho fluidizado circulante, reactor, Gas de síntesis, proceso termoquímico, biomasa, hoja de caña de azúcar.

ABSTRACT

This research presents the design of a circulating fluidized bed sugarcane gasifier in a pilot scale, in order to give an alternative use to the residual biomass of the Paramonga sugar industry, converting this agricultural waste into a low heating value gaseous fuel, which can be used for the generation of electrical energy or thermal energy

The physical - chemical analysis of the cane leaf, residual biomass of the agricultural plantations that abound in the north of Lima, was taken as a basis and giving them a treatment before gasifying them, they obtain sufficient characteristics to be used in a thermochemical process, which entails to its conversion into a gaseous fuel

The gasifier uses a reactor of 8 m high and 0.21 m in diameter, a cyclone of 1,152 m high and 0.288 m in diameter that separates the gaseous fuel from the particles that are recirculated to the reactor through of a L valve. The reactor temperature was calculated to operate at 827 °C and at atmospheric pressure, while the feed of crushed cane leaf varies between 188 and 200 kg / h with a fluidization gas velocity of 6 m / s.

The thermal power of the gasifier is 500kW with an estimated efficiency of 70%. The heating value of the gaseous fuel obtained from a system of 7 equations of chemical equilibrium was 5.5 MJ / Nm³ for an equivalence ratio of 0.3, containing 28% CO, 14% H₂, and 0.3% CH₄ as main components of the gaseous fuel.

Key words: Fluidized bed, reactor, Syngas, thermochemical process, biomass, sugar cane leaf.

INTRODUCCION

El arte de la gasificación de la biomasa es tan antiguo como nuestro hábitat natural. Este proceso ha estado en funcionamiento desde los primeros días de la vegetación en este planeta. El azul en un pantano es un ejemplo de la formación de gas metano a través de la descomposición de la biomasa y su posterior combustión en contacto con el aire. Los seres humanos, sin embargo, aprendieron a aprovechar estos procesos mucho más tarde.

En primer lugar, la aplicación a gran escala de la gasificación para la industria y la sociedad se concentró en el carbón como combustible. Fue principalmente para iluminar las calles de la ciudad y las casas de gente adinerada. El uso de la gasificación, aunque casi tan antigua como las tecnologías de combustión, no aumentó con la industrialización, al igual que la combustión del mismo debido a la oferta abundante y los bajos precios del petróleo y el gas natural.

En la actualidad, diversas industrias como las de procesamiento petroquímico, procesamiento de minerales, procesamiento físico, química y farmacéutica usan la fluidización de gas – sólido y en las industrias de conversión de energía, la biomasa agroindustrial es un combustible con características que permiten su gasificación en un medio fluidizado.

La hoja de caña de azúcar es uno de los residuos agrícolas en abundancia que existe en Paramonga y que puede ser considerado como biomasa. Estos residuos son usados para favorecer las cosechas, alimentación de ganado y también en muy pocas proporciones combustionado junto a grandes cantidades de bagazo en el horno de la caldera.

Es por eso que en esta investigación se desarrolló el diseño de un prototipo de reactor que gasificará mediante la inyección de aire en pocas cantidades, la biomasa residual (hoja de caña de azúcar) proveniente de las plantaciones de los cañaverales.

En el capítulo I, denominado Planteamiento del problema, se muestra la realidad problemática en las plantaciones de caña de azúcar, las cuales generan gran cantidad de residuos agrícolas cuando son cosechadas mecanizadamente o

manualmente en cuyo último caso las hojas de caña pueden ser quemadas a la intemperie para una mejor extracción de la propia caña.

En el capítulo II, Marco teórico, se profundiza en la búsqueda de antecedentes que aporten en el desarrollo de la investigación. Además se centra en la descripción y explicación de fundamentos y bases teóricas que ayuden al entendimiento del tema investigado.

En el capítulo III, se desarrolla la Operacionalización y definición de variables, además de la hipótesis que plantea la obtención de un gas combustible mediante la conversión termoquímica en un reactor de lecho fluidizado.

En el capítulo IV, Diseño metodológico, se tiene presente el enfoque cuantitativo y el diseño de la investigación se enmarca desde el punto de vista explorativo. Se desarrolla además los cálculos necesarios para el dimensionamiento del reactor de lecho fluidizado y su sistema de alimentación.

En el capítulo V se exponen los resultados obtenidos del diseño del reactor prototipo de lecho fluidizado circulante de 500 kW y su sistema de alimentación de biomasa agrícola como lo es la hoja de caña.

En el capítulo VI se analizan los resultados y se contrastan con la hipótesis planteada.

CAPITULO I

PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

1.1 Descripción de la realidad problemática

La industria azucarera de Paramonga cuenta con extensos terrenos destinados a la plantación de cañaverales de azúcar, los mismos que una vez que alcanzan la madurez deseada son cosechados para su traslado a la fábrica y su posterior uso industrial.

La caña de azúcar es una especie que se caracteriza por ser muy eficiente en el proceso fotosintético, y por tener una elevada capacidad para producir grandes cantidades de biomasa residual, y es justamente durante la cosecha de estos cañaverales que se genera como residuo agrícola de la caña (RAC) gran cantidad de materia indeseable que está comprendida por hojas verdes, hojas secas, la corona terminal (punta), algo de caña aun sin madurar y en algunos casos los restos del destronque, que se pueden utilizar para la alimentación animal, reciclar nutrientes y en forma de materia orgánica dentro del agrosistema, como cobertura vegetal del suelo para mantener la humedad y evitar la erosión, controlar plantas indeseables, así como la generación de energía.

Sin embargo, dichos residuos no son actualmente utilizados en Paramonga para la generación de energía térmica, eléctrica, a pesar de disponer de ellos en abundantes cantidades, además de que parte de esos residuos agrícolas son quemados en algunas cosechas de caña de azúcar generando así contaminación e incomodidad a las viviendas aledañas ya que las cenizas producto de la quema de hoja de caña se expanden por el viento.

Se propone quemar estos residuos agrícolas en un reactor prototipo de lecho fluidizado circulante (LFC) de 500 kW cuyo propósito es generar un combustible gaseoso denominado gas de síntesis, el cual puede emplearse como sucedáneo de los combustibles fósiles y así ser usados para la generación de energía o para su combustión en algunos procesos industriales.

1.2 Formulación del problema

1.2.1 Problema general

¿De qué manera el diseño de un reactor prototipo de lecho fluidizado circulante de 500 kW permite obtener un combustible gaseoso empleando hoja de caña de azúcar en Paramonga - Lima?

1.2.2 Problemas específicos

1. ¿Cómo determinar los parámetros de diseño para dimensionar el reactor prototipo de lecho fluidizado circulante de 500 kW y su sistema de alimentación?
2. ¿Cómo obtener la composición química de la hoja de caña de azúcar para estimar el poder calorífico del combustible gaseoso a obtener?

1.3 Objetivos

1.3.1 Objetivo general

Diseñar un reactor prototipo de lecho fluidizado circulante de 500 kW que permita obtener un combustible gaseoso empleando hoja de caña de azúcar en Paramonga - Lima.

1.3.2 Objetivos específicos

Determinar los parámetros de diseño para dimensionar el reactor prototipo de lecho fluidizado circulante de 500 kW y su sistema de alimentación.

Obtener la composición química de la hoja de caña de azúcar para estimar el poder calorífico del combustible gaseoso a obtener.

1.4 Limitantes de la investigación

1.4.1 Limitación teórica

Esta investigación permite la utilización de conocimientos teóricos sobre procesos termoquímicos y termodinámicos que involucran la transformación de biomasa en un combustible gaseoso denominado gas de síntesis.

1.4.2 Limitación temporal

Se estima que este trabajo de investigación se desarrolle en un lapso aproximado de 3 meses, periodo que comienza a partir de la aprobación del proyecto propuesto. Sin embargo la recopilación de información y reuniones con profesionales comienza meses antes.

1.4.3 Limitación espacial

Este estudio se desarrolló en la agroindustria azucarera de Paramonga donde la disponibilidad de biomasa residual agrícola de la caña de azúcar (RAC) es considerable por las extensas plantaciones de estos cañaverales.

CAPITULO II

MARCO TEORICO

2.1 Antecedentes de la investigación

2.1.1 Antecedentes nacionales

1. ESTREMADOYRO RUIZ, J. (2015). "Análisis de factibilidad para producción de energía utilizando un gasificador de hojas de caña de azúcar." Tesis para obtener el Título Profesional Ingeniero Mecánico-Eléctrico. Universidad de Piura. Perú.

El objetivo de este trabajo fue realizar un estudio de ingeniería básica en el cual se hizo un análisis de factibilidad para producción de energía a partir de residuos de caña de azúcar en el Perú mediante una investigación exploratoria sobre la biomasa a estudiar siguiéndose de un alcance descriptivo.

Conclusiones y resultados:

- a) Como resultados se obtuvo que las hojas de caña de azúcar recogidas del campo reúnen las características necesarias para su utilización en la producción de energía mediante el proceso de gasificación.
 - b) La tecnología de gasificación en lecho fluidizado es seleccionada por poseer flexibilidad en cuanto a la materia prima utilizada, facilidad en escalamiento, control, contenido de cenizas y en especial el manejo de las cenizas gracias a una temperatura casi constante en un plano transversal.
2. HUARAZ CHOI, C. (2012). Diseño de un gasificador de 25 kW para aplicaciones domésticas usando como combustible cascarilla de arroz. Tesis de pregrado en la Pontificia Universidad Católica del Perú.
Se busca diseñar un gasificador de 25 kW a base de cascarilla de arroz para su empleo en procesos de cocción.

Conclusiones y resultados:

- a) Finalmente se obtiene como resultado lo siguiente que la cascarilla de arroz reúne las características necesarias para su utilización en la producción de energía mediante el proceso de gasificación.
 - b) El gasificador tipo Downdraft fue seleccionado por ser adecuado para la aplicación en los procesos de cocción (mayores a 50 raciones), eso se debe a la potencia que se necesita, tipo de combustible a utilizar y la aplicación.
3. GARCIA VALLADOLID, R. (2017). “Desarrollo de metodología para validación experimental de un gasificador de lecho fluidizado burbujeante”. Tesis para optar el título de Ingeniero Mecánico-Eléctrico. Universidad de Piura. Perú.

El trabajo expuesto a continuación desarrolla el estudio de la gasificación en lecho fluidizado burbujeante para la implementación y validación de una planta piloto diseñada para una potencia de 70kW térmicos utilizando hojas de caña de azúcar trituradas como combustible principal para la obtención de un gas de síntesis, buscando resolver el problema de aglomeración de residuo y contaminación ambiental que produce la quema.

Conclusiones y resultados:

- a) Se obtuvo un flujo de gas combustible de $60 \text{ Nm}^3/h$ entrando $28.95 \text{ Kg de biomasa}/h$ y un flujo volumétrico de aire al plenum de $27.01 \text{ m}^3 \text{ de aire}/h$
- b) El reactor tiene una altura total de 2450mm , construido de planchas de Acero AISI 304 de 2mm de espesor y recubierto con lana de fibra de vidrio con un espesor de 3in, la zona del lecho y freedboard tienen un diámetro externo de 228mm, mientras para la zona de salida de gases el diámetro es de 468mm.

2.1.2 Antecedentes internacionales

1. CAMPOY NARANJO, Manuel. (2009). Gasificación de biomasa y residuos en lecho fluidizado: estudios en planta piloto. Para optar al Título de Doctor - Universidad de Sevilla. España.

El objetivo global buscado en este trabajo es evaluar, desde un punto de vista técnico y experimental, las actuaciones necesarias para la aplicación de medidas económicamente interesantes para la mejora del proceso de gasificación de biomasa en lecho fluidizado en operación autotérmica, de modo que se genere información valiosa para el escalado a plantas de tamaño industrial.

Conclusiones y resultados:

- a) Se concluye que la inyección de pequeñas cantidades de vapor a baja temperatura en el gasificador ocasiona una disminución de la temperatura de operación, un aumento de la concentración de hidrógeno y dióxido de carbono y una reducción del monóxido de carbono. El poder calorífico del gas generado se mantiene constante, mientras que la producción de gas seco y la conversión de carbono aumentan. Además, para unos valores determinados de proporción vapor-biomasa, la eficiencia de gasificación fría aumenta, alcanzándose un óptimo
- b) Para paliar la disminución de temperatura asociada al uso de vapor y mantener un nivel térmico adecuado en el gasificador, una opción interesante es el uso de aire enriquecido. De esta manera, se reduce la dilución con nitrógeno asociada al aire y se favorecen las reacciones de gasificación y reformado, por el aumento de la temperatura, principalmente, y por la mayor concentración de vapor. Estas condiciones desembocan en un aumento del poder calorífico del gas, la eficiencia de gasificación y la conversión de carbono.
- c) El concepto de gasificación basado en el uso de aire enriquecido y vapor, en el que los costes de producción del agente gasificante se mantienen relativamente bajos, parece ser compromiso interesante entre la gasificación con aire y la gasificación con vapor desde el punto de vista económico, pudiendo justificarse su implementación en algunos

escenarios basados en gasificación de biomasa para la producción de electricidad, como podría ser la modificación de pequeñas instalaciones de gasificación con aire ya existentes.

2. SÁNCHEZ LARIO, A. (2017). Diseño de una planta de gasificación con cogeneración para el aprovechamiento energético de la cascarilla de arroz en un proceso industrial. Proyecto presentado en la Universidad Politécnica de Madrid. España.

En el presente proyecto se pretende comprobar y demostrar la viabilidad de un sistema de cogeneración usando biomasa gasificada como combustible. El gas es obtenido mediante la gasificación de la biomasa producida en una planta de cascarilla de arroz.

El calor producido por el motor y el gasificador es utilizado para alimentar la entrada de aire a introducir en un secadero que utiliza la planta para secar la cascarilla antes de procesarla para la obtención de energía eléctrica y térmica.

Conclusiones y resultados:

- a) Como resultado se obtiene un rendimiento del proceso de cogeneración de 60.95%.
 - b) La mejor opción para conseguir un gas de calidad, con bajo contenido en alquitranes y un PCI aceptable, es trabajar a una temperatura óptima de 850°C y con un ER próximo a 0.3.
3. MACÍAS NARANJO, R. (2015). Escalado de reactores de gasificación en lecho fluidizado. Tesis presentada como requisito parcial para optar al título de Magister en Ingeniería Química. Universidad Nacional de Colombia. Medellín. Colombia.

En esta investigación se busca desarrollar una metodología de escalado para reactores de lecho fluidizado burbujeante con base en el modelo de velocidad terminal de las partículas y distribución de tiempos de residencia.

Conclusiones y resultados:

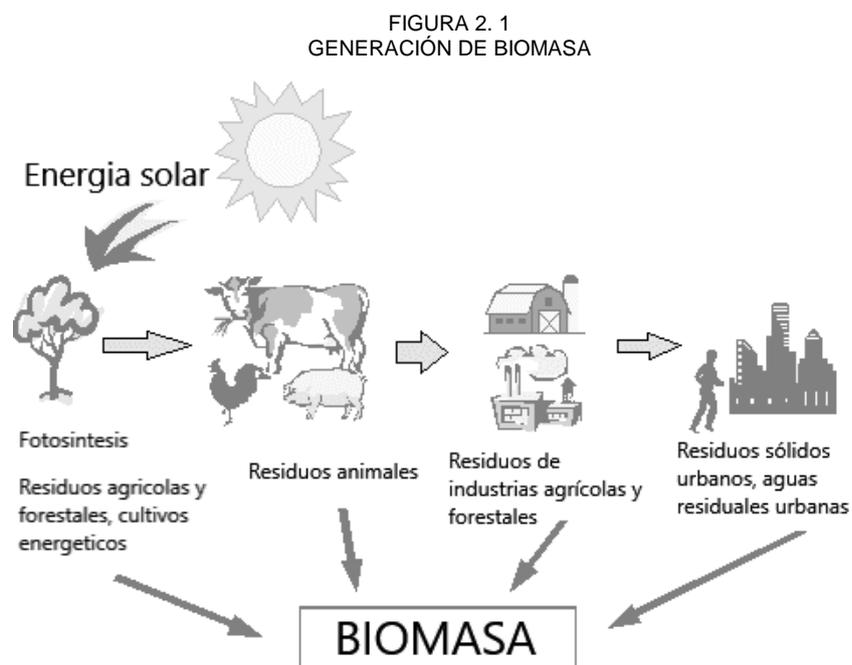
- a) El modelo matemático permitió simular el tiempo de residencia de partículas de carbón en lecho fluidizado burbujeante con base en la predicción de la velocidad terminal de las partículas.

- b) Se predijo la velocidad de calentamiento de las partículas de carbón en lechos fluidizados burbujeantes obteniéndose que es alta para los diferentes tamaños de partícula así como la desvolatilización del carbón, superiores a 100 °C/s, lográndose tiempos cortos para estas etapas inferiores a 10 segundos.

2.2 Bases teóricas

2.2.1 Biomasa

Se define biomasa como la fracción biodegradable de los productos, desechos y residuos de origen biológico procedentes de actividades agrarias (incluidas las sustancias de origen vegetal y de origen animal), de la silvicultura y de las industrias conexas, incluidas la pesca y la acuicultura, así como la fracción biológica degradable de los residuos industriales y municipales. En la FIGURA 2. 1 se observa el proceso de generación de biomasa. (DIARIO OFICIAL DE LA UNION EUROPEA, 2009)



FUENTE: 1.bp.blogspot.com/_fc9hxxV-r7E/SXywiFoWjDI/AAAAAAAAADk/SD7sGeJ0fjA/w1200-h630-p-k-no-nu/0000148420.png

La energía que acumula la biomasa tiene su origen en el sol: a partir del proceso denominado fotosíntesis, las plantas absorben energía lumínica del sol, agua del suelo y el CO₂ de la atmósfera, almacenando en ellas sustancias orgánicas

(energía) y liberando oxígeno durante el proceso. Posteriormente, los animales incorporan y transforman esta energía al alimentarse de las plantas, por lo que los productos de esta transformación, que se consideran residuos, también pueden ser utilizados como recurso energético. (DE LUCAS ARGUEDAS, y otros, 2012)

A. Caracterización físico – química de la biomasa

La biomasa contiene una gran cantidad de compuestos orgánicos complejos, como la humedad (M) y una pequeña cantidad de impurezas inorgánicas conocidas como cenizas (ASH). Los compuestos orgánicos comprenden cuatro elementos principales: carbono (C), hidrógeno (H), oxígeno (O) y nitrógeno (N). La biomasa también puede tener pequeñas cantidades de cloro (Cl) y azufre (S). Este último rara vez está presente en la biomasa, excepto por fuentes secundarias como la madera de demolición, que proviene de edificios y estructuras demolidas.

El diseño térmico de un sistema de utilización de biomasa, ya sea un reactor gasificador o una cámara de combustión, necesita necesariamente la composición del combustible, así como su contenido de energía. Las siguientes tres propiedades principales describen su composición y contenido de energía: (1) análisis último, (2) análisis próximo y (3) poderes caloríficos. La determinación experimental de estas propiedades está cubierta por la norma ASTM E-870-06. (BASU, Prabir, 2010)

Análisis último

La composición del combustible se expresa en términos de sus elementos básicos, excepto por su humedad (H_2O_{bh}) y sus componentes inorgánicos.

$$C_{bh} + H_{bh} + O_{bh} + N_{bh} + S_{bh} + H_2O_{bh} + ceniza_{bh} = 100\% \quad (2. 1)$$

Aquí, C_{bh} , H_{bh} , O_{bh} , N_{bh} y S_{bh} , son los porcentajes en peso de carbono, hidrógeno, oxígeno, nitrógeno, azufre en base húmeda, respectivamente, en el combustible.

No todos los combustibles contienen todos estos elementos. Por ejemplo, la gran mayoría de biomasa puede no contener azufre. (BASU, Prabir, 2010)

En la TABLA 2. 1 se muestra los métodos estándar para el análisis de la composición de la biomasa.

TABLA 2. 1
MÉTODOS ESTÁNDAR PARA EL ANÁLISIS DE LA COMPOSICIÓN DE LA BIOMASA

Standard Methods for Biomass Compositional Analysis	
Biomass Constituent	Standard Methods
Carbon	ASTM E-777 for RDF
Hydrogen	ASTM E-777 for RDF
Nitrogen	ASTM E-778 for RDF
Oxygen	By difference
Ash	ASTM D-1102 for wood; E-1755 for biomass; D-3174 for coal
Moisture	ASTM E-871 for wood; E-949 for RDF; D-3173 for coal

FUENTE: (BASU, Prabir, 2010)

Análisis próximo

El análisis próximo proporciona la composición de la biomasa en términos de componentes generales, como humedad (M), materia volátil (VM), ceniza (ASH) y carbono fijo (FC) determinados respectivamente mediante las normas ASTM E-871, ASTM E-872, ASTM D-1102 y el carbón fijo por diferencia. (BASU, Prabir, 2010)

- ✓ Materia volátil
- ✓ Ceniza
- ✓ Humedad
- ✓ Carbón fijo

- *Base de humedad*

La humedad de la biomasa es usualmente expresada en base seca. Por ejemplo, si M_h kg de biomasa húmeda se convierte en M_s kg de biomasa seca después del secado, su base seca (H_2O_{bs}) es expresada como:

$$H_2O_{bs} = \frac{M_h - M_s}{M_s} \quad (2.2)$$

Esto puede dar un porcentaje de humedad superior al 100% para la biomasa muy húmeda, lo que podría ser confuso. Por esa razón, la base de humedad siempre debe ser especificada, y es por eso que está la humedad en base húmeda.

$$H_2O_{bh} = \frac{M_h - M_s}{M_h} \quad (2.3)$$

La base húmeda y la base seca están relacionadas como:

$$H_2O_{bs} = \frac{H_2O_{bh}}{100 - H_2O_{bh}} \quad (2.4)$$

Poder calorífico

- *Poder calorífico superior*

El poder calorífico superior (PCS) se define como la cantidad de energía en forma de calor que es liberado por unidad de masa o volumen de combustible quemado teniendo presente que en los productos, el agua se encuentra en su fase líquida. Es por eso que aquí se incluye la energía de condensación del agua. (BASU, Prabir, 2010)

- *Poder calorífico inferior*

El poder calorífico inferior (PCI), también conocido como el poder calorífico neto (PCN), se define como la cantidad de calor liberado al quemar completamente una cantidad específica de combustible excluyendo la energía de condensación del agua. (BASU, Prabir, 2010)

La relación entre PCS y PCI está dada por:

$$PCI = PCS - h_g \left(\frac{9H}{100} + \frac{M}{100} \right) \quad (2.5)$$

Donde PCI, PCS, H y M son el poder calorífico inferior, el poder calorífico superior, porcentaje de hidrógeno y porcentaje de humedad, respectivamente, sobre la base recibida. Aquí, h_g es el calor latente del vapor en las mismas unidades que el PCS (2260 kJ / kg).

Granulometría

Según la norma ASTM D4749 este método de prueba consiste en determinar el análisis del tamiz del carbón y la designación del tamaño del carbón a partir de los datos del análisis del tamiz. Este método de prueba explica cómo designar los tamaños de carbón a partir de los resultados de los datos de análisis de tamices para representar la condición del carbón.

Según el manual “*Generación de Energía Térmica con Biomasa*” de SODEAN la granulometría del combustible ha de ser tal que permita el aprovechamiento energético del mismo. Esta debe estar adaptada al tipo de equipo y sistema de combustión. La granulometría es muy diversa, existiendo biomasas con un grano muy “fino”.

B. Bases de expresión de la composición de biomasa

La composición de un combustible a menudo se expresa en diferentes bases como se muestra en la FIGURA 2. 2 dependiendo de la situación. Las siguientes cuatro bases de análisis son comúnmente utilizadas: (BASU, Prabir, 2010)

- ***Base recibida***

Cuando se usa la base recibida, los resultados del análisis último y próximo pueden ser escritos como sigue:

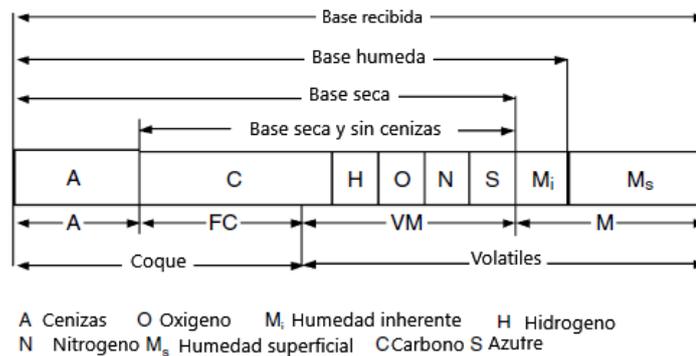
Análisis próximo: $VM + FC + M + A = 100\%$

Análisis último: $C + H + O + N + S + A + M = 100\%$

Donde $VM, FC, M,$ y A representan el porcentaje en peso del material volátil, carbón fijo, humedad y cenizas respectivamente, medidos en el análisis próximo; y C, H, O, N, S representan el porcentaje en peso del carbón, hidrógeno, oxígeno, nitrógeno y azufre respectivamente, medidos en el análisis último.

El contenido de cenizas (A) y humedad (M) del combustible es el mismo en ambos análisis. La base recibida puede ser convertida en otras bases. (BASU, Prabir, 2010)

FIGURA 2. 2
BASES PARA LA EXPRESIÓN DE LA COMPOSICIÓN DEL COMBUSTIBLE



FUENTE: (BASU, Prabir, 2010)

- **Base húmeda**

Para expresar un constituyente sobre una base húmeda, la cantidad se divide por la masa total menos la humedad superficial. Por ejemplo, el porcentaje de carbono sobre la base húmeda se calcula como:

$$C_{bh} = \frac{100C}{100 - M_s} \% \quad (2.6)$$

Donde M_s es la masa de humedad superficial extraída de 100 kg de combustible húmedo después de secarse al aire. Otros componentes del combustible pueden expresarse de manera similar. (BASU, Prabir, 2010)

- *Base seca*

La composición del combustible sobre la base húmeda es un parámetro práctico y es fácil de medir, pero para expresarlo de forma totalmente libre de humedad, debemos tener en cuenta la humedad superficial y la humedad inherente. Esto da un carbono en una base totalmente seca: (BASU, Prabir, 2010)

$$C_{bs} = \frac{100C}{100 - M} \% \quad (2.7)$$

Donde M es la humedad total (superficial + inherente) en el combustible: $M = M_s + M_i$

En la TABLA 2. 2 se muestra un listado del análisis último en base seca de diferentes biomásas.

- *Base seca y sin cenizas*

La ceniza es otro componente que a veces se elimina junto con la humedad. Esto le da a la composición de combustible una base seca y libre de cenizas. Siguiendo los ejemplos mencionados anteriormente, se puede encontrar el porcentaje de carbono en una base seca libre de cenizas de la siguiente manera: (BASU, Prabir, 2010)

$$C_{bsc} = \frac{100C}{100 - M - A} \% \quad (2.8)$$

Donde $(100 - M - A)$ es la masa de la biomasa sin humedad y cenizas.

Los porcentajes de todos los constituyentes en cualquier base suman 100%. Por ejemplo:

$$C_{bsc} + H_{bsc} + O_{bsc} + N_{bsc} + S_{bsc} = 100\% \quad (2.9)$$

TABLA 2. 2
COMPARACIÓN DE ANÁLISIS ÚLTIMO DE ALGUNAS BIOMASAS Y OTROS COMBUSTIBLES FÓSILES

Comparison of Ultimate Analysis (Dry Basis) of Some Biomass and Other Fossil Fuels								
Fuel	C (%)	H (%)	N (%)	S (%)	O (%)	Ash (%)	HHV (kJ/kg)	Source
Maple	50.6	6.0	0.3	0	41.7	1.4	19,958	Tillman, 1978
Douglas fir	52.3	6.3	9.1	0	40.5	0.8	21,051	Tillman, 1978
Douglas fir (bark)	56.2	5.9	0	0	36.7	1.2	22,098	Tillman, 1978
Redwood	53.5	5.9	0.1	0	40.3	0.2	21,028	Tillman, 1978
Redwood (waste)	53.4	6.0	0.1	39.9	0.1	0.6	21,314	Boley and Landers, 1969
Sewage sludge	29.2	3.8	4.1	0.7	19.9	42.1	16,000	
Rice straw	39.2	5.1	0.6	0.1	35.8	19.2	15,213	Tillman, 1978
Rice husk	38.5	5.7	0.5	0	39.8	15.5	15,376	Tillman, 1978
Sawdust	47.2	6.5	0	0	45.4	1.0	20,502	Wen et al., 1974
Paper	43.4	5.8	0.3	0.2	44.3	6.0	17,613	Bowerman, 1969
MSW	47.6	6.0	1.2	0.3	32.9	12.0	19,879	Sanner et al., 1970
Animal waste	42.7	5.5	2.4	0.3	31.3	17.8	17,167	Tillman, 1978
Peat	54.5	5.1	1.65	0.45	33.09	5.2	21,230	
Lignite	62.5	4.38	0.94	1.41	17.2	13.4	24,451	Bituminous Coal Research, 1974
PRB coal	65.8	4.88	0.86	1.0	16.2	11.2	26,436	Probstein and Hicks, 2006
Anthracite	90.7	2.1	1.0	7.6	11.4	2.5	29,963	
Petcoke	86.3	0.5	0.7	0.8	10.5	6.3	29,865	

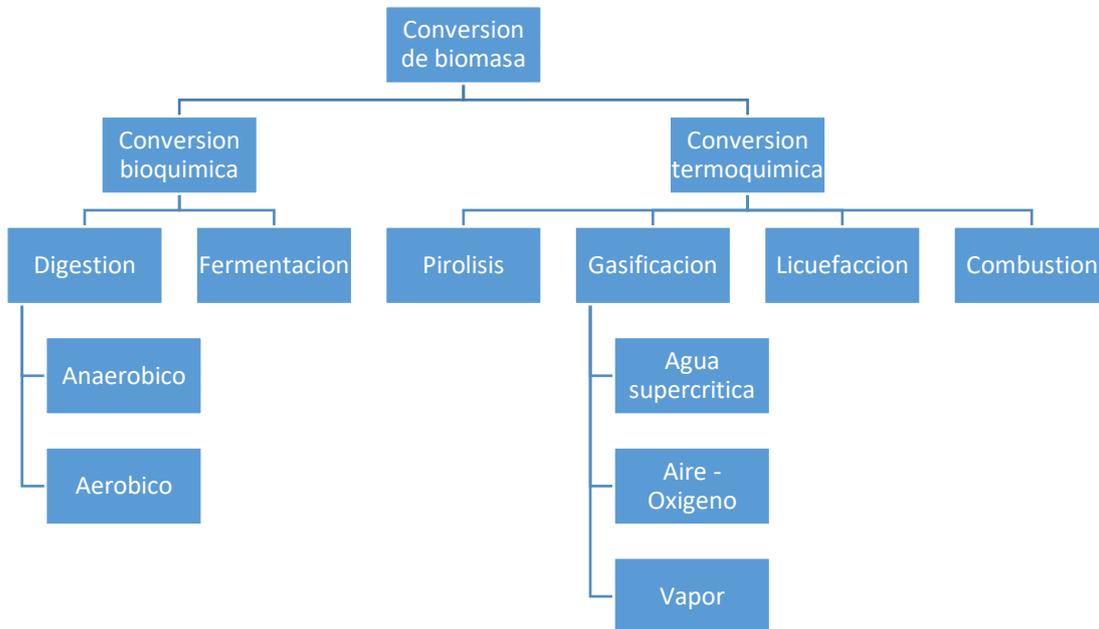
FUENTE: (BASU, Prabir, 2010)

C. Procesos de conversión de biomasa en energía.

El potencial energético en el Perú a partir de biomasa puede ser desarrollado por una variedad de procesos que ayudan en su conversión. El uso de uno u otro tipo de proceso depende de la cantidad de biomasa, el tipo de biomasa, forma deseada de energía, estándares medioambientales y condiciones económicas entre otros factores. La conversión de biomasa en energía se lleva a cabo principalmente utilizando dos principales tecnologías: termoquímicas y

bioquímicas/biológicas como se muestra en el GRAFICO 2. 1. Existe una tercera tecnología llamada Extracción mecánica.

GRAFICO 2. 1
CONVERSIÓN DE BIOMASA EN COMBUSTIBLE, GASES O PRODUCTOS QUÍMICOS



FUENTE (BASU, Prabir, 2010)

Conversión Termoquímica

En la conversión termoquímica se libera energía directamente o se convierte la biomasa en combustible gaseoso o líquido. Los podemos clasificar en combustión, licuefacción, gasificación y pirolisis.

- *Combustión*

Es la quema de biomasa y se utiliza para convertir la energía química almacenada en la biomasa en energía térmica, energía mecánica y también en electricidad por diferentes procesos y dispositivos, por ejemplo: hornos, estufas, turbinas de vapor, calderas, etc. Es posible quemar cualquier tipo de biomasa pero en la práctica de combustión sólo es factible para la biomasa con un contenido de humedad de menos de 50%, a menos que la biomasa haya pasado

por un proceso de pre-secado. Lo más adecuado para el procesamiento de biomasa con alto contenido de humedad es el uso de los procesos de conversión biológicos. La escala de las plantas de combustión varía desde muy pequeña (calefacción doméstica) hasta plantas industriales de producción entre 100-3000 MW. La eficiencia de la conversión neta de energía por la combustión de biomasa varía del 20% al 40%. Las altas eficiencias se obtienen con sistemas de más de 100 MW o cuando la biomasa es quemada en centrales eléctricas alimentadas con carbón.

- *Gasificación*

Es la conversión de la biomasa en una mezcla de gas combustible por la oxidación parcial de la biomasa a temperaturas elevadas, en especial en el rango de 800 a 900 °C. El gas de bajo poder calorífico producido, se puede quemar directamente o se utiliza como combustible para motores y turbinas de gas. La aplicación de este gas se puede utilizar como un material de alimentación (syngas) para la producción de productos químicos como el metanol.

Un concepto prometedor es la biomasa procedente de un ciclo combinado de gasificación integrada (BIGCC siglas en inglés), donde las turbinas de gas convierten el combustible gaseoso en electricidad con una alta eficiencia de conversión. Una ventaja importante de los sistemas BIGCC es que el gas se limpia antes de ser quemado en la turbina, lo que permite un equipo de limpieza del gas más compacto y menos costoso de utilizar, ya que el volumen de gas a limpiar se reduce. La combinación de gasificación y combustión asegura una alta eficiencia de conversión, este valor de producción neta está entre 40-50% que se entrega como energía eléctrica a una planta de 30-60 MW de capacidad.

- *Pirólisis*

Es la conversión de biomasa a líquido (bio-aceite o bio-crudo), las fracciones sólidas y gaseosas, por calentamiento de la biomasa en ausencia de aire alrededor de 500°C. La pirólisis se puede utilizar para producir bio-aceite si se utiliza "flash pyrolysis", la conversión de biomasa en bio-crudo alcanza hasta una eficiencia de 80%. El bio-aceite puede ser usado en motores y turbinas y su uso

como materia prima para refinerías también se está considerando. Sin embargo, hay algunos problemas que todavía hay que superar tales como la corrosividad, menor estabilidad térmica entre otros.

- *Licuefacción*

La licuefacción de biomasa se basa en hidrogenación indirecta. Las moléculas complejas de celulosa y lignina son rotas, el oxígeno es removido, y se adicionan átomos de hidrógeno. El producto de esa reacción química es una mezcla de hidrocarburos que al enfriarse se condensan en un líquido. (MORAGUES)

En el proceso de licuefacción la biomasa es calentada con vapor y monóxido de carbono, o hidrógeno y monóxido de carbono, a temperaturas de 250 °C a 450 °C y presiones que rondan los 27 MPa en la presencia de un catalizador. Ya que en el proceso se adiciona agua, la biomasa no necesita ser seca como en la mayoría de los procesos de gasificación.

Conversión Bioquímica

Se utilizan dos procesos principales, la fermentación y la digestión anaeróbica o aeróbica.

- *Fermentación*

Se usa comercialmente a gran escala en varios países para producir etanol a partir de cultivos de azúcar (por ejemplo la caña de azúcar) y cultivos de almidón (maíz, trigo). La biomasa se muele y el almidón es convertido por enzimas en azúcares y luego los azúcares se convierten en etanol. La purificación del etanol por destilación es una etapa de energía concentrada, con alrededor de 450 litros de etanol producidos por 1000kg de maíz seco. Los residuos sólidos obtenidos de este proceso se pueden utilizar para alimentar al ganado y el bagazo que se obtiene de la caña de azúcar se puede utilizar para la siguiente gasificación o como combustible para las calderas. La conversión de la biomasa lignocelulósica (tales como madera y hierbas) es más compleja, debido a la presencia de moléculas de polisacáridos de cadena más larga y requiere la hidrólisis ácida o enzimática antes de que los azúcares resultantes pueden ser fermentados a etanol.

- *Digestión*

Los principales productos del biogás en la digestión anaeróbica son el metano y el dióxido de carbono, además de un residuo sólido. Las bacterias acceden al oxígeno desde la propia biomasa en lugar de hacerlo desde el aire ambiente.

La digestión aeróbica también es una descomposición bioquímica de la biomasa, excepto que se lleva a cabo en presencia de oxígeno. Utiliza diferentes tipos de microorganismos que acceden al oxígeno del aire, produciendo dióxido de carbono, calor y un digestato sólido.

2.2.2 Gasificación

La gasificación es un proceso químico que tiene lugar en ambientes con deficiencia de oxígeno y que convierte materiales carbonosos como la biomasa en combustibles gaseosos almacenando energía en sus enlaces químicos. (BASU, Prabir, 2010)

A. Etapas de la gasificación

Los siguientes procesos físico – químicos de la TABLA 2. 3 toman lugar en un gasificador dentro de un rango de temperaturas.

TABLA 2. 3
PROCESOS FISICO - QUÍMICOS DE LA GASIFICACIÓN

PROCESOS	TEMPERATURAS
Secado	(>150°C)
Pirólisis	(150 – 700°C)
Combustión	(700 – 1500°C)
Reducción	(800 – 1100°C)

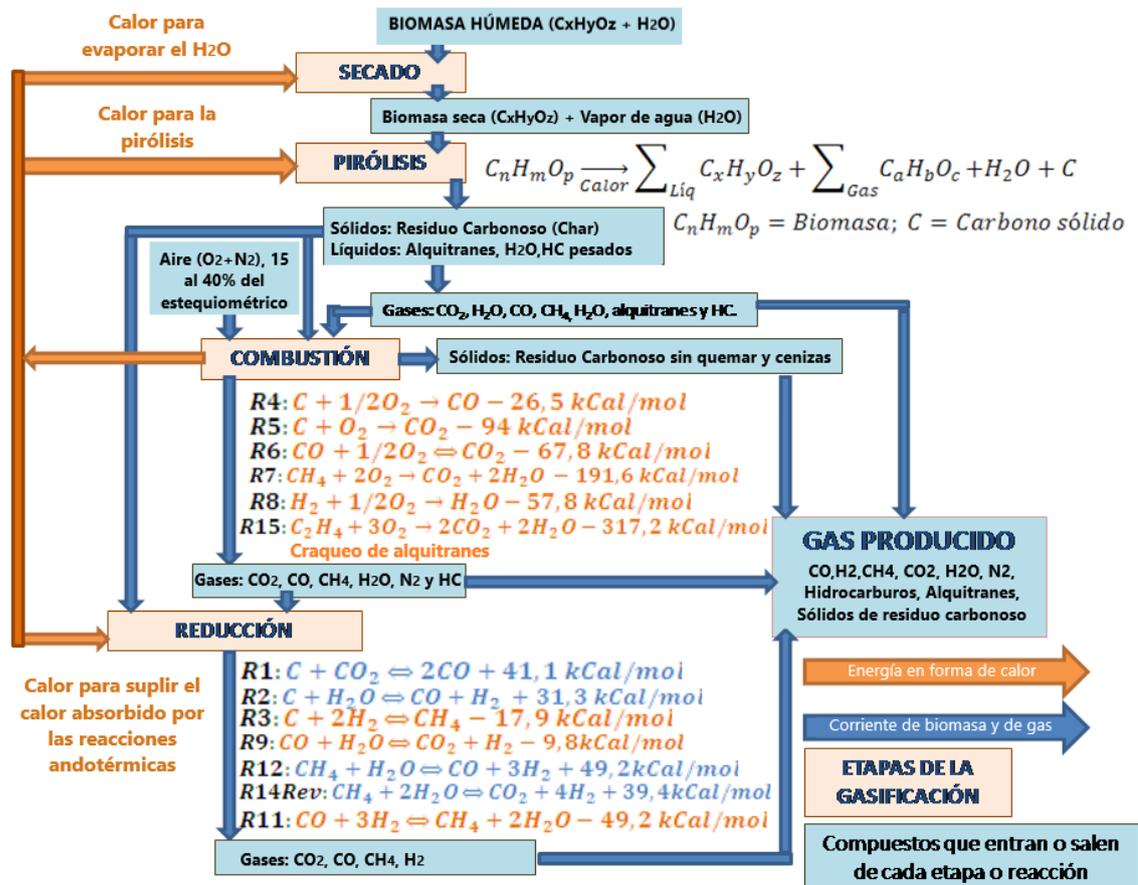
FUENTE: (BASU, Prabir, 2006)

Aunque estas etapas son frecuentemente modeladas en serie, no hay un límite claro entre ellas, y a menudo se superponen. En un proceso típico, la biomasa se calienta (seca) y luego se somete a degradación térmica o pirólisis, los productos de la pirólisis (gases, sólidos y líquidos) reaccionan entre sí, así como con el agente gasificante para formar el gas final. En la mayoría de los reactores para gasificación, la energía térmica necesaria para el secado, la pirólisis, y las reacciones endotérmicas de reducción provienen de las reacciones exotérmicas

llevadas a cabo en la etapa de combustión como se muestra en el GRAFICO 2.

2

GRAFICO 2. 2
ETAPAS DE LA GASIFICACIÓN



FUENTE: (VARGAS, 2012)

En el proceso de combustión según las reacciones R4 y R5 (ver TABLA 2. 4), el residuo carbonoso (char) reacciona con el oxígeno, pero al haber defecto de éste se produce una combustión incompleta que produce CO y residuo carbonoso (char) sin reaccionar, este residuo carbonoso posteriormente reacciona con los gases presentes, principalmente CO_2 y H_2O (reacciones heterogéneas gas-sólido) para producir CO y H_2 (Reacciones R1 y R2). Al ser las más lentas, las reacciones que limitan la velocidad son las reacciones sólido - gas donde no participa el oxígeno (R1 a R3). La producción de hidrógeno se ve favorecida por la presencia de agua en la biomasa y vapor de agua en el agente gasificante. El hidrógeno se produce principalmente por las reacciones R2 y R9, y en menor

medida a partir de R12, R13, R14Rev y R17. No obstante un exceso de humedad disminuye el rendimiento del proceso global. Son aceptables valores hasta un 30% de humedad en la biomasa, de lo contrario habría que hacer un tratamiento previo para secarla con el consiguiente consumo energético. La formación de metano se lleva a cabo mediante las reacciones R3, R10, R11 y R14. (BASU, Prabir, 2010)

Secado

La biomasa que entra reactor, se calienta y se seca, evaporando parte de la humedad contenida gracias al calor producido por las reacciones de combustión. Este calor logra disminuir la humedad en la superficie de la biomasa pero no se puede hacer mucho con la humedad interna de la biomasa. Por encima de los 100 °C el agua que está en la superficie de la biomasa es retirada. A medida que aumenta la temperatura, los compuestos extraíbles de bajo peso molecular inician el proceso de volatilización que continúa hasta que se alcanza una temperatura aproximada de 200°C. (BASU, Prabir, 2010)

Pirólisis

Es un proceso de descomposición térmica sin casi presencia de oxígeno que ocurre entre 300 y 500°C. En esta etapa se desprenden los gases combustibles más volátiles, algunos de los cuales no se queman por la ausencia de oxígeno y se convierten en alquitranes. Además de los gases, se produce un residuo sólido de aspecto carbonoso conocido como residuo carbonoso, char o carbón vegetal. Entre los gases producidos, los más importantes son: vapor de agua, CO₂, H₂, CO e hidrocarburos como el benceno. (VARGAS, 2012)

Combustión

En esta zona, una parte del residuo carbonoso (char) se mezcla con el agente gasificante. Si el agente gasificante es aire (R5, $C + O_2 \rightarrow CO_2$) se produce CO₂ y se mantiene la temperatura entre 600°C y 1400°C. Debido a que la cantidad de aire introducida es inferior a la estequiométricamente requerida para una combustión completa, (por lo tanto el oxígeno es el reactivo límite) se produce una combustión incompleta (R4, $C + \frac{1}{2} O_2 \rightarrow CO$, ver figura) que genera CO,

parte de éste se mezcla con el O_2 para producir otra reacción de combustión (R6, $CO + \frac{1}{2} O_2 \leftrightarrow CO_2$). Las reacciones de combustión completa e incompleta mencionadas son de carácter exotérmico y en ellas se produce principalmente CO y CO_2 , adicionalmente el oxígeno remanente, que ya es poco, se mezcla con CH_4 y H_2 producidos en reacciones anteriores de pirólisis y se forma CO_2 y H_2O (R7, $CH_4 + 2O_2 \rightarrow CO_2 + 2H_2O$ y R8, $H_2 + \frac{1}{2} O_2 \rightarrow H_2O$). Esta etapa produce el calor necesario para llevar a cabo las reacciones que lo requieren, como el secado y la pirólisis, además de suministrar calor a las reacciones de reducción que son endotérmicas, para mantener la temperatura. La reacción R5 ($C + O_2 \rightarrow CO_2$) es la que desprende la mayor cantidad de calor, 94 kCal/kmol de carbono consumido, seguida de la reacción R4 ($C + \frac{1}{2} O_2 \rightarrow CO$), que además produce CO, y libera 26,5 kCal/mol de calor. La velocidad de la reacción R4 es relativamente lenta. Las cantidades relativas de combustible, oxidante y vapor de agua regulan la fracción de carbono u oxígeno que reaccionan según las reacciones R4 o R5. Cualquier cantidad de oxidante adicional al requerido para mantener las reacciones endotérmicas a la temperatura adecuada, aumentará innecesariamente la temperatura del gasificador y las pérdidas, lo que se traduciría en una reducción de la eficiencia y del poder calorífico del gas producido. (VARGAS, 2012)

Reducción

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

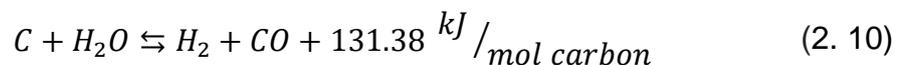
Este procedimiento involucra una serie de reacciones endotérmicas favorecidas por el calor producido en las reacciones de combustión que se dan en el proceso como se muestra en el GRAFICO 2. 2. La gasificación produce gases

combustibles tales como hidrógeno, monóxido de carbono y metano a través de una serie de reacciones.

Las ecuaciones químicas (2. 10), (2. 11), (2. 12) y (2. 13) son cuatro reacciones principales del proceso termoquímico conocido como gasificación (BASU, Prabir, 2006):

- *Reacción Agua - Gas*

La reacción agua-gas es la oxidación parcial del carbono por vapor, que puede provenir de una gran cantidad de fuentes diferentes, como el vapor de agua asociado con el aire entrante, el vapor producido por la evaporación del agua y la pirólisis del combustible sólido. El vapor reacciona con el carbón caliente de acuerdo con la reacción heterogénea de agua y gas (BASU, Prabir, 2006):



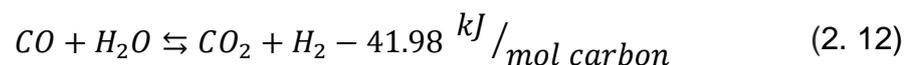
- *Reacción Boudouard*

El dióxido de carbono presente en el gasificador reacciona con el carbón para producir CO de acuerdo con la siguiente reacción endotérmica, que se conoce como reacción de Boudouard (BASU, Prabir, 2006):



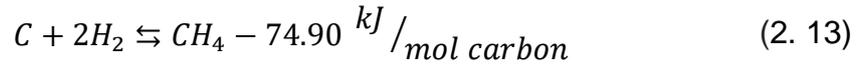
- *Cambio de conversión*

El poder calorífico del hidrógeno es más alto que el del monóxido de carbono. Por lo tanto, la reducción de vapor por monóxido de carbono para producir hidrógeno es una reacción altamente deseable. (BASU, Prabir, 2006)



Esta reacción exotérmica, conocida como cambio agua-gas, da como resultado un aumento en la proporción de hidrógeno a monóxido de carbono en el gas, y se emplea en la producción de gas de síntesis. (BASU, Prabir, 2006)

- *Metanación*



La formación de metano se prefiere especialmente cuando los productos de gasificación se usan como materia prima para otros procesos químicos. También se prefiere en aplicaciones de IGCC debido al alto valor calorífico del metano. (BASU, Prabir, 2006)

TABLA 2. 4
REACCIONES DE GASIFICACIÓN TÍPICA A 25°C

Typical Gasification Reactions at 25 °C	
Reaction Type	Reaction
Carbon Reactions	
R1 (Boudouard)	$C + CO_2 \leftrightarrow 2CO + 172 \text{ kJ/mol}^1$
R2 (water-gas or steam)	$C + H_2O \leftrightarrow CO + H_2 + 131 \text{ kJ/mol}^2$
R3 (hydrogasification)	$C + 2H_2 \leftrightarrow CH_4 - 74.8 \text{ kJ/mol}^2$
R4	$C + 0.5 O_2 \rightarrow CO - 111 \text{ kJ/mol}^1$
Oxidation Reactions	
R5	$C + O_2 \rightarrow CO_2 - 394 \text{ kJ/mol}^2$
R6	$CO + 0.5O_2 \rightarrow CO_2 - 284 \text{ kJ/mol}^4$
R7	$CH_4 + 2O_2 \leftrightarrow CO_2 + 2H_2O - 803 \text{ kJ/mol}^3$
R8	$H_2 + 0.5 O_2 \rightarrow H_2O - 242 \text{ kJ/mol}^4$
Shift Reaction	
R9	$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2 - 41.2 \text{ kJ/mol}^4$
Methanation Reactions	
R10	$2CO + 2H_2 \rightarrow CH_4 + CO_2 - 247 \text{ kJ/mol}^4$
R11	$CO + 3H_2 \leftrightarrow CH_4 + H_2O - 206 \text{ kJ/mol}^4$
R14	$CO_2 + 4H_2 \rightarrow CH_4 + 2H_2O - 165 \text{ kJ/mol}^2$
Steam-Reforming Reactions	
R12	$CH_4 + H_2O \leftrightarrow CO + 3H_2 + 206 \text{ kJ/mol}^3$
R13	$CH_4 + 0.5 O_2 \rightarrow CO + 2H_2 - 36 \text{ kJ/mol}^3$
¹ Source: Higman and van der Burgt, 2008, p. 12.	
² Source: Klass, 1998, p. 276.	
³ Source: Higman and van der Burgt, 2008, p. 3.	
⁴ Source: Knoef, 2005, p. 15.	

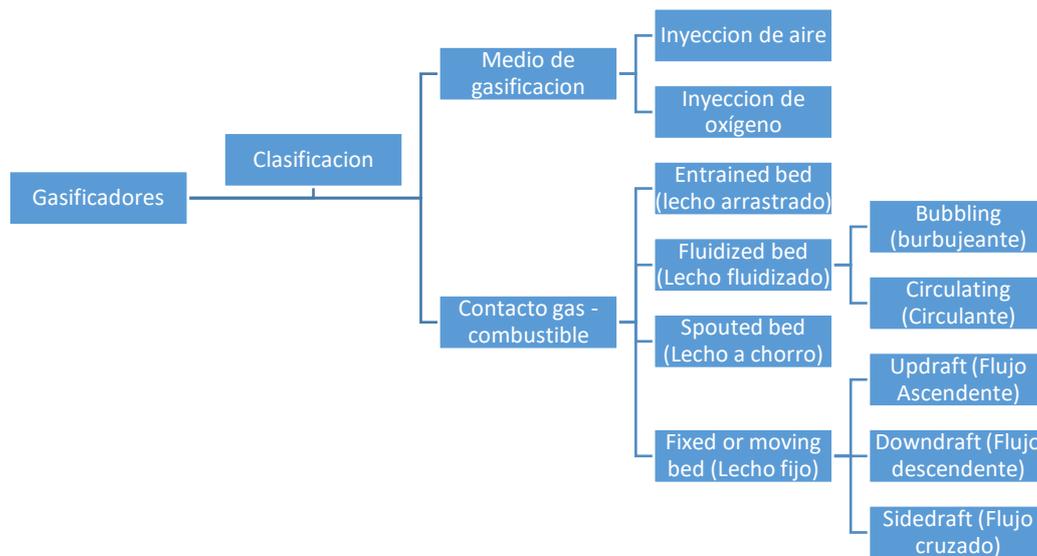
FUENTE (BASU, Prabir, 2010)

B. Tipos de gasificadores

Son clasificados desde dos puntos de vista, que dependen del medio de gasificación y el otro de cómo es el contacto gas-combustible. (BASU, Prabir, 2006)

La presente investigación se centra en el estudio de la gasificación de la hoja de caña en lecho fluidizado circulante, por lo tanto si se requiere saber más sobre los demás tipos de gasificadores se puede revisar (BASU, Prabir, 2006)

GRAFICO 2. 3
TIPOS DE GASIFICADORES



FUENTE: (BASU, Prabir, 2006)

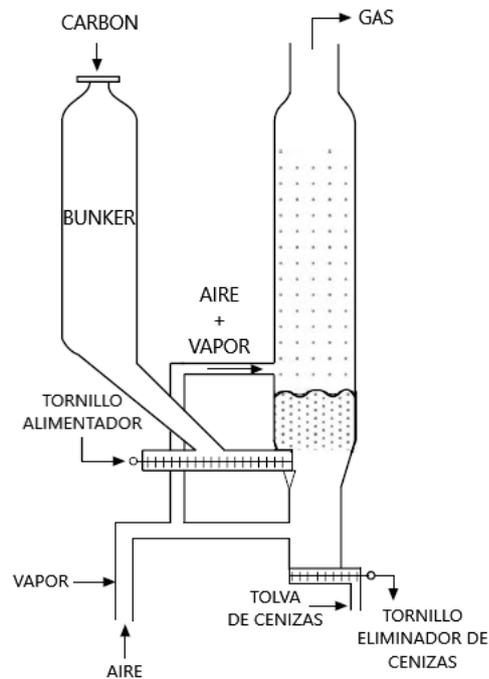
C. Gasificación en lecho fluidizado

La gasificación es quizás la primera aplicación comercial de lechos fluidizados (SCHIMMOLLER, 2005). La principal motivación para el uso de este tipo de procesos de contacto de gas-sólido es su excelente capacidad de mezcla de sólidos.

La gasificación generalmente se lleva a cabo haciendo reaccionar el combustible, como carbón, biomasa, coque de petróleo o petróleo pesado, con una cantidad restringida de oxígeno y, a menudo, en combinación con vapor. El calor que se desprende de la reacción exotérmica del oxígeno con el combustible sirve para mantener el gasificador a la temperatura de funcionamiento e impulsa

ciertas reacciones endotérmicas que tienen lugar en su interior. El vapor puede ser el único medio de gasificación si una fuente externa puede proporcionar el calor necesario para las reacciones de gasificación endotérmica. (BASU, Prabir, 2006)

FIGURA 2. 3
ESQUEMA DE UN GASIFICADOR DE LECHO FLUIDIZADO DE ALTA TEMPERATURA



FUENTE: (BASU, Prabir, 2006)

El fenómeno de la fluidización se da a partir del flujo de un fluido, ya sea un líquido, gas o ambos a través de un lecho compuesto por partículas sólidas. A medida que el flujo se incrementa las partículas son elevadas levemente y dejan de estar en permanente contacto unas con otras, logrando un efecto final de mezcla donde se favorece el contacto entre las fases presentes, generando en el sistema reaccionante alta conversión y eficiencia.

Las principales ventajas de la fluidización consisten en que el sólido está vigorosamente agitado por el fluido que circula a través del lecho (aire en su mayoría), y la mezcla de los sólidos asegura que no existen prácticamente gradientes de temperatura en el lecho aun con reacciones fuertemente exotérmicas o endotérmicas.

En la FIGURA 2. 3 se muestra un gasificador típico. El carbón triturado se alimenta desde una tolva o bunker a un lecho fluidizado burbujeante de sólidos calientes a 950°C. El vapor, el principal medio de gasificación, se alimenta por la base del lecho fluidizado a través de un distribuidor de tipo tubo rociador. Esto fluidiza el carbón crudo a lo largo del lecho de sólidos calientes del reactor en donde los productos de gasificación salen del lecho desde la parte superior. Consecuentemente el gas se limpia y se utiliza.

Composición del gas producto

La composición del gas obtenido de un gasificador depende de una serie de parámetros como lo son:

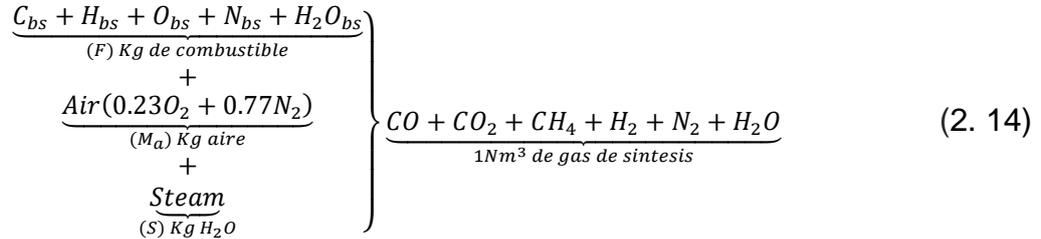
- La composición del combustible
- El medio gasificante.
- La presión de funcionamiento
- La temperatura
- El contenido de humedad de los combustibles.
- El modo de poner los reactivos en contacto dentro del gasificador, etc.

Es muy difícil predecir la composición exacta del gas de un gasificador. La consideración del equilibrio químico de los componentes del gas a menudo proporciona una visión útil para comprender el rendimiento de un gasificador a través de la investigación experimental (BASU, Prabir, 2006). Sin embargo, (LI, y otros, 2004) encontraron que los productos gasificadores varían de sus valores de equilibrio. En cualquier caso, el equilibrio químico da buenos valores iniciales.

El equilibrio químico requiere que a cada temperatura, haya una constante de equilibrio para cada reacción. Con el tiempo suficiente, la concentración de estos gases alcanzará sus concentraciones de equilibrio.

Un modelo simple para estimar la concentración de equilibrio de los constituyentes del gas de síntesis podría basarse en las ecuaciones de equilibrio de los elementos y en la consideración del equilibrio químico para las reacciones que describen la gasificación.

La reacción química global que describe el proceso de gasificación se puede expresar de la siguiente manera: (BASU, Prabir, 2006)



Donde:

F : Cantidad de combustible requerido para obtener 1 metro cubico normal de gas de síntesis. (Kg de combustible);

M_a : Suministro de aire al gasificador. (kg aire/kg combustible);

S : Vapor suministrado como humedad asociada al aire (kg vapor/kg combustible);

C_{bs} : Carbón del combustible base seca (kg carbón/kg combustible seco).

H_2O_{bs} : Humedad del combustible base seca (kg agua/kg combustible seco);

H_{bs} : Hidrógeno del combustible base seca (kg hidrógeno/kg combustible seco);

O_{bs} : Oxígeno del combustible base seca (kg oxígeno/kg combustible seco).

N_{bs} : Nitrógeno del combustible base seca (kg nitrógeno/kg combustible seco);

V_i : Fracción en volumen de un constituyente del gas de síntesis (%).

P : Presión atmosférica.

p_i : Presión parcial de un constituyente del gas.

O_a : Porcentaje en masa de oxígeno en el aire.

N_a : Porcentaje en masa de nitrógeno en el aire.

Las siguientes ecuaciones son útiles para escribir el balance molar del elemento químico involucrado en la reacción de gasificación: (BASU, Prabir, 2006)

Balance molar del carbón

$$\frac{F \cdot C_{bs}}{12} = \frac{V_{CO} + V_{CO_2} + V_{CH_4}}{22.41} \quad (2. 15)$$

Balance molar de hidrógeno

$$F \cdot \left(\frac{S}{18} + \frac{H_{bs}}{2} + \frac{H_2O_{bs}}{18} \right) = \frac{V_{H_2} + V_{H_2O} + 2V_{CH_4}}{22.41} \quad (2. 16)$$

Balance molar de oxígeno

$$F \cdot \left(\frac{S}{36} + \frac{O_{bs}}{32} + \frac{H_2O_{bs}}{36} + \frac{O_a T_{da}}{32} \right) = \frac{0.5V_{CO} + V_{CO_2} + 0.5V_{H_2O}}{22.41} \quad (2. 17)$$

Balance molar de nitrógeno

$$F \left(\frac{N_{bs}}{28} + \frac{N_a T_{da}}{28} \right) = \frac{V_{N_2}}{22.41} \quad (2. 18)$$

La suma de los constituyentes del gas de síntesis es 1.

$$V_{CO} + V_{CO_2} + V_{H_2} + V_{CH_4} + V_{H_2O} + V_{N_2} = 1 \quad (2. 19)$$

Para estimar los valores de las 7 incógnitas $V_{H_2}, V_{H_2O}, V_{CH_4}, V_{N_2}, V_{CO_2}, V_{CO}, F$. Se necesita agregar 2 ecuaciones más, las cuales se pueden tomar de las ecuaciones del proceso de gasificación. Para esto, podemos suponer que dos de las ecuaciones del proceso de gasificación están en equilibrio térmico.

Para la Reacción de Boudouard

$$K_{pb} = \frac{p_{CO}^2}{p_{CO_2}} = \frac{(V_{CO} \cdot p)^2}{V_{CO_2} \cdot p} = \frac{(V_{CO})^2 \cdot p}{V_{CO_2}} \quad (2. 20)$$

Para la reacción Agua-Gas

$$K_{pw} = \frac{p_{CO} \cdot p_{H_2}}{p_{H_2O}} = V_{H_2} \cdot V_{CO} \frac{p}{V_{H_2O}} \quad (2. 21)$$

Para la Metanación

$$K_{pm} = \frac{p_{CH_4}}{p_{H_2}^2} = \frac{V_{CH_4} \cdot p}{(V_{H_2} \cdot p)^2} = \frac{V_{CH_4}}{V_{H_2}^2 \cdot p} \quad (2. 22)$$

Para el cambio de conversión

$$K_{ps} = \frac{p_{CO_2} \cdot p_{H_2}}{p_{CO} \cdot p_{H_2O}} = \frac{V_{CO_2} \cdot V_{H_2}}{V_{CO} \cdot V_{H_2O}} \quad (2. 23)$$

Donde K_{pb} , K_{pw} , K_{pm} y K_{ps} pueden ser obtenidos del ANEXO 2 a diferentes temperaturas.

Eficiencia del reactor

El desempeño de un gasificador es expresado en términos de eficiencia, el cual puede ser definido de dos maneras: eficiencia de gas frío y eficiencia de gas caliente. La eficiencia de gas frío es usada si el gas es utilizado en motores de combustión interna en cuyo caso el gas es enfriado a temperatura ambiente y los alquitranes son removidos. (BASU, Prabir, 2006)

$$\eta_{ceff} = \frac{P_{th}}{P_b} = \frac{V_g \cdot Q_g}{M_b \cdot C_b} \quad (2. 24)$$

Donde:

P_{th} = Potencia térmica del Gasificador

P_b = Potencia cedida por la biomasa

η_{ceff} = Eficiencia del gas frío (%)

V_g = Caudal de gas generado (m³/seg)

Q_g = Poder calorífico del gas (kJ/m³)

M_b = Flujo del consumo de combustible (kg/seg)

C_b = Poder calorífico de la biomasa (kJ/Kg)

Q_g Puede ser estimado del poder calorífico de los constituyentes del gas en su composición.

Para aplicaciones térmicas, el gas no es enfriado antes de la combustión y el calor sensible del gas también es útil. (BASU, Prabir, 2006)

$$\eta_{geff} = \frac{V_g \cdot Q_g + H_{sensible}}{M_b \cdot C_b} \quad (2. 25)$$

η_{geff} = Eficiencia del gas caliente (%)

$$H_{sensible} = C_p \cdot V_g \cdot (T_g - T_a)$$

T_g = Temperatura del gas

T_a = Temperatura ambiente

Relación de equivalencia

En un reactor del lecho fluidizado el suministro de aire es una fracción del suministro estequiométrico. El término relación de equivalencia (ER) se usa a menudo en relación con el suministro de aire del reactor. (BASU, Prabir, 2010)

$$ER = \frac{AIRE REAL}{AIRE ESTEQUIOMÉTRICO}, ER < 1 \quad (2. 26)$$

La calidad del gas obtenido de un gasificador depende en gran medida del valor del ratio de equivalencia (ER) empleado, que debe ser significativamente inferior a 1.0 para garantizar una condición lejos de la combustión completa. Un valor excesivamente bajo de ER (< 0.2) da como resultado varios problemas que incluyen una gasificación incompleta, una formación excesiva de carbón y un bajo poder calorífico del gas producido. Por otro lado, un valor demasiado alto de ER (>0.4) da como resultado una formación excesiva de productos de combustión completa, como el CO₂ y el H₂O a expensas de productos deseables como el CO y el H₂. Esto provoca una disminución en el poder calorífico del gas. En los sistemas prácticos de gasificación, el valor de ER normalmente se mantiene entre 0.20 a 0.30. (BASU, Prabir, 2006)

Cantidad estequiométrica de aire

Teniendo en cuenta que el aire seco contiene 23.16% de oxígeno, 76.8% de nitrógeno y 0.04% de gases inertes en peso, el aire seco requerido para la

combustión completa en una unidad de peso de combustible seco (M_{da}), viene dado por: (BASU, Prabir, 2010)

$$M_{da} = \left[0.1153.C + 0.3434.\left(H - \frac{O}{8}\right) + 0.0434.S \right] \frac{Kg}{Kg \text{ combustible seco}} \quad (2. 27)$$

De (OLIVARES GOMEZ, 1996) obtenemos el volumen teórico de aire (estequiométrico) (VA) y la tasa volumétrica de aire corregida a la temperatura del lecho (\dot{V}_{arc}).

$$VA = 0.0889(C + 0.375xS) + 0.265xH - 0.033xO \text{ Nm}^3/kg \text{ comb} \quad (2. 28)$$

Siendo (\dot{V}_{ar}) el volumen real de aire:

$$\dot{V}_{ar} = ERxVAx\dot{m}_b \text{ Nm}^3/h \quad (2. 29)$$

$$\dot{V}_{arc} = \dot{V}_{ar}x\left(\frac{T_{ml} + 273.15}{273.15}\right) \text{ m}^3/h \quad (2. 30)$$

Donde:

\dot{V}_{ar} : Taza volumétrica de aire

T_{ml} : Temperatura media del lecho (°C)

C : Porcentaje de carbono en el combustible en base seca

H : Porcentaje de hidrógeno en el combustible en base seca

O : Porcentaje de oxígeno en el combustible en base seca

S : Porcentaje de azufre en el combustible en base seca

Cantidad de aire requerido para la gasificación

El aire seco total (T_{da}) que ingresaría al gasificador sería restringido por el ratio de equivalencia como dicta la ecuación (2. 31) donde ER está definido por la ecuación (2. 26) y (M_{da}) por la ecuación (2. 27) y lo expresariamos de la siguiente manera: (BASU, Prabir, 2006)

$$T_{da} = ERxM_{da} \frac{Kg \text{ aire}}{Kg \text{ combustible quemado}} \quad (2.31)$$

Humedad asociada al aire

El aire suele contener algo de humedad. En el aire estándar, esta fracción de peso de humedad es de aproximadamente $0.013 \text{ kg H}_2\text{O} / \text{kg de aire}$. (BASU, Prabir, 2006).

$$S = 0.013T_{da} \left(\text{Kg H}_2\text{O} / \text{Kg combustible seco} \right) \quad (2.32)$$

2.2.3 Hidrodinámica

A. Caracterización de partículas

Las partículas sólidas son rígidas y tienen una forma definida. Una esfera es una elección natural de definición de una partícula, porque proporciona el área de superficie más baja para un volumen dado y puede definirse por un solo valor, es decir, el diámetro. La mayoría de las partículas naturales no son esféricas. Por lo tanto, las partículas naturales se caracterizan por su grado de desviación de la forma esférica, la esfericidad, y un diámetro equivalente. (BASU, 2015)

Diámetro de volumen (d_v)

Es el diámetro de una esfera que tiene el mismo volumen que una partícula. (BASU, Prabir, 2006)

$$d_v = \left[\frac{6}{\pi} (\text{volumen de la partícula}) \right]^{\frac{1}{3}} = \left[\frac{6V}{\pi} \right]^{\frac{1}{3}} \quad (2.33)$$

Esfericidad (ϕ_p)

La esfericidad describe la desviación en la forma de una partícula desde el punto de vista esférico. Por ejemplo, una partícula esférica tiene una esfericidad de 1. (BASU, Prabir, 2006)

$$\phi_p = \frac{\text{Área de una esfera con volumen igual a una partícula}}{\text{Superficie real de la partícula}} = \frac{\pi d_v^2}{S} \quad (2.34)$$

La esfericidad suele medirse experimentalmente. Los valores típicos de algunas partículas de uso común se dan en el ANEXO 3.

Fracción de vacío (ε)

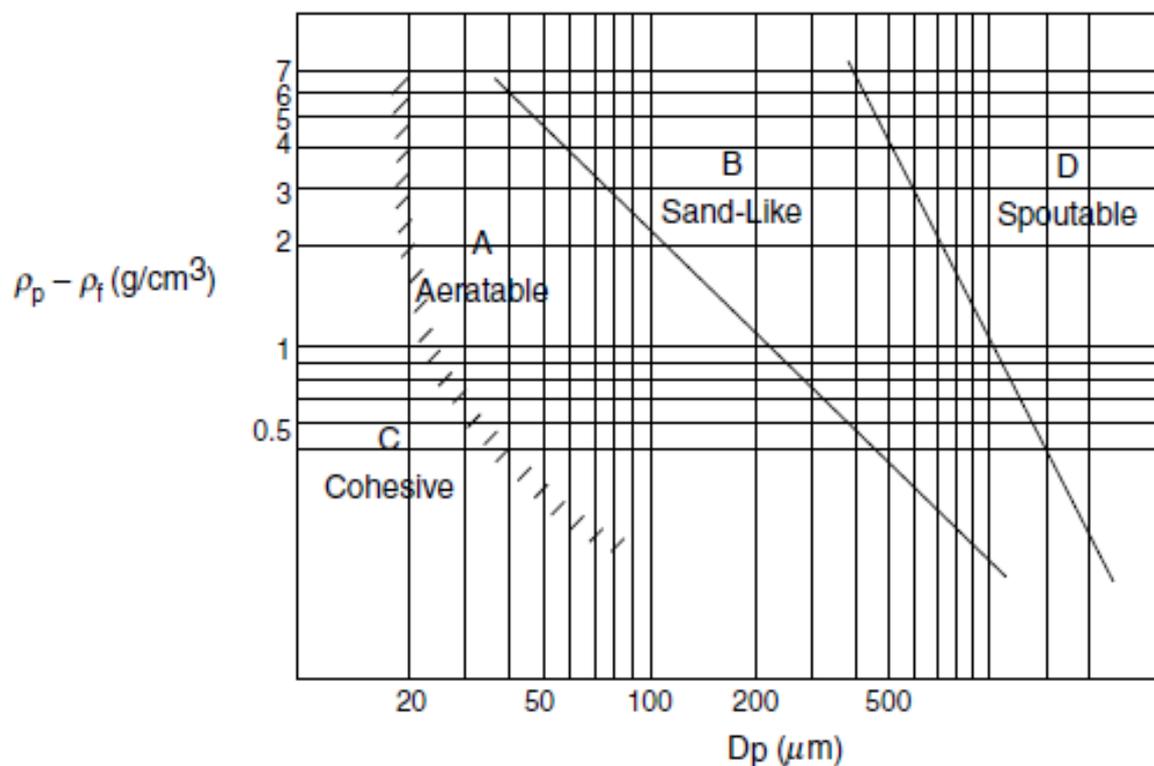
En una masa particulada, las partículas descansan unas sobre otras debido a la fuerza de la gravedad para formar un lecho fijo. Dependiendo de la forma de las partículas y de cómo están acomodadas, un cierto volumen de espacio entre las partículas permanece desocupado. Dicho espacio se denomina volumen vacío y se especifica como fracción de vacío o porosidad, definido como: (BASU, Prabir, 2006)

$$\varepsilon = \frac{\text{Volumen vacío}}{\text{volumen del lecho}} \quad (2.35)$$

Clasificación de partículas

(GELDART, 1972) Clasificó los sólidos en general en cuatro grupos, A, B, C y D, como se muestra en la FIGURA 2. 4. La clasificación de la partícula se grafica contra la diferencia de densidad entre el sólido y el gas de fluidización.

FIGURA 2. 4
CLASIFICACIÓN DE PARTICULAS SEGUN GELDART



FUENTE: (BASU, Prabir, 2006)

- *Grupo C*

Estas partículas son muy finas y suelen ser más pequeñas que $30 \mu m$. Las fuerzas entre partículas son comparables a la fuerza gravitacional sobre estas partículas. Por lo tanto, estas partículas son muy difíciles de fluidizar. (BASU, Prabir, 2006)

- *Grupo A*

Estas partículas están típicamente en el rango de 30 a $100 \mu m$. Estas partículas se fluidizan bien, pero se expanden considerablemente después de superar la velocidad mínima de fluidización y antes de que empiecen a aparecer las burbujas. (BASU, Prabir, 2006)

- *Grupo B*

Estas partículas están normalmente en el rango de 100 a $500 \mu m$ de tamaño. Se fluidizan bien y aparecen burbujas tan pronto como se supera la velocidad mínima de fluidización $U_{mb}/U_{mf} \cong 1$. (BASU, Prabir, 2006)

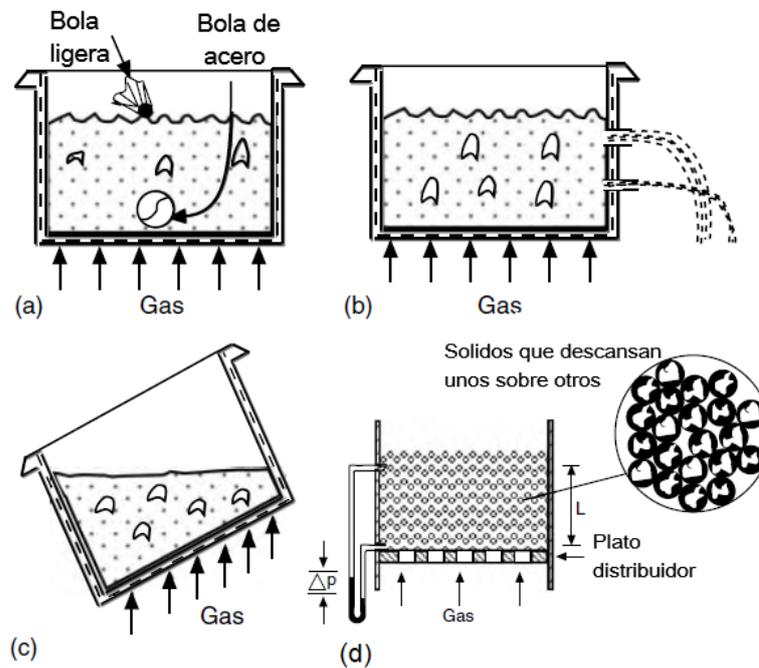
- *Grupo D*

Estas partículas son las más gruesas, ($> 500 \mu m$), y requieren una velocidad mucho mayor para fluidizar. Los lechos a chorro y algunas calderas de lecho fluidizado burbujeantes generalmente funcionan con este tamaño de sólidos. (BASU, Prabir, 2006)

B. Regímenes de fluidización

La fluidización es definida como la operación a través del cual sólidos finos son transformados a un estado similar a un fluido por medio del contacto con un gas o un líquido.

FIGURA 2. 5
CARACTERÍSTICAS DE UN FLUIDO EN UN LECHO FLUIDIZADO



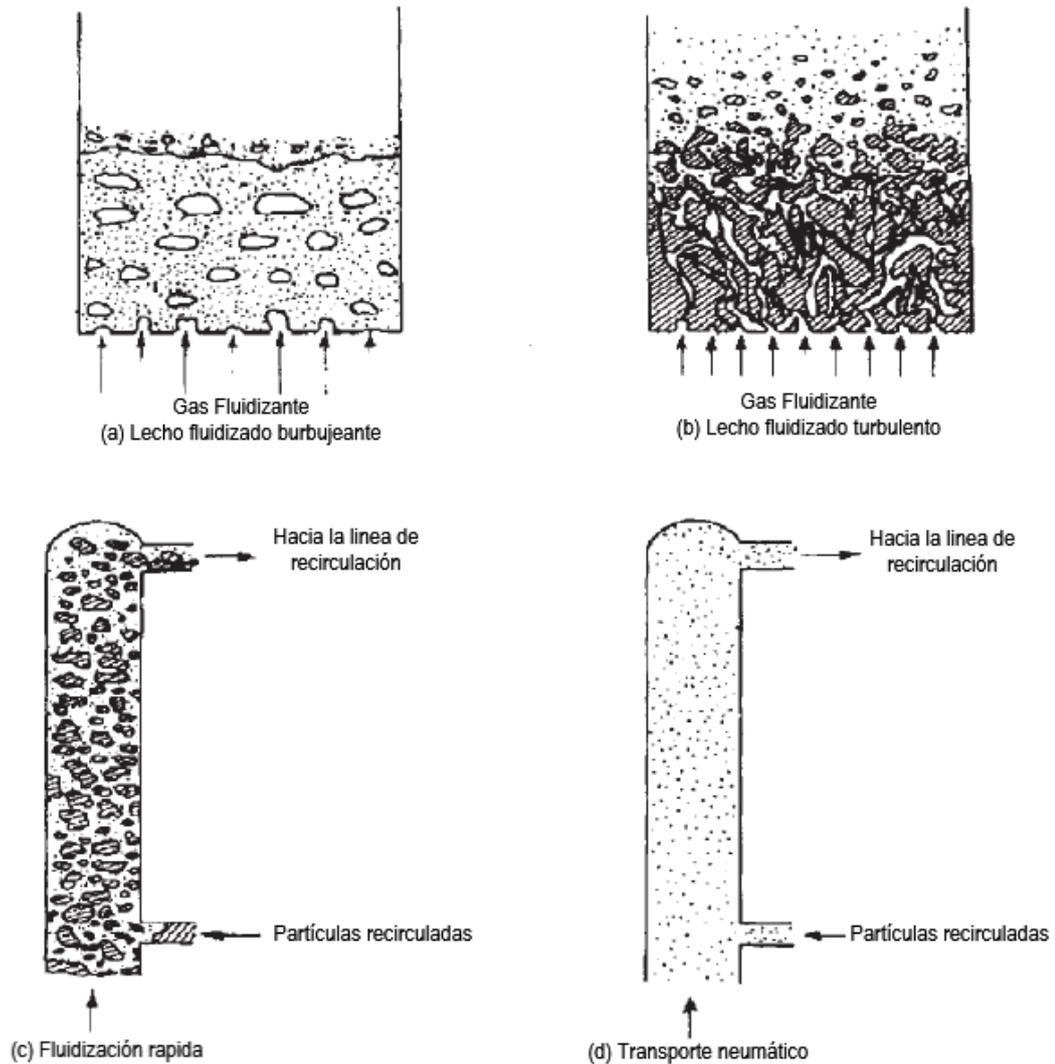
FUENTE: (BASU, Prabir, 2006)

En la FIGURA 2. 5 se muestra la formación de un lecho fluidizado, donde un gas se mueve hacia arriba a través de un lecho de solidos granulares que descansa sobre el fondo poroso de una columna. A medida que aumenta la velocidad del gas a través de las partículas sólidas, ocurre una serie de cambios en el movimiento de las partículas. (BASU, Prabir, 2006)

De esta manera, un objeto de poca densidad que se sumerge en el lecho fluidizado aparece inmediatamente en la superficie al dejarlo libre, caso contrario al de un objeto de mayor densidad que el del lecho, FIGURA 2. 5(a). Por otra parte, si se inclina el depósito la superficie superior del lecho permanece horizontal FIGURA 2. 5(c). Además, la diferencia de presión entre dos puntos del lecho es proporcional a la diferencia de altura entre ellos FIGURA 2. 5(d). El lecho también tiene propiedades semejantes a las del flujo de líquidos; así, las partículas se desplazan formando un chorro a través de un orificio en la pared del depósito y pueden formar un flujo desde un depósito a otro, como si de un líquido se tratara FIGURA 2. 5(b) (BARREIRA, 2007)

A una velocidad muy baja, las partículas permanecen estacionarias en el piso FIGURA 2. 6(a), pero a una velocidad suficientemente alta son transportadas fuera del recipiente FIGURA 2. 6(d). Con los cambios en la velocidad del gas, los sólidos se mueven de un estado o régimen a otro. (BASU, Prabir, 2006)

FIGURA 2. 6
REGÍMENES DEL LECHO FLUIDIZADO



FUENTE: (OKA, 2004)

Estos regímenes, ordenados según el aumento de las velocidades, son:

- Lecho fijo, (partículas estacionarias)
- Lecho burbujeante, FIGURA 2. 6(a)

- Lecho turbulento, FIGURA 2. 6 (b)
- Lecho rápido, FIGURA 2. 6 (c)
- Lecho de transporte, FIGURA 2. 6 (d)

Lecho fijo

El lecho fijo hace referencia a un lecho de partículas estacionarias que descansan encima de una rejilla perforada, a través del cual fluye un gas de bajo caudal que no afecta significativamente al movimiento de las partículas. (BASU, Prabir, 2006)

Cuando el gas fluye a través de un lecho lleno de sólidos, ejerce una fuerza de arrastre sobre las partículas, causando una caída de presión en el lecho. Según (ERGUN, 1952) la caída de presión por unidad de altura de un lecho fijo, $\Delta P/L$ de partículas de tamaño uniforme, d_p se correlaciona como:

$$\frac{\Delta P}{L} = 150 \frac{(1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \frac{\mu U}{(\phi d_p)^2} + 1.75 \frac{(1 - \varepsilon)}{\varepsilon^3} \frac{\rho_g U^2}{\phi d_p} \quad (2. 36)$$

ε : La fracción de vacío en el lecho

ϕ : Esfericidad de los sólidos del lecho

μ : Viscosidad dinámica del gas fluidizante

ρ_g : Densidad del gas fluidizante

U : Velocidad superficial del gas

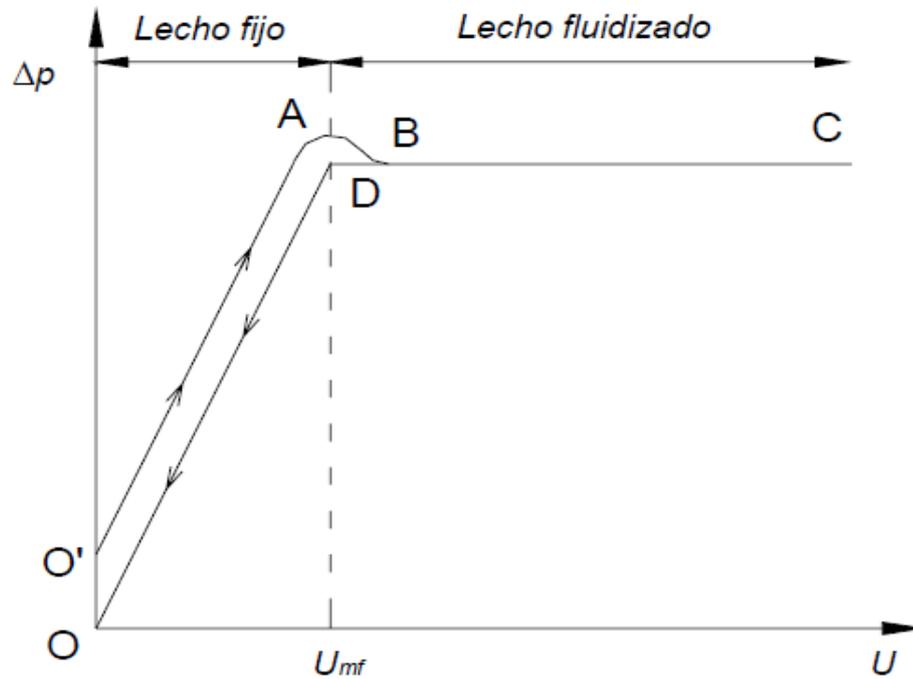
d_p : Diametro medio de la partícula

Lecho burbujeante

Si la velocidad de flujo de gas a través del lecho fijo aumenta, la caída de presión debida a la resistencia del fluido continúa aumentando según la Ecuación (2. 36), hasta que la velocidad superficial del gas alcanza un valor crítico conocido como la velocidad de mínima fluidización, U_{mf} , como se muestra en el GRAFICO 2. 4. A la velocidad en la que el arrastre del fluido es igual al peso de una partícula

menos su flotabilidad, el lecho fijo se transforma en un lecho incipientemente fluidizado. (BASU, Prabir, 2006)

GRAFICO 2. 4
CAIDA DE PRESION EN EL LECHO vs VELOCIDAD SUPERFICIAL DEL GAS



FUENTE: (BARREIRA, 2007)

Dado que la caída de presión a través del lecho es igual al peso del lecho, la fuerza de arrastre del fluido F_D se escribe como:

$$F_D = \Delta P A = AL(1 - \varepsilon)(\rho_p - \rho_g)g \quad (2. 37)$$

Donde A y L son el área de la sección transversal y la altura del lecho, respectivamente.

La velocidad mínima de fluidización a la cual el lecho comienza a fluidizar, (U_{mf}), se puede obtener resolviendo la Ecuación(2. 36) y la Ecuación(2. 37) simultáneamente para obtener la Ecuación(2. 38) o la Ecuación(2. 39)

$$Re_{mf} = \frac{U_{mf} d_p \rho_g}{\mu} = (C_1^2 + C_2 \cdot Ar)^{0.5} - C_1 \quad (2. 38)$$

Donde C_1 y C_2 son valores empíricos que se pueden obtener de la TABLA 2. 5

TABLA 2. 5
VALORES PARA C1 Y C2

C_1	C_2	Fuente
27.2	0.0408	(GRACE, 1982)
28.7	0.0494	Para partículas gruesas (CHITESTER, 1984)
33.7	0.0408	Para partículas finas (WEN, y otros, 1966)

FUENTE: (BASU, Prabir, 2006) y (KUNII, y otros, 1991)

$$Ar = \frac{1.75}{\varepsilon_{mf}^3 \cdot \phi} Re_{mf}^2 + \frac{150(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \cdot \phi^2} Re_{mf} \quad (2. 39)$$

Donde el número de Arquímedes es:

$$Ar = \frac{\rho_g(\rho_p - \rho_g)gd_p^3}{\mu^2} \quad (2. 40)$$

Observando el desarrollo anterior se tiene que el cálculo de la velocidad de mínima fluidización pasa por conocer las características de las partículas (densidad ρ_p y diámetro d_p) y del fluido-gas (densidad ρ_g y viscosidad μ) durante la operación. Además, es preciso saber el valor de la fracción de vacío al comienzo de la fluidización, ε_{mf} , parámetro que resulta complejo de determinar con exactitud y que, en la práctica, se aproxima al valor de la fracción de vacío en el lecho fijo, ε . (BARREIRA, 2007)

Cuando ε_{mf} y ϕ no son conocidos, uno puede estimar U_{mf} para un lecho de partículas irregulares reescribiendo la Ecuación (2. 39) de la siguiente manera:

$$Ar = K_1 Re_{mf}^2 + K_2 Re_{mf} \quad (2. 41)$$

Donde:

$$K_1 = \frac{1.75}{\varepsilon_{mf}^3 \cdot \phi} \quad \text{y} \quad K_2 = \frac{150(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \cdot \phi^2}$$

En la TABLA 2. 6 se dan valores para K_1 y K_2

TABLA 2. 6
VALORES PARA K1 Y K2

Investigadores	Primero $K_2/2K_1$	Segundo $1/K_1$
(WEN, y otros, 1966)	33.7	0.0408
(RICHARDSON, y otros, 1971)	25.7	0.0365
(SAXENA, y otros, 1977)	25.3	0.0571
(BABU, y otros, 1978)	25.3	0.0651
(GRACE, 1982)	27.2	0.0408
(CHITESTER, 1984)	28.7	0.0494

FUENTE: (KUNII, y otros, 1991)

Para las partículas del Grupo B y D, un aumento adicional en el flujo de gas puede hacer que el exceso del mismo fluya en forma de burbujas.

Estas burbujas comienzan a aparecer cuando la velocidad del gas superficial excede un valor característico llamado velocidad mínima de burbujeo, U_{mb} .

Lecho turbulento

Cuando la velocidad de un gas a través de un lecho fluidizado burbujeante aumenta por encima de la velocidad de burbujeo mínima, el lecho comienza a expandirse. Un aumento continuo en la velocidad puede eventualmente mostrar un cambio en el patrón de expansión del lecho, lo que indica una transición hacia un nuevo régimen llamado lecho turbulento.

La transición del lecho burbujeante a turbulento no se produce repentinamente. El inicio de esta transición comienza a la velocidad U_c y se completa a la velocidad U_K . Actualmente, no se dispone de una correlación general para el cálculo de la velocidad de transición del lecho burbujeante al lecho turbulento. Sin embargo, de (GRACE, 1982) se indican algunas correlaciones restringidas basadas en lechos de diámetros pequeños. (BASU, Prabir, 2006)

$$U_c = 3.0 \sqrt{\rho_p d_p} - 0.17 \quad (2. 42)$$

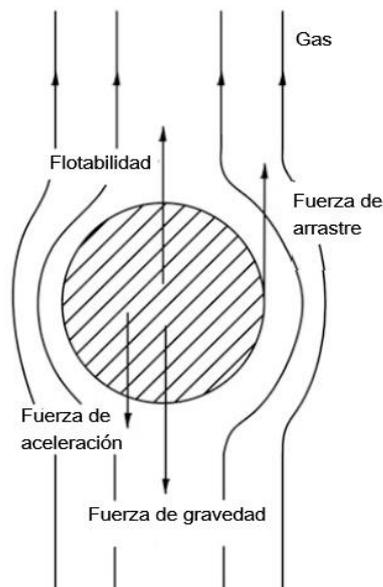
$$U_K = 7.0 \sqrt{\rho_p d_p} - 0.77 \quad (2.43)$$

Donde $(\rho_p d_p)$ está en el rango de 0.05-0.7 Kg/m²

- *Velocidad terminal de la partícula, U_T*

Cuando una partícula cae libremente desde el reposo acelerando por efecto de la gravedad, la fuerza de flotación y la resistencia del fluido se oponen al efecto de la gravedad como muestra en la FIGURA 2. 7. La partícula acelera hasta que alcanza una velocidad de equilibrio llamada velocidad terminal. (BASU, 2015)

FIGURA 2. 7
FUERZAS ACTUANDO EN UNA PARTÍCULA SUSPENDIDA EN UN FLUJO ASCENDENTE



FUENTE: (BASU, 2015)

El GRAFICO 2. 5 es una representación gráfica que nos permite una evaluación directa de U_T , dado d_p y las propiedades físicas del sistema. Este grafico introduce un diámetro de partícula d_p^* y una velocidad de gas U_T^* sin dimensiones. (KUNII, y otros, 1991)

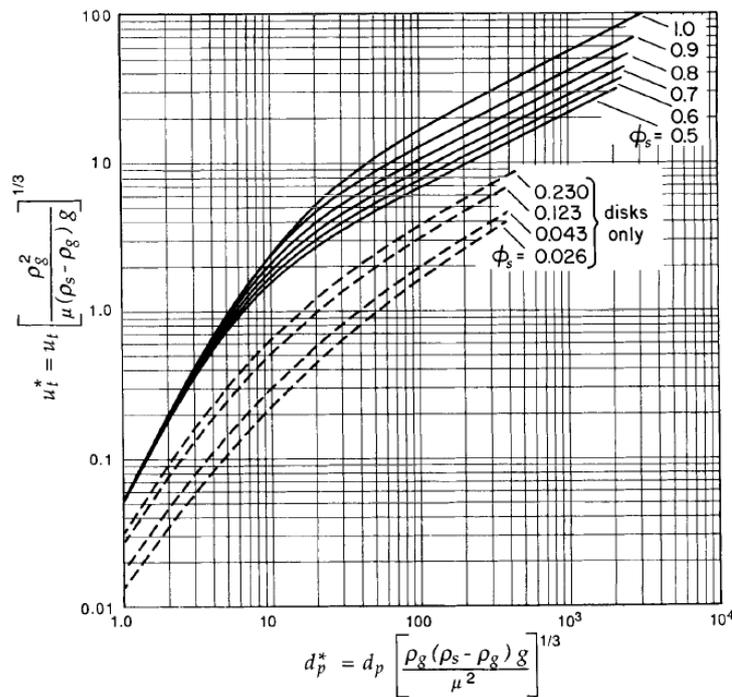
$$d_p^* = d_p \left[\frac{\rho_g (\rho_p - \rho_g) g}{\mu^2} \right]^{\frac{1}{3}} \quad (2.44)$$

$$U_T^* = U_T \left[\frac{\rho_g^2}{\mu(\rho_p - \rho_g)g} \right]^{1/3} \quad (2.45)$$

(HAIDER, y otros, 1988) presentan la siguiente aproximación para la evaluación directa de la velocidad terminal de las partículas teniendo $0.5 < \phi < 1$.

$$U_T^* = \left[\frac{18}{d_p^{*2}} + \frac{2.335 - 1.744\phi}{d_p^{*0.5}} \right]^{-1} \quad (2.46)$$

GRAFICO 2.5
DETERMINACIÓN DE LA VELOCIDAD TERMINAL DE PARTÍCULAS QUE CAEN A TRAVÉS DE FLUIDOS



FUENTE: (HAIDER, y otros, 1988)

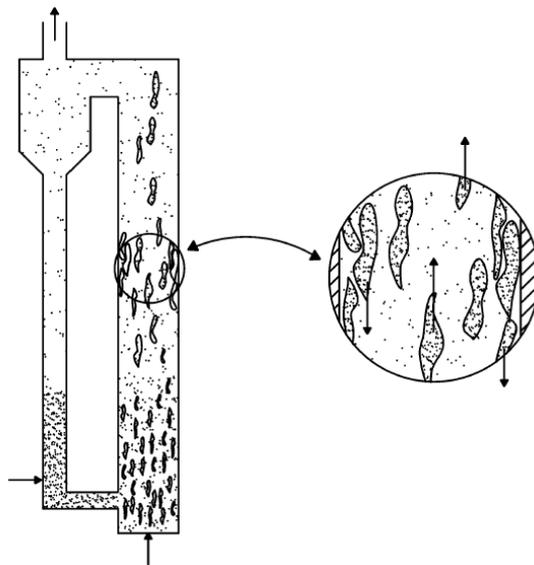
Lecho rápido

El lecho fluidizado rápido se puede definir como una suspensión de gas - sólidos a alta velocidad donde las partículas, separadas por el gas de fluidización por encima de la velocidad de transporte de las partículas, se recuperan y devuelven a la base del gasificador a una velocidad suficientemente alta como para causar un grado de reflujó sólido que asegure un nivel mínimo de uniformidad de temperatura en el gasificador. (BASU, 2015). En la FIGURA 2. 8 se muestra la fluidización rápida de un lecho.

- *Velocidad de asfixia, U_{CH}*

Si la velocidad del gas disminuye demasiado, la concentración de sólidos en la columna aumenta hasta un punto en que la columna está saturada, es decir, el gas ya no puede transportar los sólidos en la columna. Los sólidos comienzan a acumularse, llenando la columna. Esto se caracteriza por un aumento pronunciado en la caída de presión. Esta condición se denomina “asfixia”. (BASU, 2015)

FIGURA 2. 8
UN LECHO FLUIDIZADO RÁPIDO COMPUESTO POR AGLOMERADOS SÓLIDOS QUE SE MUEVEN HACIA ARRIBA Y HACIA ABAJO EN UNA DISPERSIÓN DE SÓLIDOS MUY DILUIDA



FUENTE: (BASU, 2015)

- *Velocidad de transporte, U_{TR}*

Hay una velocidad mínima por debajo de la cual no puede ocurrir una fluidización rápida, independientemente de la velocidad de circulación. Si un lecho se fluidiza por encima de la velocidad terminal de las partículas, todos los sólidos se arrastran fuera de la columna en un período de tiempo finito, a menos que se reemplacen simultáneamente. A medida que la velocidad disminuye desde un nivel muy superior a la velocidad terminal, el tiempo necesario para vaciar el recipiente aumenta gradualmente hasta que alcanza una velocidad crítica por debajo de la cual hay un aumento repentino en el tiempo de vaciado del recipiente. Esta velocidad se llama la velocidad de transporte, U_{TR} . (BASU, 2015)

Según (PERALES, y otros, 1991):

Para: $20 < Ar < 50000$

$$U_{TR} = 1.45 \frac{\mu}{\rho_g d_p} Ar^{0.484} \quad (2.47)$$

- **Lecho de transporte**

Para una velocidad de alimentación continua de sólidos finos, dos velocidades limitan el lecho rápido, la velocidad de asfixia y la velocidad límite más alta que marca la transición de la fluidización rápida al transporte neumático. Si la velocidad del aire es lo suficientemente alta y la velocidad de alimentación de los sólidos es lo suficientemente pequeña, todos los sólidos serán transportados por el tubo como partículas separadas ampliamente dispersas en el gas.

Esta velocidad toma lugar cuando la caída de presión promedio a través de la columna alcanza un valor mínimo. No hay correlación completa disponible por el momento para estimar esta velocidad. Solo los datos experimentales pueden proporcionar la guía necesaria para esta transición.

2.2.4 Residuos de la caña de azúcar

A. Residuos de la caña de azúcar como fuente de energía en Paramonga

La caña de azúcar es uno de los principales cultivos del distrito de Paramonga, ocupando una superficie estimada de más de 10000 hectáreas.

Después de realizada la cosecha mecanizada de los cañaverales queda en el lote el residuo agrícola de cosecha (RAC), que en ciertos casos es quemado por los productores por provocar los siguientes efectos negativos:

- Dificulta el cultivo mecánico, la fertilización y el control selectivo de malezas a través del colchón de residuo.
- Demora el brotado y genera discontinuidad del mismo, produciendo una disminución del rendimiento cuando las temperaturas son bajas y/o el suelo está muy húmedo luego de cosechar.
- Incrementa las poblaciones de plagas que se refugian y multiplican debajo del RAC.

Al quemar la caña se genera la pérdida del 48% del RAC, presentando una serie de inconvenientes como:

- Incremento de la necesidad de herbicidas.
- Pérdida de nutrientes del suelo y afectaciones a los microorganismos.
- Disminución de la porosidad del suelo y como consecuencia de esto menor infiltración del agua.
- Eliminación de los enemigos naturales de las plagas.

Toda esta biomasa que es quemada o abandonada en los campos podría ser aprovechada para la generación de energía como una alternativa renovable de producción de energía, diversificando así la matriz energética del distrito.

Por tradición los ingenios azucareros no son ajenos a la cogeneración de energía a partir de la fibra de caña de azúcar (bagazo), que sustituye los combustibles fósiles como el gas y el fuel-oíl. La FIGURA 2. 9 muestra el almacenamiento de bagazo en Paramonga para su posterior uso en horno de la caldera.

FIGURA 2. 9
RESIDUOS DE FIBRA DE CAÑA DE AZÚCAR (BAGAZO) ALMACENADO



FUENTE: Propia

La biomasa aprovechable energéticamente son el bagazo y los RAC, cuyas proporciones aproximadas (del total, Base Húmeda) son:

- 1/3 como bagazo (residuo del proceso de molienda en la fábrica).
- 2/3 como Residuos Agrícolas de Cosecha, RAC (su disponibilidad depende del tipo de cosecha empleado y de la decisión de cuanto dejar en el campo).

En la FIGURA 2. 10 se muestra un conjunto de hojas secas de caña de azúcar amontonadas.

FIGURA 2. 10
HOJA DE CAÑA DE AZUCAR SECA



FUENTE: https://static4.depositphotos.com/1015381/309/i/950/depositphotos_3092762-stock-photo-dry-palm-leaves.jpg

B. Potencial energético de los residuos de la caña de azúcar en Paramonga

Según la memoria 2013 de Agro Industrial Paramonga se cosecharon 1234264 toneladas de caña en el año 2013, con un rendimiento de 144.15 toneladas de caña por hectárea frente a 136.53 en el 2012 alcanzando un promedio de 114.69 toneladas de caña por hectárea/año (TCHA) hasta el 2013.

Se puede considerar que los residuos dejados en el campo (hojas y cogollos) representan en promedio 150 Kg por tonelada de tallo entero de caña (REIN, 2012) lo que significa 15% en peso por lo cual se tendría 185139.6 toneladas de residuos de caña de azúcar por año.

Peter Rein cita de Hassuani 2001 que en la práctica, la eficiencia de recobrado de estos residuos de los campos varía entre 56% y 84%. Entonces en promedio

queda un 69% realmente aprovechable en la generación de energía por gasificación resultando 127746.3 toneladas por año.

FIGURA 2. 11
HOJAS, COGOLLO Y DEMAS RESIDUOS DE DE CAÑA DE AZÚCAR (BROZA) ALMACENADO



FUENTE: Propia

Una tonelada de hoja de caña de azúcar puede llegar a generar 500kWh (SILVESTRIN, 2010), por lo que en Paramonga para el año 2013 pudo haberse generado aproximadamente 63.87 GWh de energía disponible a ser utilizada en algún proceso.

Agro Industrial Paramonga cuenta con una planta térmica con potencia de 23 Megavatios y entrega al país 115,000 Megavatios-hora (115GWh) de energía cada año, suficiente para suministrar eléctricamente, por ejemplo a una ciudad de medio millón de habitantes.

2.2.5 Componentes de un gasificador LFC

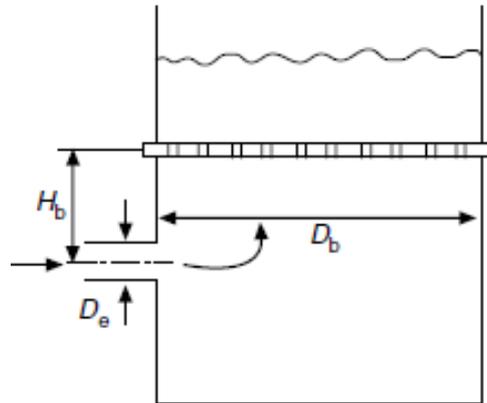
A. Plenum o caja de aire

La función de la caja de aire o plenum es distribuir el aire debajo del plato distribuidor de la manera más uniforme posible.

En la FIGURA 2. 12 se muestra un bosquejo de lo que vendría a ser las dimensiones principales de una caja de aire en la cual se admite una entrada

lateral de diámetro D_e por el cual ingresa el aire que fluidizará las partículas de biomasa dentro del gasificador.

FIGURA 2. 12
CÁMARA DE AIRE CON AIRE DE ENTRADA LATERAL.



FUENTE: (BASU, Prabir, 2006)

La altura de la entrada de aire debajo de la rejilla se puede elegir de la siguiente manera (BASU, Prabir, 2006):

$$\text{Si } D_e > D_b/100 \rightarrow H_b = 0.2D_b + 0.5D_e \quad (2. 48)$$

$$\text{Si } D_e < D_b/100 \rightarrow H_b = 18D_e \quad (2. 49)$$

B. Distribuidor de aire de fluidización

La rejilla de distribución de aire, también llamada placa de distribución, soporta los materiales del lecho y distribuye homogéneamente el gas de fluidización en el lecho de sólidos. Este es un aspecto importante del diseño del lecho fluidizado porque más allá de la placa distribuidora no hay otros medios físicos para influir en la distribución del aire a través de los sólidos. (BASU, Prabir, 2006)

Para la dimensión de la placa de distribución se tomará el procedimiento usado en (OLIVARES GOMEZ, 1996) donde ρ_g y μ_g están a temperatura ambiente.

- Caída de presión en el lecho en condiciones de mínima fluidización (ΔP_b)

$$\Delta P_b = H_{mf}(1 - \epsilon_{mf})(\rho_p - \rho_g)g \quad (2. 50)$$

- Asumir un valor de diámetro de orificios de boquilla (d_{or}). Generalmente se asume:

$$d_{or} = 4 \cdot d_p \quad (2.51)$$

- Diámetro equivalente del lecho (D_e)

$$D_{eq} = \frac{4 \cdot A_{tr}}{\text{Perímetro}} \quad (2.52)$$

- Caída de presión mínima en el plato distribuidor (ΔP_d)

$$\Delta P_d = \Delta P_b \left(0.01 + 0.2 \left(1 - e^{\frac{-D_{eq}}{2H_{mf}}} \right) \right) \quad (2.53)$$

- Comprobación de la garantía de distribución uniforme de gas a través de los orificios del plato mediante la resistencia de reordenamiento (ΔP_r) el cual viene a ser la caída de presión del gas entrando a los orificios del plato, A_e es el área de la sección transversal del tubo de entrada al plenum, U_g es la velocidad de operación en el gasificador LFC.

$$\Delta P_r < \frac{\Delta P_d}{100} \quad (2.54)$$

$$\Delta P_r = \rho_g \frac{\left(U_g \frac{A_G}{A_e} \right)^2}{2g} \quad (2.55)$$

- Asumir un valor para el número de orificios por boquilla (N_o)
- Diámetro interior de boquillas (d_i)

$$d_i = 1.5 d_{or} \sqrt{N_o} \quad (2.56)$$

- Asumir un valor (e) para el espesor de las paredes de las boquillas tipo tuyere.
- Asumir un valor (t) para el espesor del plato distribuidor
- Coeficiente de descarga de orificio (C_D)

$$C_D = 0.82 \left(\frac{t}{d_{or}} \right)^{0.13} \quad (2.57)$$

- Velocidad del gas a través del orificio (U_{or})

$$U_{or} = \sqrt{(C_D)^2 2 \frac{\Delta P_d}{\rho_g}} \quad (2.58)$$

- Número de orificios por unidad de área de superficie de distribuidor (N_{or})

$$N_{or} = \left(\frac{U_g}{U_{or}} \right) \frac{4}{\pi (d_{or})^2} \quad (2.59)$$

- Número de boquillas por unidad de área de lecho (N_b)

$$N_b = \frac{N_{or}}{N_o} \quad (2.60)$$

- Número total de boquillas (N_T)

$$N_T = (N_b)(A_G) \quad (2.61)$$

- Arreglo y paso (P)

$$P = \frac{1}{\sqrt{N_b \sin 60}} (\text{triangular}) \quad (2.62)$$

$$P = \frac{1}{\sqrt{N_b}} (\text{cuadrangular}) \quad (2.63)$$

- Altura de los orificios de las boquillas (h)

$$h = \frac{1}{g^{0.2}} \left[\frac{6(U_g - U_{mf})}{\pi N_{or}} \right]^{0.4} \quad (2.64)$$

- Comprobación para garantizar la operación estable de los orificios del plato

$$\frac{16\rho_g U_g}{[\pi N_{or} C_D (d_{or})^2]^2} > 800 \quad (2.65)$$

- Comprobación de canalización

$$\frac{U_{or}}{\sqrt{2g \frac{\Delta P_b}{\rho_g}}} < 1 \quad (2.66)$$

- Altura de boquillas

$$h_s = 2P \quad (2.67)$$

- Relación de plato perforado/boquillas

$$\frac{\left(1 - \frac{2}{\pi}\right) h_s \rho_p (1 - \varepsilon_{mf}) g}{1 - \left(\frac{U_{mf}}{U_g}\right)^2} < \Delta P_d \quad (2.68)$$

- Comprobación de eliminación de zonas muertas (partículas entre los orificios de la placa y cerca de las paredes del lecho)

La metodología de cálculo presentada exige el uso de los siguientes parámetros en centímetros (cm):

$$P' = 100P \quad d'_{or} = 100d_{or} \quad U'_{mf} = 100U_{mf}$$

$$U'_g = 100U_g \quad d'_i = 100d_i \quad N'_{or} = N_{or} 10^{-4} \left(\frac{1}{cm^2}\right)$$

- Cálculo de la velocidad del gas a la salida del orificio en condiciones de fluidización (cm/s)

$$U_j = \frac{U'_g}{\frac{\pi}{4} d_i^2 N_b} \quad (2.69)$$

- Cálculo de la velocidad del gas a la salida del orificio en condiciones de mínima fluidización (cm/s)

$$U_{jmf} = \frac{U'_{mf}}{\frac{\pi}{4} d_i^2 N_b} \quad (2.70)$$

- Comprobación

$$[0.62(U_j - U_{jmf})d_i^2]^{0.45} + d_i \geq P \quad (2.71)$$

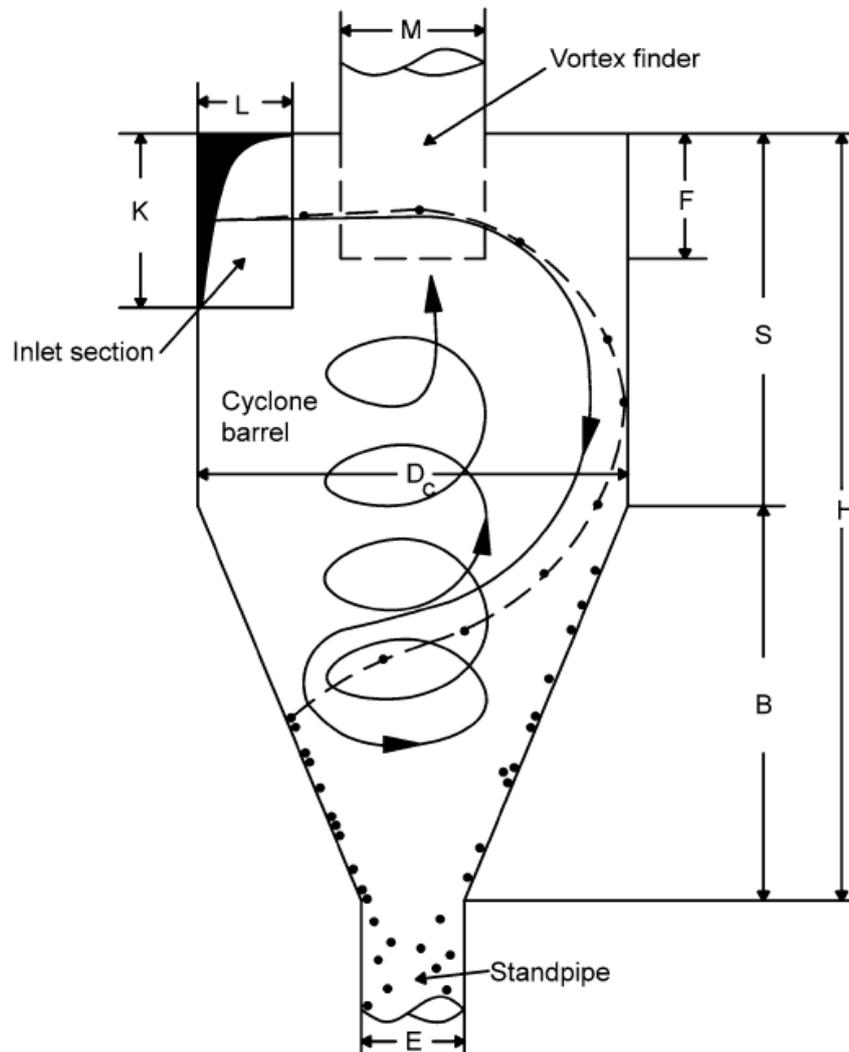
- Angulo de inclinación de la cabeza de boquillas

La literatura recomienda que este ángulo debe ser mayor que el ángulo de reposo del material del lecho.

C. Ciclón separador gas – sólido

Los separadores ciclónicos proporcionan un método para eliminar partículas de aire u otras corrientes de gas a bajo costo y bajo mantenimiento. Los ciclones son básicamente separadores centrífugos, consisten en una parte cilíndrica superior denominada barril y una parte cónica inferior denominada cono como se muestra en la FIGURA 2. 13.

FIGURA 2. 13
CICLON CON ENTRADA TANGENCIAL Y BUSCADOR DE VORTICE



FUENTE: (BASU, Prabir, 2006)

Simplemente transforman la fuerza de inercia de los flujos de partículas de gas en una fuerza centrífuga por medio de un vórtice generado en el cuerpo del ciclón. La corriente de aire cargada de partículas entra tangencialmente en la parte superior del barril y viaja hacia abajo en el cono formando un vórtice exterior. El aumento de la velocidad del aire en el vórtice exterior da como resultado una fuerza centrífuga sobre las partículas que las separan de la corriente de aire. Cuando el aire llega a la parte inferior del cono, comienza a fluir radialmente hacia adentro y sale por la parte superior como aire / gas limpio mientras las partículas caen en la cámara de recolección de polvo unida a la parte inferior del ciclón. (BASHIR, 2015)

La mayoría de los fabricantes tienen diseños patentados para sus ciclones basados en la experiencia operativa de unidades comerciales como se muestra en la TABLA 2. 7. Sin embargo, un enfoque tentativo para el diseño de un ciclón para un gasificador de lecho fluidizado circulante puede ser el siguiente:

- Elegir una velocidad de entrada de la TABLA 2. 7, la cual debe preferiblemente estar en el rango de 20 a 35 m/s. Siendo el área de entrada (K. L) dada por la siguiente ecuación:

$$K.L = \frac{\text{Flujo de gas}}{V_e} \quad (2. 72)$$

TABLA 2. 7
DIMENSIONES TÍPICAS Y VELOCIDADES DE ENTRADA USADAS EN CICLONES UTILIZADOS EN CALDERAS LFC COMERCIALES

Heat input (MW)	67	75	109	124	124	207	211	234	327	394	396	422
Number of cyclones	2	2	2	2	1	2	2	2	2	3	2	4
Body diameter (m)	3	4.1	3.9	4.1	7.2	7.0	6.7	6.7	7.0	5.9	7.3	7.1
Estimated gas throughput per cyclone at 850°C (× 10 ⁶ m ³ /h)	0.175	0.19	0.285	0.325	0.54	0.55	0.55	0.61	0.85	0.68	1.03	0.6
Inlet gas velocity ^a (m/sec)	43	25	41	43	23	25	27	30	38	43	43	24

FUENTES: (BASU, Prabir, 2006)

- Uno puede entonces calcular un diámetro aceptable usando la proporción geométrica dada en la TABLA 2. 8 y calcular las demás dimensiones en base al diámetro.

TABLA 2. 8
 PROPORCIONES ESTANDAR DE CICLONES (REFERIDO A LA FIGURA 2. 13)

Recommended Duty	$\frac{K}{D_c}$	$\frac{L}{D_c}$	$\frac{M}{D_c}$	$\frac{F}{D_c}$	$\frac{S}{D_c}$	$\frac{H}{D_c}$	$\frac{E}{D_c}$	N_h	$\frac{Q}{D_c^2}$	References
a. High throughput	0.75	0.375	0.75	0.875	1.5	4.0	0.375	7.2	4.58	Stairmand (1951)
b. High throughput	0.8	0.35	0.75	0.85	1.7	3.7	0.4	7.0	3.47	Swift (1969)
c. General purpose	0.5	0.25	0.5	0.6	1.75	3.75	0.4	7.6	1.86	Swift (1969)
d. General purpose	0.5	0.25	0.5	0.625	2.0	4.0	0.25	8.0	1.91	Lapple (1951)
e. High efficiency	0.44	0.21	0.4	0.5	1.4	3.9	0.4	9.2	1.37	Swift (1969)
f. High efficiency	0.5	0.22	0.5	0.5	1.5	4.0	0.375	5.4	1.53	Stairmand (1951)
General CFB	0.8	0.35	0.45	0.5-1.0	1.0	2.0	—	—	—	—

FUENTE: (BASU, Prabir, 2006)

- Calcular la velocidad de saltación con la siguiente ecuación:

$$V_{salt} = 4.913W \left[\frac{(L/D_c)^{0.4}}{(1 - L/D_c)^{1/3}} \right] D_c^{0.067} V_e^{2/3} \quad (2. 73)$$

Donde W es la velocidad equivalente:

$$W = \left[\frac{4g\mu(\rho_p - \rho_g)}{3\rho_g^2} \right]^{1/3} \quad (2. 74)$$

Y verificar que $\frac{V_e}{V_{salt}} < 1.35$ para que no haya resuspensión del material particulado

- Factor de configuración

$$G = \frac{8 \left(\frac{V_{sc} + \frac{V_R}{2}}{D_c^3} \right)}{\left(\frac{K}{D_c} \cdot \frac{L}{D_c} \right)^2} \quad (2. 75)$$

Donde V_{sc} es el volumen de salida y V_R es el volumen evaluado sobre la longitud del ciclón. Los cuales se halla de la siguiente manera:

$$V_{sc} = \frac{\pi}{4} \left(F - \frac{K}{2} \right) (D_c^2 - M^2) \quad (2. 76)$$

Donde (M) es el diámetro del buscador de vórtice del ciclón.

$$V_R = \frac{\pi}{4} D_c^2 (S - F) + \frac{\pi}{12} D_c^2 (L + F - S) \left[1 + \frac{K_L}{D_c} + \left(\frac{K_L}{D_c} \right)^2 \right] - \frac{\pi}{4} M^2 (L) \quad (2.77)$$

Donde:

$$K_L = D_c - (D_c - B) \left[\frac{L + F - S}{H - S} \right] \quad (2.78)$$

Verificando previamente que $H' < H - F$

Donde H' es la longitud natural del ciclón y H es la altura total del ciclón como se muestra en la FIGURA 2. 13.

$$H' = 2.3(M)^3 \sqrt[3]{\frac{D_c^2}{K \cdot L}} \quad (2.79)$$

- Caída de presión en el ciclón

Para calcular la caída de presión en el ciclón utilizaremos la ecuación desarrollada por Shepherd y Lapple, la cual debe ser $\Delta P < 2488.16Pa$.

$$\Delta P = \frac{1}{2} \rho V_e^2 (N_h) \quad (2.80)$$

D. Recirculación de sólidos

Los reactores de lecho fluidizado circulante, como su nombre indica, circulan sólidos por medio de un dispositivo no mecánico que mueve los sólidos del ciclón de baja presión al fondo de alta presión del cuerpo del reactor o tubo ascendente. (BASU, Prabir, 2006)

Tipos de válvulas no mecánicas

Las válvulas no mecánicas son dispositivos que facilitan el flujo de sólidos entre el tubo vertical y el cuerpo del gasificador sin ninguna fuerza mecánica externa. El aire ayuda al movimiento de sólidos a través de estas válvulas. La circulación de sólidos entre el reactor y el ciclón es vital para el gasificador LFC.

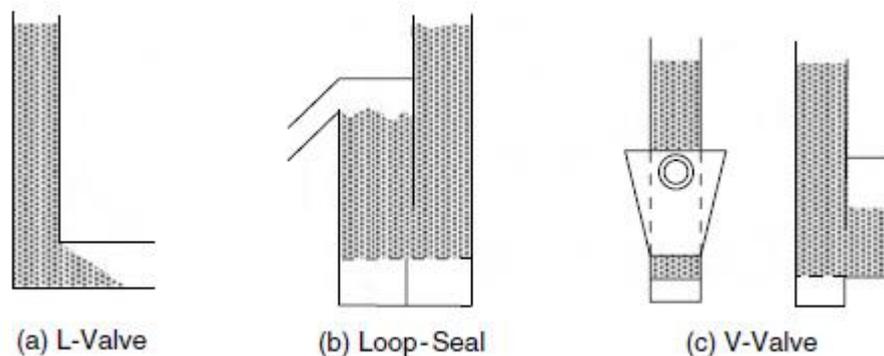
El caudal de sólidos a través de estos sistemas se rige por el sistema general, que incluye la tasa de aireación a través de la válvula. Varios tipos de válvulas no mecánicas, como se muestra en la FIGURA 2. 14, están disponibles para

mover sólidos en un circuito de LFC, pero las calderas y los gasificadores de lecho fluidizado circulante generalmente usan uno de los siguientes dos tipos de válvulas:

- Válvula L, FIGURA 2. 14(a)
- Sello bucle, FIGURA 2. 14(b)

La válvula en V, FIGURA 2. 14(c) una válvula de propósito especial disponible para reactores LFC, normalmente no se usa en calderas o gasificadores LFC. La válvula L también se usa muy raramente en tales aplicaciones.

FIGURA 2. 14
VALVULAS NO MECANICAS



FUENTE: (BASU, Prabir, 2006)

Para la presente investigación se verá las siguientes consideraciones de una válvula L por ser de un diseño más simple.

Consideraciones de diseño

- La velocidad lineal de los sólidos en el tubo vertical es un factor limitante. Se ha alcanzado una velocidad superficial sólida de hasta 0,5 m/s en las válvulas L de laboratorio. Sin embargo, de (BASU, Prabir, 2006) para la mayoría de las aplicaciones prácticas, no puede superar los 0,3 m/s.
- El límite superior de la velocidad superficial de los sólidos V_{sl} a través de la válvula L puede calcularse a partir de la ecuación empírica citada en (BASU, Prabir, 2006):

$$V_{sl} = 0.95\sqrt{D_L} \quad (2. 81)$$

- La longitud de la sección horizontal de la válvula L debe estar preferiblemente dentro del rango de $(1.5 \text{ a } 5)DL$ y $(8 \text{ a } 10)DL$. Donde DL es el diámetro de la válvula L. (BASU, Prabir, 2006)
- Un solo punto de aireación puede servir válvulas L de hasta 0,3 m de diámetro, pero para válvulas más grandes se pueden necesitar al menos cuatro puntos de aireación alrededor de su circunferencia (BASU, Prabir, 2006).
- El punto de aireación debe estar a una altura de aproximadamente $2DL$ sobre el centro del eje horizontal de la válvula en L. (BASU, Prabir, 2006)

E. Sistema de alimentación

El dimensionamiento del sistema por el cual el combustible o biomasa será llevado al reactor comprende la tolva de biomasa, el mecanismo de tornillo sin fin, el motor que lo acciona y la caja reductora de velocidad.

El tornillo sin fin es un elemento de transporte y alimentación adecuado cuando se quiere descargar material desde una tolva que tiene una apertura alargada o prismática. Además, como es un equipo cerrado, es un sistema idóneo para el transporte y la descarga de elementos finos o pulverulentos puesto que no se ve afectado por las condiciones climáticas (viento, etc.) y disminuye la posibilidad de generar atmosferas explosivas.

Para el dimensionamiento del tornillo sin fin y la tolva se usará la metodología que se empleó en (GARCIA, 2017), considerando parámetros tomados en la tesis ya citada por trabajar con hoja de caña triturada.

Dimensionamiento de tornillo sin fin

Para el dimensionamiento de este mecanismo se hallará el diámetro del tornillo, la longitud total y el paso entre sus hélices.

Su cálculo se hace por la ecuación de Spivakovsky y Dyachkov (1982) citada en (GARCIA, 2017):

$$\dot{m}_c = 60 \left(\frac{\pi D^2}{4} \right) Sx(n)x\Psi x\Upsilon xC_a \quad (2. 82)$$

Donde:

\dot{m}_c = Es el flujo másico de combustible requerido (kg/h)

D = Diámetro del tornillo tomando en cuenta las hélices y el eje. (m)

S = Es el paso del tornillo (m)

n = Revoluciones por minuto del tornillo (RPM).

Ψ = Es un coeficiente de eficiencia de carga del tornillo que depende principalmente de la carga a transportar. (Adimensional).

Υ = Es el peso específico del material de alimentación. (kg/m³)

C_a = Factor que considera la inclinación del tornillo sin fin en relación a la horizontal.

La longitud del tornillo queda a criterio del diseñador; dependiendo del espacio disponible, la autonomía y el costo del material.

Potencia del motor

Para estimar la potencia necesaria del motor que acciona a la rosca ha sido utilizada la ecuación (2. 83) citada en (GARCIA, 2017)

$$N = \frac{V}{75\eta} \left[Q_g \times L_g \times \mu_{gr} \left(1 + 0.75 \mu_{gs} \frac{\pi D}{S} \right) (1 + \mu) + Q_f \times \pi \times \frac{D}{S} \times \mu_a \right] \quad (2. 83)$$

$$V = (n) \frac{S}{60} \quad (2. 84)$$

$$Q_g = \frac{\dot{m}_c}{3.6V} \quad (2. 85)$$

Donde:

N = Potencia del transportador (CV).

V = Velocidad lineal del transportador (m/s).

η = Eficiencia mecánica del sistema de transporte (decimal).

Q_g = Masa de material en el transportador por metro lineal de rosca (kg/m).

Q_f = Masa de la rosca por metro lineal de longitud (kg/m).

L_g = Longitud de rosca (m).

μ_{gr} = Coeficiente de fricción del material sobre el ducto transportador.

μ_{gs} = Coeficiente de fricción del material sobre las palas de la rosca.

S = Paso de la rosca (m)

μ = Coeficiente de fricción que ofrecen las poleas unidas al eje del motor

μ_a = Coeficiente considerando solamente transmisiones directas

D = Diámetro de la rosca (m).

n = Numero de revoluciones (RPM).

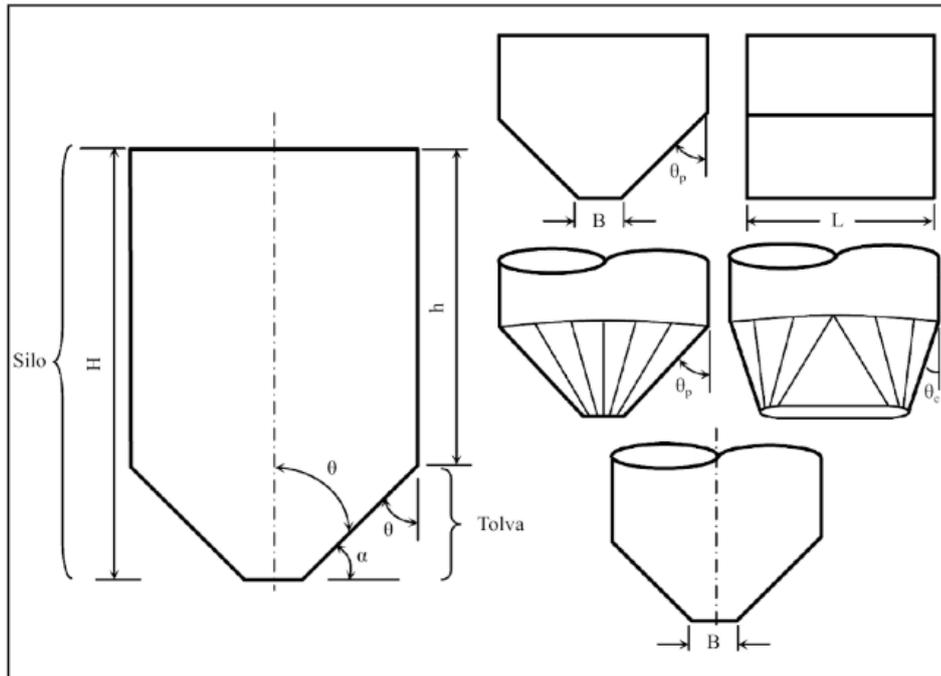
\dot{m}_c = Flujo másico (kg/h).

Dimensionamiento de la tolva

El diccionario de la Lengua Española define tolva como “caja en forma de tronco de pirámide o de cono invertido y abierta por abajo, dentro de la cual se echan granos u otros cuerpos para que caigan poco a poco entre las piezas del mecanismo destinado a triturarlos, molerlos, limpiarlos, clasificarlos o para facilitar su descarga” como muestra la FIGURA 2. 15. Por lo general, se hace referencia a una tolva cuando se considera el fondo de un silo con paredes inclinadas con un ángulo de inclinación superior a 20 grados según la Norma Europea Experimental ENV 1991-4. (SEBASTIÁN NOGUÉS, 2010)

Para el dimensionamiento de la tolva se debe saber el flujo másico necesario en el reactor. Luego deberá tenerse en cuenta el espacio disponible y un tiempo de operación teórico de autonomía a criterio de cada diseñador. Mientras más grande el tiempo de autonomía las dimensiones del silo será mayores a igual que el costo de su construcción.

FIGURA 2. 15
DISTINTAS CONFIGURACIONES DE UNA TOLVA



FUENTE: (SEBASTIÁN NOGUÉS, 2010)

Con los datos anteriores podrá hallarse la densidad que la biomasa debería tener para cumplir con el requerimiento de autonomía mediante la ecuación (2. 86)

$$Vol = \frac{\dot{m}_c}{60 \times \rho_c} t \quad (2. 86)$$

ρ_c = Es la densidad de la biomasa depositada en la biomasa (kg/m^3).

t = Tiempo estimado para la operación autónoma (min).

Vol = Volumen que debe tener la tolva (m^3).

\dot{m}_c = Flujo másico de biomasa que debe entrar al reactor (kg/h).

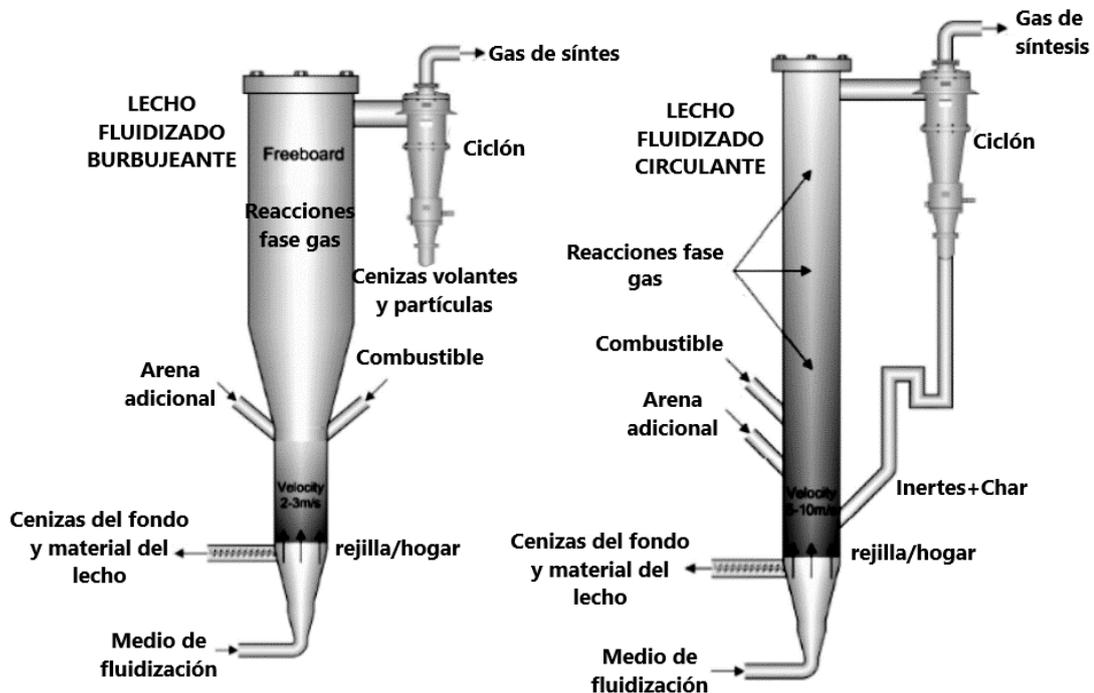
2.3 Marco conceptual

Reactor de lecho fluidizado circulante

Existen varios tipos de gasificadores (reactores) de lecho fluidizado que ofrecen un buen rendimiento en la conversión de biomasa y una mayor capacidad. Esos son los de lecho fluidizado burbujeante y lecho fluidizado circulante. Cada configuración se muestra en la FIGURA 2. 16. En la parte superior izquierda está

el burbujeante, la parte superior derecha es la circulante. Esos tipos de reactores de lecho fluidizado se clasifican según los regímenes de fluidización.

FIGURA 2. 16
GASIFICADOR DE LECHO FLUIDIZADO BURBUJEANTE (IZQUIERDA), GASIFICADOR DE LECHO FLUIDIZADO CIRCULANTE (DERECHA).



FUENTE: Bull, D., 2008

El tipo circulante ofrece mayor conversión como resultado de la recirculación de partículas sólidas. Un mayor flujo másico de biomasa requerido por la conversión rápida proporcionada produce la mayor capacidad de los gases del producto. Por lo tanto, el tipo circulante permite una mayor aplicación que el tipo de burbujeo en la clasificación de reactor de lecho fluidizado.

Gas de síntesis

El gas de síntesis es una mezcla de gases de hidrógeno y monóxido de carbono. No debe confundirse con SNG (la abreviatura de "gas natural sintético (o sustitutivo)"), que está compuesto principalmente de gas metano. Syngas es una materia prima importante para las industrias química y energética. Una gran cantidad de hidrocarburos tradicionalmente producidos a partir de petróleo también pueden producirse a partir de gas de síntesis.

El Syngas puede producirse a partir de muchos hidrocarburos, incluidos el carbón y el coque de petróleo, así como de la biomasa. Para distinguir el gas de síntesis generado de la biomasa del producido a partir del combustible fósil, el primero a veces se denomina biosyngas. Aquí, el gas de síntesis implica que deriva de la biomasa a menos que se especifique lo contrario.

El gas producto típico de la gasificación de biomasa contiene hidrógeno, humedad, monóxido de carbono, dióxido de carbono, metano, hidrocarburos alifáticos, benceno y tolueno, así como pequeñas cantidades de amoníaco, ácido clorhídrico y sulfuro de hidrógeno. A partir de esta mezcla, el monóxido de carbono y el hidrógeno deben separarse para producir gas de síntesis.

Caña de azúcar

FIGURA 2. 17
PARTES DE LA CAÑA DE AZÚCAR



Fuente: <https://slideplayer.es/slide/8844241/26/images/4/Partes+de+la+ca%C3%B1a+de+az%C3%BAcar.jpg>

La caña de azúcar es una planta herbácea de gran tamaño que se cultiva en países tropicales y subtropicales como el Perú.

Es un híbrido complejo de varias especies, derivada principalmente del *Saccharum officinarum* y otras especies de *Saccharum*. La caña se propaga vegetativamente sembrando trozos de sus tallos. La nueva planta o retoño crece a partir de los cogollos o yemas de los nudos del tallo, asegurando así una descendencia uniforme.

2.4 Definición de términos básicos

Fluidización

La fluidización se define como la operación a través de la cual los sólidos finos se transforman en un estado similar al fluido a través del contacto con un gas o líquido.

Exotérmico

Hace referencia a cualquier reacción química que desprende energía o que tiene una variación de entalpía negativa

Endotérmico

Hace referencia a cualquier reacción química que absorbe energía o que tiene una variación de entalpía positiva

Estequiometría

Es el cálculo de las relaciones cuantitativas entre los reactivos y productos en el transcurso de una reacción química

Oxidante

Conocido como agente oxidante, es una sustancia que causa oxidación en otras sustancias en reacciones electroquímicas o de reducción y oxidación.

Lecho

Cuerpo de gas-sólido establecido en un régimen de fluidización.

Char

Residuo sólido que contiene principalmente carbono

Broza

Es el conjunto de restos de plantas, como ramas u hojas secas, que hay en bosques y jardines.

Cañaverales

Son terrenos donde crecen cañas. Para su desarrollo se necesitan ciertas condiciones climáticas y del suelo que permitan el crecimiento de las especies vegetales en cuestión.

Destronque

Durante la labor de cosecha, en especial cuando se hace mecánicamente, es común observar “troncos” de caña que sobresalen sobre la superficie del suelo, debido a que no fueron cortados a ras de este. Es necesario proceder a cortarlos.

Burbujas

Las burbujas son esencialmente vacíos de gas, en este caso aire.

CAPITULO III

HIPOTESIS Y VARIABLES

3.1 Hipótesis

3.1.1 Hipótesis general

Ha: Si se diseña un reactor prototipo de lecho fluidizado circulante de 500 kW entonces se obtiene un combustible gaseoso empleando hoja de caña de azúcar.

3.1.2 Hipótesis específica

H1: Si se determinan los parámetros de diseño, entonces se podrá dimensionar el reactor prototipo de lecho fluidizado circulante de 500 kW y su sistema de alimentación.

H2: Si se obtiene la composición química de la hoja de caña de azúcar, entonces se podrá estimar el poder calorífico del combustible gaseoso a obtener.

3.2 Definición conceptual de variables

3.2.1 Variable independiente

F. Reactor de lecho fluidizado circulante de 500 kW

- **Definición conceptual:**

El reactor de lecho fluidizado circulante es un equipo donde el combustible sólido es quemado y recirculado en un régimen de lecho fluidizado transformando la energía contenida en la biomasa en un combustible gaseoso.

El desempeño del reactor es frecuentemente expresado en términos de eficiencia y su potencia térmica el cual depende del flujo de gas y de la biomasa a quemar, además de los poderes caloríficos respectivos.

3.2.2 Variable dependiente

G. Combustible gaseoso

- **Definición conceptual:**

Un combustible gaseoso es un hidrocarburo natural o fabricado exclusivamente para su empleo como combustible, y también puede ser aquellos que se obtienen como subproducto de algunos procesos industriales.

El gas de síntesis viene a ser un combustible gaseoso obtenido a partir de sustancias ricas en carbono sometidas a un proceso químico a alta temperatura.

Este gas se obtiene a la salida del ciclón del reactor prototipo. La calidad del gas de síntesis dependerá del tiempo de residencia, la temperatura del lecho del reactor prototipo y el tipo de combustible.

3.3 Operacionalización de variables

TABLA 3. 1
OPERACIONALIZACIÓN DE VARIABLES

VARIABLE	DIMENSIONES	INDICADOR
VI Reactor prototipo de lecho fluidizado circulante de 500 kW	Parámetros de diseño	Temperatura, Flujo másico
	Dimensiones geométricas	Altura, diámetro, espesor
VD Combustible gaseoso	Energía	Poder calorífico
	Composición química	Fracción en peso y en volumen, moles

FUENTE: Propia

CAPITULO IV

DISEÑO METODOLÓGICO

4.1 Tipo y diseño de investigación

Según (ESPINOZA, 2010) los aspectos metodológicos se enmarcaron dentro de una investigación de tipo “Tecnológica”, en razón, que se utilizaron conocimientos científicos, a fin de aplicarlos en el diseño de un reactor que pueda aprovechar los residuos agrícolas de la caña de azúcar.

De acuerdo a (ESPINOZA, 2010) la naturaleza de este trabajo, reúne las características de una investigación de nivel aplicada ya que se busca diseñar una tecnología para solucionar el problema planteado.

Basándonos en (SAMPIERI, 2014) el diseño de esta investigación tendrá un enfoque cuantitativo por que representa un conjunto de procesos secuenciales y porque refleja la necesidad de medir y estimar magnitudes del problema de investigación.

4.2 Método de investigación

Dentro del enfoque cuantitativo esta investigación adopta un desarrollo no experimental porque no se manipulará la variable independiente por lo que no ocasionará un efecto en la variable dependiente.

Así mismo, esta investigación se enmarcara en un diseño transeccional porque se recolectan datos en un solo momento. Y explorativo porque es un primer acercamiento al problema de investigación en la realidad y porque se aplica a un problema de investigación poco conocido, además constituye el preámbulo de otros diseños.

4.3 Población y muestra

En el caso de población y muestra, como se trata de un estudio de caso único la muestra coincide con la población.

4.4 Lugar del estudio y periodo desarrollado

El estudio de esta investigación se lleva a cabo en la provincia de Paramonga, ya que la problemática mencionada en el CAPÍTULO I se da en dicho lugar.

El periodo de desarrollo de esta investigación comenzó a mediados del año 2017.

4.5 Técnicas e instrumentos para la recolección de la información

4.5.1 Técnicas de recolección de datos.

Los datos fueron recolectados mediante la técnica de análisis documental o bibliográfico la cual nos permitió a través de la recopilación cuantitativa de diferentes documentos la información necesaria para el desarrollo de la investigación.

También se usó la técnica empírica de entrevista la cual hizo posible acercarnos e indagar a una serie de expertos y personas familiarizadas con la problemática y la hipótesis planteada en el tema de esta investigación.

4.5.2 Instrumentos de recolección de datos

TECNICA	INSTRUMENTOS
Documental	Revistas de tecnología de reactores LFC. Historiales de análisis de biomasa (RAC). Registros de datos de fábricas azucareras. Manuales de equipos gasificadores. Libros de diseño de gasificadores. Tesis de diseño de gasificadores.
Empírica Entrevista	Información de expertos en combustión. Información de ingenieros en industrias azucareras. Información de expertos en gasificación. Asesoría de docentes especializados en termodinámica. Asesoría de docentes especializados en investigación.

4.6 Análisis y procesamiento de datos

4.6.1 Estimación de la composición de los gases en equilibrio

Del análisis químico de la hoja de caña tenemos:

TABLA 4. 1
COMPOSICION QUÍMICA DE LA HOJA DE CAÑA

Biomasa	Características de la biomasa							
	C_{bs} (%)	H_{bs} (%)	O_{bs} (%)	N_{bs} (%)	H_2O_{bh} (%)	Cenizas (%)	PCS (MJ/Kg)	PCI (MJ/Kg)
Hoja de caña de azúcar	44.63	5.39	40.31	0.49	10.8	8.95	13.73	13.65

FUENTE: Propia

La cantidad de aire para la combustión completa de la biomasa se obtendrá con la ecuación (2. 27):

$$M_{da} = [0.1153xC + 0.3434x(H - O/8) + 0.0434xS] \frac{Kg \text{ aire}}{Kg \text{ combustible seco}}$$

$$M_{da} = 5.266 \frac{Kg \text{ aire}}{Kg \text{ combustible seco}}$$

La cantidad de aire restringida que requiere el gasificador se obtendrá mediante la ecuación (2. 31) con un $ER = 0.3$.

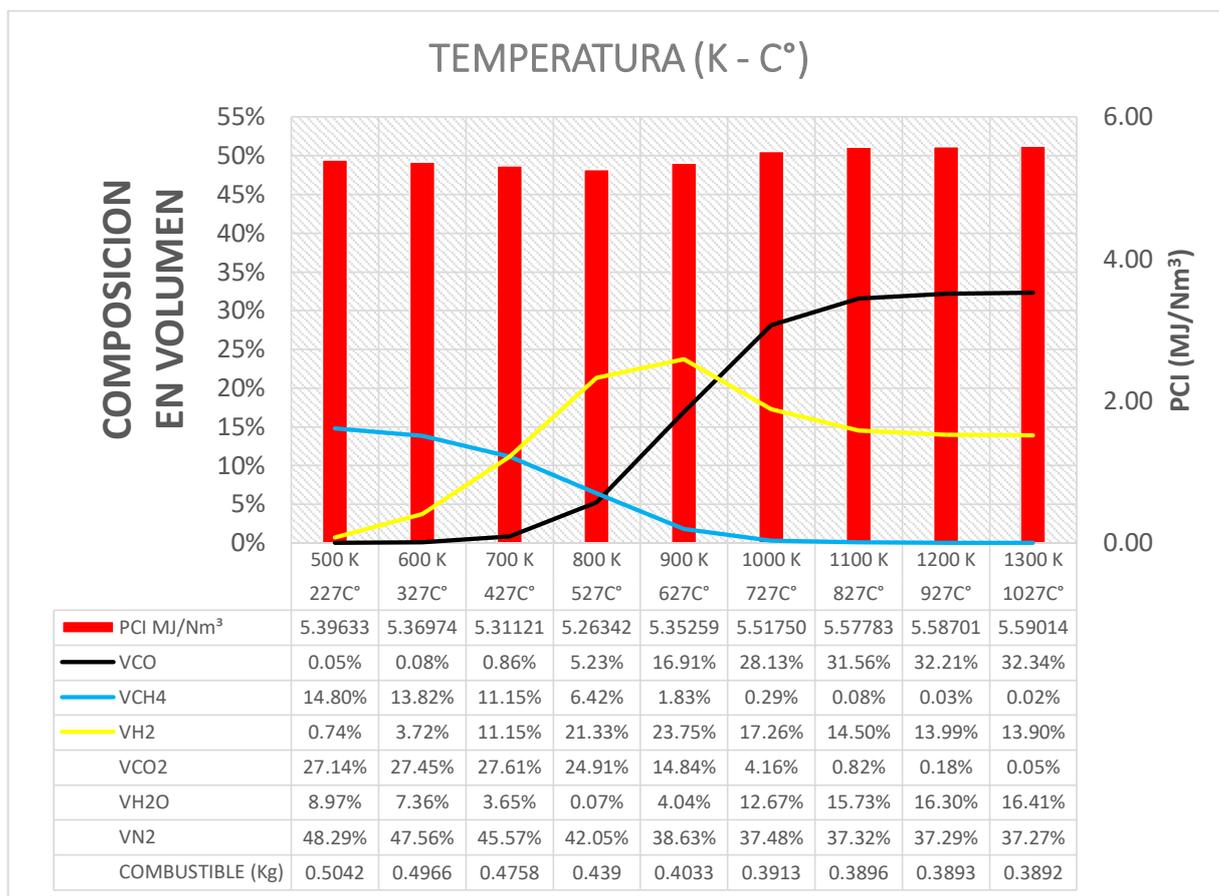
$$T_{da} = 0.3 \times 5.266 \rightarrow T_{da} = 1.5798 \frac{Kg \text{ aire}}{Kg \text{ combustible quemado}}$$

La cantidad de humedad asociada al aire se puede obtener mediante la ecuación (2. 32)

$$S = 0.013 \times 1.5798 \rightarrow S = 0.020537 \left(\frac{Kg \text{ H}_2\text{O}}{Kg \text{ combustible seco}} \right)$$

Para estimar la composición de los constituyentes del gas usaremos las ecuaciones de equilibrio desde la ecuación (2. 14) hasta la ecuación (2. 22) para la gasificación dadas en el capítulo II, obteniendo los siguientes gráficos:

GRAFICO 4. 1
COMPOSICION VOLUMETRICA Y PODER CALORIFICO DEL GAS DE SINTESIS A DIFERENTES TEMPERATURAS Y 10.8% DE HUMEDAD



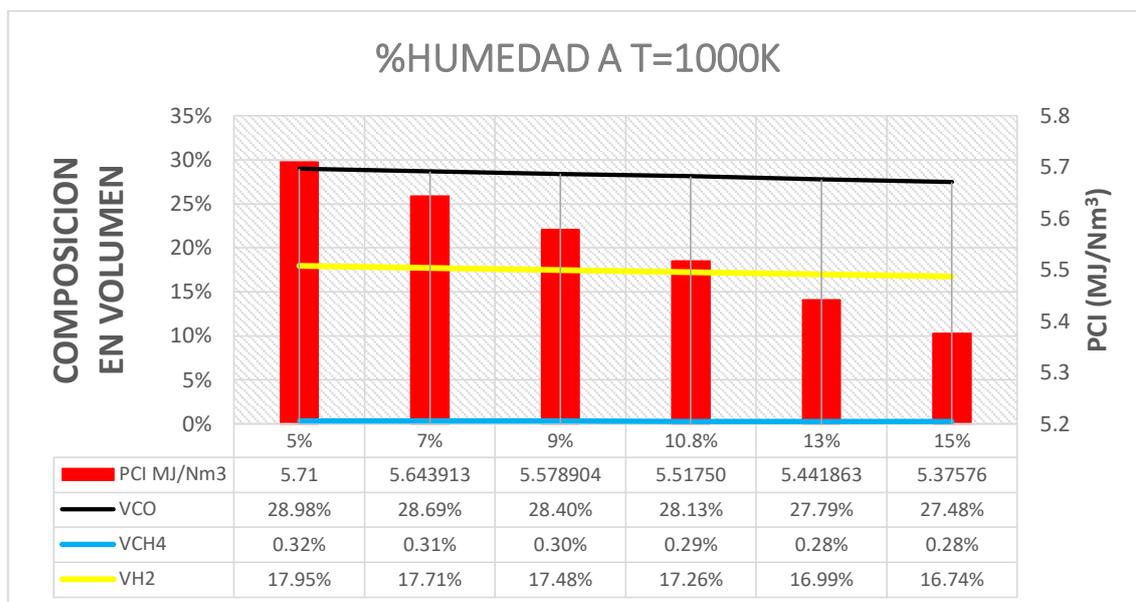
FUENTE: Propia

En el GRAFICO 4. 1 se observa que la hoja de caña de azúcar empieza a mantener un poder calorífico estable entre los valores 5 MJ/Nm³ y 6 MJ/Nm³ a partir de 1000K teniendo en cuenta que el valor de la humedad es 10.8%, tal cual está en el análisis químico del mismo que se muestra en el ANEXO 1.

Se observa también cómo varía la composición volumétrica de los componentes del gas obtenido. Sin embargo, solo se tomarán como componentes importantes al CO, CO₂ y CH₄ quienes vienen a ser los que más aportan al poder calorífico del gas producido.

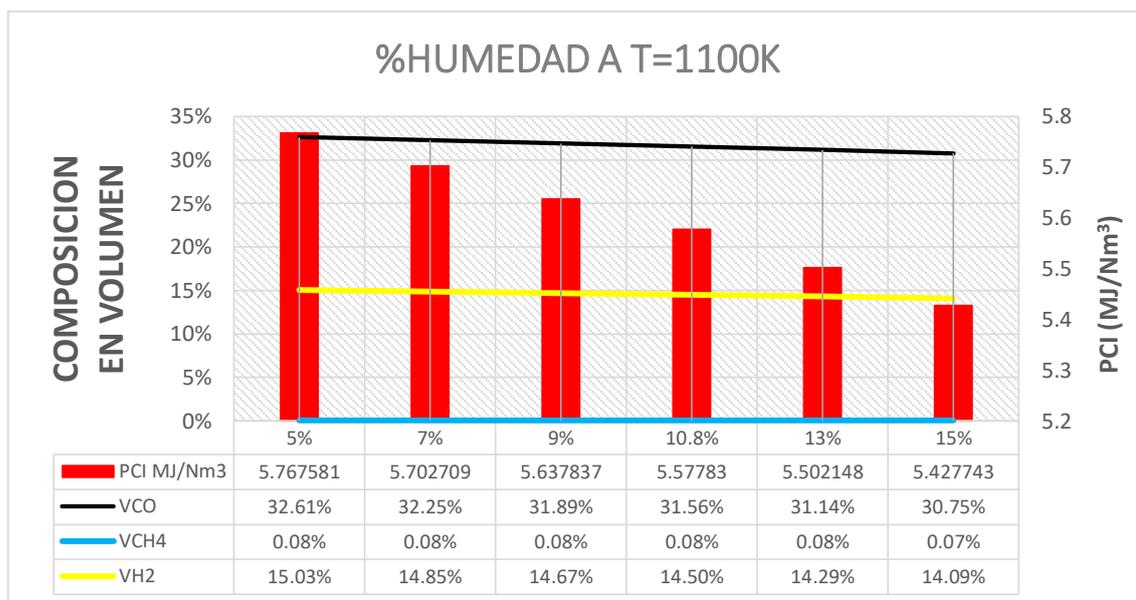
Teniendo presente que el PCI empieza a estabilizarse aproximadamente a 727C° (1000K) se evaluó la humedad en las temperaturas de 727C° y 827C° (1000 K y 1100 K) a un ER=0.3.

GRAFICO 4. 2
COMPOSICION VOLUMETRICA Y PODER CALORIFICO DEL GAS DE SINTESIS A DIFERENTES PORCENTAJES DE HUMEDAD A UNA TEMPERATURA DE 1000K



FUENTE: Propia

GRAFICO 4. 3
COMPOSICION VOLUMETRICA Y PODER CALORIFICO DEL GAS DE SINTESIS A DIFERENTES PORCENTAJES DE HUMEDAD A UNA TEMPERATURA DE 1100K



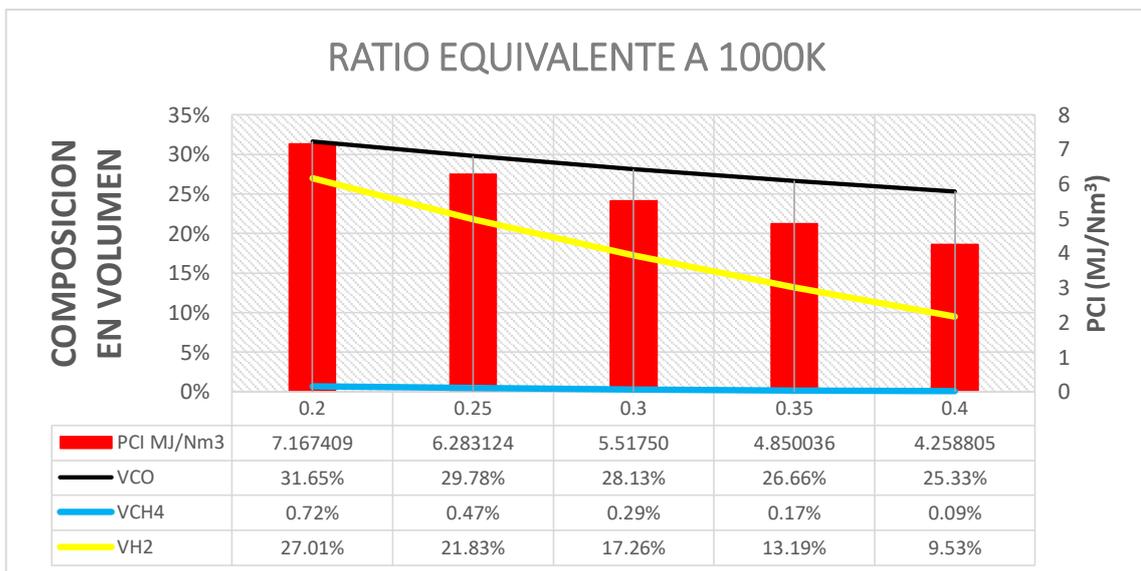
FUENTE: Propia

Tanto en el GRAFICO 4. 2 como en el GRAFICO 4. 3 se muestra notablemente que el poder calorífico disminuye si la humedad del combustible aumenta. Por tanto, es recomendable que para la gasificación de la hoja de caña de azúcar, la

humedad sea disminuida antes de usarla como combustible. Para este caso se tomó como dato que la humedad es 10.8%.

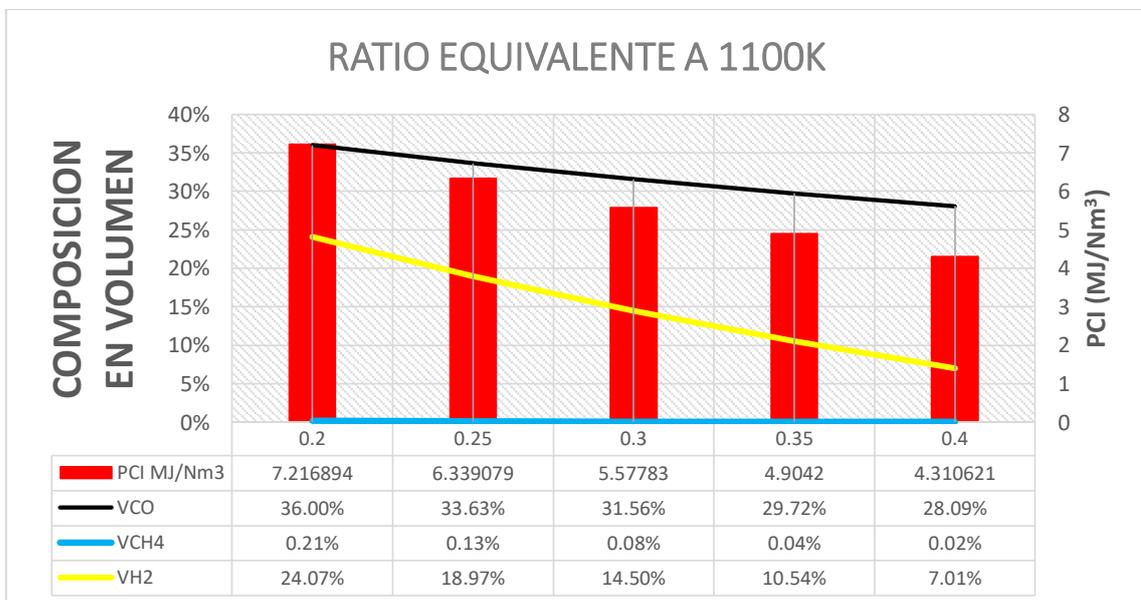
En los siguientes gráficos evaluaremos el ER (ratio equivalente) para una humedad de 10.8% con $T=727C^{\circ}$ (1000 K) y $T=827C^{\circ}$ (1100 K).

GRAFICO 4. 4
COMPOSICION VOLUMETRICA Y PODER CALORIFICO DEL GAS DE SINTESIS A DIFERENTES RATIOS DE EQUIVALENCIA A UNA TEMPERATURA DE 1000K



FUENTE: Propia

GRAFICO 4. 5
COMPOSICION VOLUMETRICA Y PODER CALORIFICO DEL GAS DE SINTESIS A DIFERENTES RATIOS DE EQUIVALENCIA A UNA TEMPERATURA DE 1100K



FUENTE: Propia

En el GRAFICO 4. 4 y GRAFICO 4. 5 observamos que el poder calorífico se incrementa con la disminución de ER. No obstante, los valores por debajo de ER (<2) empiezan a presentar problemas como una gasificación incompleta, una formación excesiva de carbón y un bajo poder calorífico del gas producido. Por otro lado, un valor demasiado alto de ER (>0.4) resulta en una formación excesiva de productos de combustión completa, como el CO₂ y el H₂O a expensas de productos deseables como el CO y el H₂.

Según (BASU, Prabir, 2006) el valor de ER normalmente se debe mantener entre 0.20 a 0.30.

Considerando lo anterior, se tomó como aceptable para el ratio de equivalencia el valor de ER=0.3.

4.6.2 Dimensionamiento del Gasificador

Según los GRAFICO 4. 1, GRAFICO 4. 3 y GRAFICO 4. 5, evaluados en $T = 1100K \approx 827^{\circ}C$, $H_2O_{bh} = 10.8\%$ y $ER = 0.3$

$$PCI_g = 5.55 \times 10^3 \frac{kJ}{Nm^3}$$

Para el flujo de gases a condiciones normales ($T = 273.15k$, $P = 101.3kPa$) usamos la ecuación (2. 24)

$$500kW = \dot{V}_g (5.55 \times 10^3 \frac{kJ}{Nm^3})$$

$$\dot{V}_g = 324.324 \frac{Nm^3}{h} = 0.09009 \frac{Nm^3}{s}$$

Para el flujo másico también usaremos la ecuación (2. 24) y asumiremos una eficiencia de gasificación del 70%.

$$\frac{500kW}{0.7} = \dot{m}_b \times 13658 \frac{kJ}{kg}$$

$$\dot{m}_b = 188.2727 \frac{kg}{h} = 0.05227 \frac{kg}{s}$$

Para la expansión del lecho, de (GARCIA, 2017) podemos usar la siguiente relación para la expansión del lecho en la minimiza fluidización.

$$H_{mf} = \left(\frac{1 - \varepsilon_f}{1 - \varepsilon_{mf}} \right) \cdot H_f$$

Con altura de lecho fijo (H_f) de 525mm, fracción de vacío en el lecho fijo (ε_f) de 0.63 y de (OLIVARES GOMEZ, 1996) se sabe que para lechos de gas-sólido, industrialmente se maneja la relación $\frac{H_{mf}}{H_f} = 1.2 - 1.4$. Para nuestro caso usaremos $\frac{H_{mf}}{H_f} = 1.25$

$$\varepsilon_{mf} = 0.704$$

$$H_{mf} = 656.25 \text{ mm}$$

De la ecuación (2. 41)

$$K_1 = \frac{5.01}{\phi} \text{ y } K_2 = \frac{127.25}{\phi^2}$$

Reemplazando K_1 y K_2 en la TABLA 2. 6 obtenemos que para la relación $K_2/2K_1$ el valor de ϕ es en promedio 0.461 y para la relación $1/K_1$ el valor de ϕ es en promedio 0.241.

Se escogerá el valor de $\phi = 0.461$ ya que valores de $\phi < 0.4$ predichos no son confiables.

Para la Velocidad de mínima fluidización U_{mf} usamos la ecuación (2. 38), (2. 39), y (2. 40) donde $\rho_{g_{T=1100K}} = 0.3166 \text{ kg/m}^3$ y $\mu_{g_{T=1100K}} = 4.49 \times 10^{-5} \text{ Ns/m}^2$.

$$Ar = \frac{0.3166(1330 - 0.3166)9.81x(500x10^{-6})^3}{(4.49x10^{-5})^2}$$

$$Ar = 256.06$$

$$256.06 = \frac{1.75}{0.704^3 x 0.461} (Re_{mf})^2 + \frac{150x(1 - 0.704)}{0.704^3 x 0.461^2} Re_{mf}$$

$$Re_{mf} = 0.42436$$

$$0.42436 = \frac{U_{mf}(500 \times 10^{-6})(0.3166)}{4.49 \times 10^{-5}}$$

$$U_{mf} = 0.120 \frac{m}{s}$$

De la ecuación (2. 42) y (2. 43)

$$\rho_p \cdot d_p = 0.665$$

$$U_c = 3\sqrt{0.665} - 0.17 \rightarrow U_c = 2.2764 \frac{m}{s}$$

$$U_k = 7\sqrt{0.665} - 0.77 \rightarrow U_k = 4.938 \frac{m}{s}$$

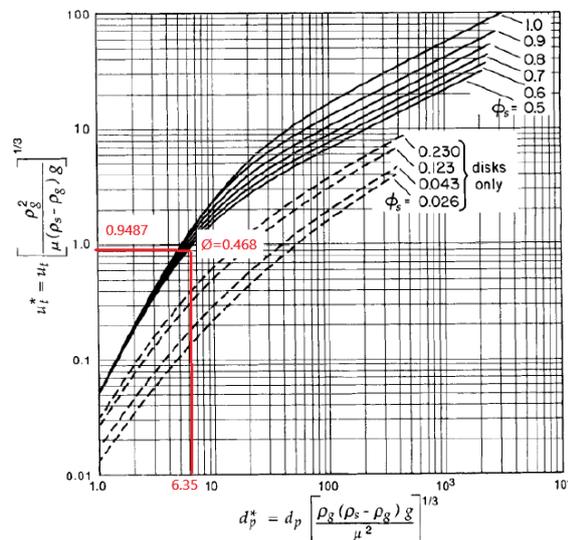
Para la Velocidad terminal de la partícula U_T usamos la ecuación (2. 44), (2. 45) y (2. 46)

$$d_p^* = 500 \times 10^{-6} \left(\frac{0.421522(1330 - 0.4215)9.81}{(3.7763 \times 10^{-5})^2} \right)^{1/3} \rightarrow d_p^* = 6.35$$

$$U_T^* = \left(\frac{18}{6.35^2} + \frac{2.335 - 1.744(0.461)}{6.35^{0.5}} \right)^{-1} \rightarrow U_T^* = 0.9487$$

$$0.9487 = U_T \left(\frac{(0.3166)^2}{4.49 \times 10^{-5}(1330 - 0.3166)9.81} \right)^{1/3} \rightarrow U_T = 1.708 \frac{m}{s}$$

El cual también se puede determinar del GRAFICO 2. 5



Para la velocidad de transporte, U_{TR} , usaremos la ecuación (2. 47)

$$U_{TR} = 1.45 \left(\frac{4.49 \times 10^{-5}}{0.3166 \times 500 \times 10^{-6}} \times 256.06^{0.484} \right)$$

$$U_{TR} = 6.022 \frac{m}{s}$$

Como el gasificador trabaja en la fluidización rápida usaremos una velocidad de fluidización aproximadamente igual a $U_{TR} = 6 \frac{m}{s} \approx 21600 \frac{m}{h}$

Para el área de la sección transversal (A_G) usaremos las ecuaciones (2. 28), (2. 29) y (2. 30).

$$VA = 0.0889(44.63 + 0.375 \times 0) + 0.265 \times 5.39 - 0.033 \times 40.31$$

$$VA = 4.0657 \text{ Nm}^3 / \text{kg comb}$$

$$\dot{V}_{ar} = 0.3 \times 4.0657 \times 188.2727 \rightarrow \dot{V}_{ar} = 229.638 \text{ Nm}^3 / \text{h}$$

$$\dot{V}_{arc} = 229.638 \times \left(\frac{827 + 273.15}{273.15} \right) \rightarrow \dot{V}_{arc} = 924.89 \text{ m}^3 / \text{h}$$

$$A_G = \frac{924.89 \frac{m^3}{h}}{21600 \frac{m}{h}} \rightarrow A_G = 0.0428187 \text{ m}^2$$

$$\Phi_G = 0.2334 \text{ m}$$

Se usará un diámetro $\Phi_G = 0.21156 \text{ m}$ ya que el gasificador trabaja a presión atmosférica y tendrá un cuerpo semejante a un tubo de diámetro nominal $\Phi_G = 8 \text{ in}$, SCH 10.

Siendo así, entonces:

$$A_G = 0.035152 \text{ m}^2$$

De (TSUO, y otros, 1990) se estimará una altura para el gasificador de 8 metros teniendo en cuenta que el régimen de fluidización es el de lecho rápido y que la

hoja de caña triturada necesita estar el tiempo suficiente dentro del gasificador para su completa gasificación.

Para la caída de presión del lecho fijo usamos la ecuación (2. 37)

$$\Delta P = 0.525(1 - 0.63)(1330 - 0.3166)9.81 \rightarrow \Delta P = 2.5338kPa$$

4.6.3 Dimensionamiento del plenum

Para nuestro caso usamos la ecuación (2. 48) ya que se escogerá un diámetro de tubería de entrada de aire $D_e = 0.1082m$.

Entonces, como $0.1082 > 0.21156/100$

$$H_b = 0.2(0.21156) + 0.5(0.1082) \rightarrow H_b = 0.096412m$$

La altura total del plenum H_p debe estar alrededor de 3 veces H_b .

$$H_p = 3(0.096412) \rightarrow H_p = 0.289236m$$

$$H_p \approx 0.3m$$

4.6.4 Dimensionamiento del distribuidor de aire

Siendo: $\rho_{g_{T=25^\circ C}} = 1.17 \text{ kg}/\text{m}^3$ y $\mu_{g_{T=25^\circ C}} = 1.836 \times 10^{-5} \text{ Ns}/\text{m}^2$

- Para la caída de presión en el lecho en condiciones de mínima fluidización usamos la ecuación (2. 50)

$$\Delta P_b = 0.6562(1 - 0.704)(1330 - 1.17)9.81 \rightarrow \Delta P_b = 2.5320kPa$$

- Para nuestro caso asumimos un valor para el diámetro de orificios de 5.5 veces el diámetro de la partícula.

$$d_{or} = 5.5(500 \times 10^{-6}) \rightarrow d_{or} = 2.75mm$$

- Diámetro equivalente del lecho

$$D_{eq} = 0.21156m$$

- Para la caída de presión mínima en el plato distribuidor usamos la ecuación (2. 53)

$$\Delta P_d = 2532 \left(0.01 + 0.2 \left(1 - e^{\frac{-0.21156}{2(0.65625)}} \right) \right) \rightarrow \Delta P_d = 100.71Pa$$

Como la caída de presión en el plato distribuidor es pequeña, se toma la referencia de que la caída de presión en el distribuidor debe variar en el rango de 1 a 4 kPa (BASU, Prabir, 2006). Para nuestro caso usaremos una caída de presión de $\Delta P_d = 3kPa$.

- Comprobamos la garantía de distribución uniforme de gas a través de los orificios del plato usando la ecuación (2. 54) y (2. 55)

$$A_e = \frac{\pi 0.14^2}{4} = 0.0154m^2$$

$$\Delta P_r = 1.17 \frac{\left(6x \frac{0.035152}{0.0154}\right)^2}{2(9.81)} \rightarrow \Delta P_r = 11.185Pa$$

$$11.185 < \frac{3000}{100}$$

- Para nuestro caso asumimos un valor $N_o = 8$ para el número de orificios por boquilla
- Para el diámetro interior de boquillas usamos la ecuación (2. 56)

$$d_i = 1.5(0.00275)\sqrt{8} \rightarrow d_i = 11.67mm$$

Se usará un $d_i = 9.24 mm$ por cuestiones de diseño (OLIVARES GOMEZ, 1996).

- Para nuestro caso asumimos un valor ($e = 2.24 mm$) para el espesor de las paredes de las boquillas
- Asumimos un valor ($t = \frac{3}{8} in \approx 9.525mm$) para el espesor del plato distribuidor.
- Calculamos el coeficiente de descarga de orificio (C_D) con la ecuación (2. 57)

$$C_D = 0.82 \left(\frac{0.009525}{0.00275}\right)^{0.13} \rightarrow C_D = 0.9637$$

- Calculamos la velocidad del gas a través del orificio (U_{or}) con la ecuación (2. 58)

$$U_{or} = \sqrt{(0.9637)^2 2 \frac{3000}{1.17}} \rightarrow U_{or} = 69 m/s$$

- Calculamos el número de orificios por unidad de área de superficie de distribuidor (N_{or}) con la ecuación (2. 59)

$$N_{or} = \left(\frac{6}{69.013}\right) \frac{4}{\pi(0.00275)^2} \rightarrow N_{or} = 14637.27 \text{ orificios}/m^2$$

- Calculamos el número de boquillas por unidad de área de lecho (N_b) con la ecuación (2. 60)

$$N_b = \frac{14637.27}{8} \rightarrow N_b = 1829.65 \text{ boquillas}/m^2$$

- Calculamos el número total de boquillas (N_T) con la ecuación (2. 61)

$$N_T = (1829.65)(0.035152) \rightarrow N_T \approx 64 \text{ boquillas}$$

- Arreglo triangular y cálculo del paso (P) con la ecuación (2. 62)

$$P = \frac{1}{\sqrt{1829.65x \sin 60}} (\text{triangular}) \rightarrow P = 0.025m$$

Se disminuirá el paso a $P = 0.023m$ por dar más espacio a la salida del aire a través de los orificios de las boquillas.

- Calculamos la altura de los orificios de las boquillas (h) con la ecuación (2. 64)

$$h = \frac{1}{9.81^{0.2}} \left[\frac{6(6 - 0.12)}{\pi(14637.27)} \right]^{0.4} \rightarrow h = 0.036m$$

- Comprobación para garantizar la operación estable de los orificios del plato con la ecuación (2. 65)

$$\frac{16x1.17x6}{[\pi x 14637.27 x 0.9637 x (0.00275)^2]^2} = 1000 > 800$$

- Comprobación de canalización con la ecuación (2. 66)

$$\frac{69}{\sqrt{2x9.81x \frac{2532}{1.17}}} = 0.335 < 1$$

- Altura de boquillas con la ecuación (2. 67)

$$h_s = 2(0.023) \rightarrow h_s \approx 0.05m$$

- Relación de plato perforado/boquillas con la ecuación (2. 68)

$$\frac{\left(1 - \frac{2}{\pi}\right) 0.05(1330)(1 - 0.704)9.81}{1 - \left(\frac{0.12}{6}\right)^2} = 70.54 < 3000$$

Para la comprobación de eliminación de zonas muertas (partículas entre los orificios de la placa y cerca de las paredes del lecho) transformaremos los siguientes parámetros en (cm):

$$P' = 2.3 \text{ cm} \quad d'_{or} = 0.275 \text{ cm} \quad U'_{mf} = 12 \text{ cm/s}$$

$$U'_g = 600 \text{ cm/s} \quad d'_i = 0.924 \text{ cm} \quad N'_{or} = 1.463727 \text{ orificios/cm}^2$$

- Cálculo de la velocidad del gas a la salida del orificio en condiciones de fluidización (cm/s) con la ecuación (2. 69)

$$U_j = \frac{600}{\frac{\pi}{4} \times 0.924^2 \times 0.182965} \rightarrow U_j = 4890.45 \text{ cm/s}$$

- Cálculo de la velocidad del gas a la salida del orificio en condiciones de mínima fluidización (cm/s) con la ecuación (2. 70)

$$U_{jmf} = \frac{12}{\frac{\pi}{4} \times 0.924^2 \times 0.182965} \rightarrow U_{jmf} = 97.81 \text{ cm/s}$$

- Usando la ecuación (2. 71) comprobamos

$$[0.62(4890.45 - 97.81)0.924^2]^{0.45} + 0.924 = 34.96 \geq 2.3$$

- Angulo de inclinación de la cabeza de boquillas

$$\theta = 45^\circ$$

4.6.5 Dimensionamiento del ciclón

Para dimensionar el ciclón, usaremos el tipo de ciclón de alta eficiencia Stairmand de alta eficiencia, que está diseñado para alcanzar remociones de partículas pequeñas de hasta $5 \mu\text{m}$.

Siendo el flujo de gas $\dot{V}_g = 324.324 \frac{\text{Nm}^3}{\text{h}}$ en condiciones normales, usaremos la ecuación (2. 30) para tener el flujo a una temperatura asumida de salida del gasificador de 760°C .

$$\dot{V}_{g_{op}} = 324.324 \times \left(\frac{760 + 273.15}{273.15} \right) \text{ m}^3/\text{h} \rightarrow \dot{V}_{g_{op}} = 0.3407 \text{ m}^3/\text{s}$$

De (OLIVARES GOMEZ, 1996) se tomará una viscosidad del gas de $\mu = 4.4 \times 10^{-5} Pa.s$ y una densidad de $\rho_g = 0.342 \text{ kg}/m^3$, ambos a temperatura de salida del gas de síntesis de 760°C.

Para nuestro caso escogemos una velocidad de $V_e = 37 \text{ m}/s$ lo cual conlleva a un ciclón de diámetro más pequeño y por ende mayor eficiencia (BAHAMONDES, 2008) y usamos la ecuación (2. 72) donde las dimensiones del gasificador están dadas de la siguiente manera:

$$K.L = \frac{0.3407}{37} = (0.5D_c)(0.22D_c) \rightarrow D_c \approx 0.288m$$

TABLA 4. 2
DIMENSIONES DEL CICLON STAIRMAND

Diámetro del barril del ciclón	D_c	0.288m
Altura de entrada al ciclón	$K = 0.5D_c$	0.144m
Ancho de entrada al ciclón	$L = 0.22D_c$	0.0576m
Diámetro del buscador de vórtice del ciclón	$M = 0.5D_c$	0.144m
Altura del buscador de vórtice del ciclón	$F = 0.5D_c$	0.144m
Altura del barril del ciclón	$S = 1.5D_c$	0.432m
Altura total del ciclón	$H = 4D_c$	1.152m
Altura de la parte cónica del ciclón	$B = 2.5D_c$	0.72m
Diámetro de salida de partículas del ciclón	$E = 0.375D_c$	0.108m
Número de cabezas de velocidad	Nh	5.4

Luego verificamos $\frac{V_e}{V_{salt}} < 1.35$ con la ecuación (2. 73) y (2. 74)

$$W = \left[\frac{4(9.81)4.4 \times 10^{-5}(1500 - 0.342)}{3 \times 0.342^2} \right]^{\frac{1}{3}} \rightarrow W = 1.946 \frac{m}{s}$$

$$V_{salt} = 4.913W \left[\frac{(0.22)^{0.4}}{(1 - 0.22)^{1/3}} \right] (0.288^{0.067})(37^{2/3}) \rightarrow V_{salt} = 57.89 \frac{m}{s}$$

Verificando: $\frac{37}{57.89} = 0.639 < 1.35$

Hallando H' con la ecuación (2. 79):

$$H' = 2.3(0.144) \sqrt[3]{\frac{0.288^2}{0.144(0.0576)}} \rightarrow H' = 0.7135$$

$$H = 4(0.288) \rightarrow H = 1.152m$$

Y verificando que $H' < H - F$

$$0.7135 < 1.152 - 0.144 = 1.008 \rightarrow \text{Para lo cual si coincide}$$

Hallando el volumen de salida V_{sc} y el volumen evaluado sobre la longitud del ciclón V_R con las ecuaciones (2. 76) y (2. 77) respectivamente.

$$V_{sc} = \frac{\pi}{4} \left(0.144 - \frac{0.144}{2} \right) (0.288^2 - 0.144^2) \rightarrow V_{sc} = 0.0035177m^3$$

$$K_L = 0.288 - (0.288 - 0.72) \left[\frac{0.0576 + 0.144 - 0.432}{1.152 - 0.432} \right] \rightarrow K_L = 0.14976$$

$$V_R = \left(\begin{array}{c} \frac{\pi}{4} 0.288^2 (0.432 - 0.144) \\ + \\ \frac{\pi}{12} 0.288^2 (0.0576 + 0.144 - 0.432) \left[1 + \frac{0.14976}{0.288} + \left(\frac{0.14976}{0.288} \right)^2 \right] \\ - \\ \frac{\pi}{4} 0.144^2 (0.0576) \end{array} \right)$$

$$V_R = 0.00886m^3$$

De la ecuación (2. 75) hallamos el factor de configuración.

$$G = \frac{8 \left(\frac{0.0035177 + \frac{0.00886}{2}}{0.288^3} \right)}{(0.5 \times 0.22)^2} \rightarrow G = 219.97$$

De la ecuación (2. 80) hallamos la caída de presión.

$$\Delta P = \frac{1}{2} (0.342) 37^2 (5.4) \rightarrow \Delta P = 1264.135 Pa$$

4.6.6 Dimensionamiento de la recirculación de solidos

La velocidad superficial de los sólidos V_{sl} a través de la válvula L se calculará mediante la ecuación (2. 81), para ello se tomará el diámetro de salida de solidos del ciclón como el diámetro de la válvula L, $D_L = 0.108m$

$$V_{sl} = 0.95 \sqrt{0.108} \rightarrow V_{sl} = 0.312 \text{ m/s}$$

Al ser $V_{sl} = 0.312 \text{ m/s}$ se verifica con la premisa de que se han alcanzado velocidades de hasta 0.5 m/s .

Como la longitud de la sección horizontal de la válvula L debe estar dentro del rango de $(1.5 \text{ a } 5)DL$ y $(8 \text{ a } 10)DL$. Se escogerá una longitud aproximada de 4 veces el diámetro de la válvula L. Para nuestro caso usaremos un valor de 0.450m.

El punto de aireación estará a una altura de 2 veces D_L sobre el centro del eje horizontal de la válvula L. Lo cual quiere decir que el punto de aireación está a 0.216m por encima del eje horizontal de la válvula L.

4.6.7 Dimensionamiento del sistema de alimentación de biomasa

Usaremos la ecuación (2. 82) para calcular el diámetro del tornillo considerando los parámetros asumidos en (OLIVARES GOMEZ, 1996) como son $n = 30 \text{ RPM}$ y $\Psi = 0.25$ teniendo en cuenta que este material se mueve de forma moderadamente lenta y posee elevada abrasividad, el flujo másico requerido de combustible calculado anteriormente para la alimentación del reactor tiene un

valor de $\dot{m}_c = 188.2727 \text{ kg/h}$ sin embargo se trabajará con un flujo de $\dot{m}_c = 200 \text{ kg/h}$ para evitar inconvenientes en la alimentación, $C_a = 1$ para roscas horizontales, $\gamma = 120 \text{ kg/m}^3$ reportado por Olivares Gómez, el diámetro (D) tendrá el mismo valor que el paso del tornillo (S) por facilidad y rapidez de construcción.

$$200 = 60 \left(\frac{\pi D^2}{4} \right) D \times (30) \times 0.25 \times 120 \times 1 \rightarrow D \approx 0.165 \text{ m}$$

Por lo tanto $S = 0.165 \text{ m}$

Para obtener la potencia del motor usaremos las ecuaciones (2. 83), (2. 84) y (2. 85). De la misma manera que en el dimensionamiento del tornillo sin fin, consideraremos los siguientes parámetros de (OLIVARES GOMEZ, 1996), los cuales son: $\eta = 0.3$, $\mu_{gr} = 0.8$, $\mu_{gs} = 0.8$, $S = D = 0.17$, $\mu = 0.8$, $\mu_a = 0$, la longitud de rosca será tomada 10cm más largo que el que se considera en (GARCIA, 2017) $L_g = 0.8$ debido a que las dimensiones de la tolva deberán ser más grandes por el mayor flujo másico de combustible.

$$V = (30) \frac{0.165}{60} \rightarrow V = 0.0825 \text{ m/s}$$

$$Q_g = \frac{200}{(3.6)0.0838} \rightarrow Q_g = 673.4 \text{ kg/m}$$

$$N = \frac{0.0825}{75(0.3)} \left[673.4(0.8)0.8 \left(1 + 0.75(0.8) \frac{\pi 0.165}{0.165} \right) (1 + 0.8) \right] \rightarrow N = 8.2 \text{ CV}$$

$$N = 6.14 \text{ kW}$$

Para la tolva usaremos un volumen de 1 m^3 la cual tendrá un tiempo estimado de operación autónoma de 15 minutos. Se utilizará la ecuación (2. 86) para determinar la densidad que la biomasa debe tener para cumplir con el requerimiento de autonomía.

$$1 = \frac{200}{60 \times \rho_c} 15 \rightarrow \rho_c = 50 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

El cual es un valor similar al que se menciona en (OLIVARES GOMEZ, 1996) de 49.70 kg/m^3 .

Si nos basamos en la FIGURA 2. 15, los parámetros que representarán las dimensiones de la tolva serán los siguientes a fin de que puedan formar un volumen de 1 m^3 :

$$B = 170\text{mm}$$

$$L = 500\text{mm}$$

$$h = 1125\text{mm}$$

$$H = 1500\text{mm}$$

$$\theta = 60.5^\circ$$

4.6.8 Material del cuerpo del gasificador

El gasificador estará compuesto por cada uno de los componentes mencionados anteriormente; sin embargo, no todos estos componentes deberán ser del mismo material.

El gas de un gasificador contiene, además de los componentes combustibles deseados, (CO , H_2 y CH_4) hollín arrastrado, cenizas, una cierta cantidad de H_2S (dependiendo del contenido de azufre de la alimentación), alquitrán y trazas de NH_3 , COS , HCl y HCN . El gas necesita ser limpiado para eliminar los contaminantes. El alquitrán dificulta particularmente el uso de combustibles gasificados en motores. Por lo tanto, dependiendo de la aplicación, tipo de gasificador y contaminantes en el combustible, se requiere un cierto nivel de acondicionamiento de gas (limpieza / enfriamiento). (BASU, Prabir, 2010)

En base a lo anterior, donde se percibe la presencia de H_2S y considerando la temperatura a la que el equipo está sometido es que se opta por un acero inoxidable AISI 309 para el reactor, el material del plenum, plato distribuidor de aire, boquillas, ciclón, válvula L y tornillo sin fin. Las características de dicho acero están en el ANEXO 21.

El acero al carbono 309 es un acero inoxidable austenítico altamente aleado utilizado por su excelente resistencia a la oxidación, resistencia a altas temperaturas y resistencia a la fluencia.

El menor contenido de níquel de este acero en comparación con el acero al carbono 310 mejora la resistencia al ataque de sulfuro de hidrógeno (H₂S) a altas temperaturas; además es resistente, dúctil y se puede fabricar y mecanizar fácilmente.

El acero al carbono 309 se utiliza por su resistencia a la oxidación a alta temperatura y/o resistencia al ataque de H₂S para aplicaciones como piezas de hornos, láminas de la cámara de combustión, contenedores de alta temperatura, convertidores catalíticos, sistemas de escape, etc. En la TABLA 4. 3 se puede observar distintos tipos de aceros y sus aplicaciones.

Por otro lado, hay componentes que no estarán directamente expuestos a la temperatura de trabajo, es por eso que no amerita mayor detalle y solo se usará para ellos acero estructural ASTM A36 de ¼", los cuales son la tolva y artesa.

TABLA 4. 3
TIPOS DE ACEROS Y APLICACIONES EN ALGUNOS COMPONENTES ESPECÍFICOS

	Denominación EN	Denominación AISI	APLICACIONES
Austenítico 17-20Cr, 7-25Ni,0-4Mo	1.4404	316L	Tanques de almacenamiento de leche
	1.4301/1.4404/1.4307	304/316L/304L	Equipos para catering en colegios, hospitales
	1.4301	304	Barriles de cerveza, fregaderos, cubas de friegaplatos y paneles de puertas, utensilios de cocina, cubiertos y platos
	1.4301/1.4404/1.4539	304/316/904L	Conductos de humos
	1.4404/1.4571	316L/316Ti	Tanques de agua caliente
Ferrítico 11-29Cr	1.4016	430	Electrodomésticos: tambores de lavadora y secadora cubas de lavavajillas, abrazaderas para mangueras en automoción, cubiertos, platos y tapas de cacerola
	1.4510	439	Fregaderos, escurridores, cubas de lavadoras
	1.4016 / 1.4113 / 1.4521	430/434/436	Adornos decorativos para automoción
	1.4520/1.4521	-/444	Tanques de agua caliente
	1.4512/1.4509	409/-	Sistemas de escape de automoviles
	1.4510	439	Tubos de recalentadores y secadores (centrales termicas), evaporadores y tuberías de calefacción, calderas para refinerías de azucar
	1.4521/1.4592	444/-	Conductos de humos
	1.4592	-	Tuberías para desaladoras
	1.4017	-	Cadenas de cintas transportadoras
	1.4003	-	Elementos estructurales, marcos de contenedores, vagones, tolvas, cuerpos de autobuses y autocares
	1.4016	430	Monedas
Dúplex 22Cr5,5Ni3Mo	1.4462	2205	Cambiadores de calor en plantas de PVC, equipos para almacenar ácidos orgánicos, tanques y tuberías, en plantas químicas, recipientes a presión, preimpregnadores, digestores de pulpa para fabricación de papel, en plantas offshore, tubos en espiral con costura, paredes resistentes al fuego y platos para precipitación electrostática.
Martensítico 12-14%Cr	1.4021/1.4028/1.4034	420/420/420	Hojas de cuchillo
	1.4028	420	Las cuchillas de corte para la industria del papel
	1.4021	420	Membranas de compresores y resortes
	1.4028/1.4034	420	Instrumentos quirúrgicos
Austenítico resistente al calor	1.4833/1.4845	-/310S	Componentes de hornos, intercambiadores de calor
	1.4833	-	Quemadores
	1.4828	309	Campanas para hornos
	1.4828	309	Sistemas de escape de automoviles

FUENTE: (MERINO CASALS, 2017)

CAPITULO V

RESULTADOS

El poder calorífico inferior calculado del gas es de 5.5 MJ/Nm^3 teniendo como componentes principales del gas al monóxido de carbono, hidrógeno y metano con una composición de 28.13% a 31.56 %, 17.26 % a 14.15% y 0.29% a 0.08% respectivamente.

La temperatura está dentro del rango de $727^\circ\text{C} - 827^\circ\text{C}$ con un ratio de equivalencia de 0.3 a presión atmosférica. La velocidad mínima de fluidización es 0.120 m/s y la velocidad de operación está alrededor de 6 m/s .

El flujo másico de biomasa al reactor es de 188.2727 kg/h , el flujo volumétrico de gas es de $324.324 \text{ Nm}^3/\text{h}$ y el flujo volumétrico de aire que ingresa al plenum es de $229.638 \text{ Nm}^3/\text{h}$.

El material inerte usado en el diseño es arena de Sílice con partículas de diámetro medio de 0.5 mm con una densidad de 1.33 kg/dm^3 .

El reactor tiene una altura de 8 m y un diámetro interno de 21.1 cm con 3.76 mm de espesor.

El plato distribuidor de aire es de $3/8 \text{ in}$ de espesor, tiene 64 boquillas de $1/4 \text{ in}$ tipo tuyere de 46 cm de altura con 8 orificios de 2.75 mm de diámetro cada uno distribuidos uniformemente.

El ciclón tiene una altura total de 1.152 m . Debajo del ciclón se encuentra la conexión a la válvula L de diámetro igual a 10.8 cm , la cual se une al reactor. El espesor del ciclón y de la válvula L es de 3.05 mm de espesor.

El material del plenum, plato distribuidor de aire, boquillas, reactor, ciclón válvula L, tornillo sin fin y conexiones auxiliares son de acero inoxidable AISI 309 por su alta resistencia al calor. A excepción de la tolva y artesa que son de acero estructural ASTM A36 de $1/4''$

Se seleccionó un motorreductor AC R97DRS132M4 de la marca SEW EURODRIVE de 7.5kW de potencia con velocidad de salida de 33 RPM, 230/460 V para accionar el tornillo sin fin.

Para inyectar aire al plenum se seleccionó un soplador centrífugo TBR-15P T/D 2HP 220/380/440 V con caudal de 135CFM y presión estática de 20 in H₂O.

Para el encendido del reactor se usa un quemador de GLP marca Wayne HSG400 el cual precalienta la arena de sílice con una temperatura regulable entre 300 y 980°C en el interior del reactor.

CAPITULO VI

DISCUSION DE RESULTADOS

6.1 Contrastación y demostración de la hipótesis con los resultados

Teniendo en cuenta el GRAFICO 4. 1 se contrastó la hipótesis de obtener un combustible gaseoso mediante el diseño del prototipo de un reactor de 500 kW que usa hojas de caña de azúcar sometiendo esta biomasa a temperaturas de entre 727°C y 827°C con un ratio de equivalencia de 0.3.

El determinar los parámetros de diseño del reactor prototipo como el flujo másico de biomasa entrante al reactor, la cantidad de aire que se alimenta al reactor y el caudal volumétrico de gas generado resultan en consecuencia el dimensionamiento del reactor como se muestra desde el ANEXO 7 hasta el ANEXO 17, obteniéndose el diámetro del reactor, una altura promedio teniendo en cuenta la velocidad de ascenso de las partículas en el interior del reactor, el diámetro de las alimentaciones de aire, biomasa y además de las dimensiones del alimentador, su tolva y otros componentes.

Teniendo como antecedentes diseños preliminares en investigaciones de gasificadores y que la temperatura de operación que oscila entre 727°C y 827°C es que se escoge un material de acero AISI 309 para el reactor y su ciclón. Pero para la tolva y artesa un material de acero estructural ASTM A36 ya que no está sometido a la temperatura en el interior del reactor

6.2 Contrastación de los resultados con estudios similares

Según ESTREMADOYRO RUIZ, J. (2015). "Análisis de factibilidad para producción de energía utilizando un gasificador de hojas de caña de azúcar." y HUARAZ CHOI, C. (2012). Diseño de un gasificador de 25 kW para aplicaciones domésticas usando como combustible cascarilla de arroz, los residuos agroindustriales con bajo porcentaje de humedad reúnen las características de biomasa para ser usadas en gasificación, lo cual se ve también en un gasificador LFC, con la particularidad de que en este tipo de gasificadores el diámetro de partícula es menor.

El gasificador LFC de hoja de caña producirá un gas de poder calorífico de 5.5 MJ/Nm³ a diferencia del que se asume en GARCIA VALLADOLID, R. (2017). “Desarrollo de metodología para validación experimental de un gasificador de lecho fluidizado burbujeante”, el cual viene a ser de 4.2 MJ/ Nm³.

6.3 Responsabilidad ética

La presente tesis cumple con los principios éticos fundamentales de la investigación respetando las normas y procedimientos para la titulación profesional establecidos por el reglamento de grados y títulos.

De igual manera, las publicaciones científicas de distintos autores, fuentes bibliográficas, virtuales a nivel nacional e internacional cumplen con la metodología de la norma ISO 690.

Por otro lado, en esta investigación, el bienestar medioambiental se ve comprometido disminuyendo la contaminación por quema de hoja de caña y perjuicio a las personas que habitan a los alrededores de los cañaverales.

CONCLUSIONES

Entre las conclusiones más importantes a resaltar se encuentran las siguientes:

Se logró dimensionar un reactor prototipo de 500 kW de 8 m de alto en el cual se fluidice las partículas de hoja de caña de azúcar. El mismo que permitirá obtener mediante combustión incompleta de la hoja de caña de azúcar un combustible gaseoso de bajo poder calorífico conocido como gas de síntesis. El cual puede ser usado para la generación de energía eléctrica o energía térmica.

Se seleccionó al acero inoxidable AISI 309 como material de fabricación para el reactor teniendo en cuenta la alta resistencia a la corrosión y temperatura por encima de la temperatura de operación del reactor.

También se optó por un acero estructural ASTM A36 para las partes que no están directamente expuestas a la temperatura de operación del reactor, como la artesa y la tolva.

RECOMENDACIONES

Se recomienda usar un triturador de hojas para poder alcanzar el tamaño requerido de los sólidos de biomasa a gasificar y no encontrarnos con problemas de aglomeración y atascamiento en el sistema de alimentación.

Se recomienda variar el ER de 0.2 a 0.3 dependiendo del uso que se le dé al combustible gaseoso, teniendo en cuenta que dicha variación ocasionará un cambio de Poder Calorífico inferior, el cual repercutirá en el equipo que use el gas de síntesis.

Para la seguridad de las personas ante alguna quemadura por contacto directo con la pared del reactor se puede adecuar como aislante térmico 2 *in* de fibra cerámica y 2 *in* más de fibra de vidrio recubierto por aluminio de 1 *mm* de espesor.

Con respecto a la unión de piezas de acero inoxidable se recomienda el proceso de soldadura TIG ya que forma cordones de mucha calidad además de que se emplea en piezas de poco espesor, aproximadamente de hasta 6mm.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ACERIND. Introducción en aceros inoxidable. [En línea] 19 de setiembre de 2014. [Citado el: 08 de Octubre de 2018.] <http://www.inoxidable.com/infoutil.htm>.

BABU, S. P., Shah, B. y Talwalkar, A. *AIChE Symp. Ser.* 1978.

BAHAMONDES, José Luis. *Diseño de un separador ciclónico para la industria naval.* 2008. Tesis.

BARREIRA, Victor Manuel. *Estudio hidrodinámico de un lecho fluidizado.* Ingeniería Térmica y de fluidos, Universidad Carlos III de Madrid. Madrid : s.n., 2007. Tesis.

BASHIR, Kashan. *Design and fabrication of cyclone separator.* 2015. Tesis.

BASU, Prabir. *Biomass gasification and pyrolysis.* Burlington : Elsevier Inc, 2010.

BASU, Prabir. *Circulating Fluidized Bed Boilers.* Canadá : Springer International Publishing Switzerland, 2015. 978-3-319-06172-6.

BASU, Prabir. *Combustion and gasification in fluidized beds.* s.l. : Taylor & Francis Group, LLC., 2006.

CAMPOY, Manuel. *Gasificación de biomasa y residuos en lecho fluidizado: estudios en planta piloto.* Sevilla : s.n., 2009. Memoria.

CHITESTER, D. C. *Chem. Eng. Sci.* 1984.

DE LUCAS ARGUEDAS, Ana Isabel, y otros. *BIOMASA, BIOCMBUSTIBLES Y SOSTENIBILIDAD.* s.l. : Graficolor-Palencia S.L., 2012. 978-84-931891-5-0.

DIARIO OFICIAL DE LA UNION EUROPEA. relativa al fomento del uso de energía procedente de fuentes renovables y por la que se modifican y se derogan las Directivas 2001/77/CE y 2003/30/CE. *Diario Oficial de la Unión Europea.* 2009.

- ENCINAS, Jose y Gonzales, Juan.** *Catalized and uncatalized steam gasification of eucalyptus char. Influence of variables and kinetic study.* s.l. : Elsevier, 2001. págs. 2025-2036.
- ERGUN, S.** *Fluid flow through packed columns,* *Chem. Eng. Prog.* 1952.
- ESPINOZA, Ciro.** *Metodología de investigación tecnológica. Pensando en sistemas.* [ed.] Ciro Espinoza Montes. Primera. Huancayo : Imagen Grafica SAC, 2010. 978-612-00-0222-3.
- ESTREMADOYRO, Jorge.** Análisis de factibilidad para producción de energía utilizando un gasificador de hojas de caña de azúcar. Piura, Universidad de Piura, Perú : s.n., Marzo de 2015.
- GARCIA, R.** *Desarrollo de metodología para validación experimental de un gasificador de lecho fluidizado burbujeante.* Universidad de Piura. Piura : s.n., 2017. Tesis.
- GELDART, D.** *The effect of particle size and size distribution on the behaviour of gas-fluidized beds,* *Powder Technol.* 1972.
- GRACE, J.** *Fluidized bed hydrodynamics,* *In Handbook of Multiphase Systems,* Hestroni, G. Washington, DC : Hemisphere, 1982.
- HAIDER, A. y Levenspiel, O.** *Drag Coefficient and Terminal Velocity of Spherical and Nonspherical Particles.* Corvallis : s.n., 1988.
- HUARAZ, Carlos.** Diseño de un gasificador de 25 kW para aplicaciones domésticas usando como combustible cascarilla de arroz. Lima, Perú : s.n., 2012.
- KUNII, Daizo y Levenspiel, Octave.** *Fluidization Engineering.* s.l. : Butterworth-Heinemann, 1991. 0-409-90233-0.
- LI, J. R., y otros.** *Biomass gasification in a circulating fluidized bed,* *Biomass Bioenergy.* 2004.

MACÍAS, Robert. *Escalado de reactores de gasificación en lecho fluidizado.* Medellín : s.n., 2015. Tesis.

MERINO CASALS, Concepción. *Aceros inoxidables.* Madrid : Dextra Editorial S.L., 2017. 978-84-16898-22-0.

MORAGUES, Jaime. *Energía de la Biomasa.*

NAVARRO Abril, William David. *Diseño de un gasificador dual para biomasa residual agropecuaria a nivel laboratorio.* Bogotá : s.n., 2016. Tesis.

OKA, Simeon N. *Fluidized Bed Combustion.* [ed.] E.J. Anthony. New York : Marcel Dekker, Inc, 2004. 0-8247-4699-6.

OLIVARES GOMEZ, Edgardo. *Projeto, construcao e avaliacao preliminar de um reator de leito fluidizado para gaseificacao de bagaco de cana de azúcar.* Sao Paulo : s.n., 1996.

PERALES, J. F., y otros. *On the transition from bubbling to fast fluidization regimes.* In P. Basu, M. Hasatani, & M. Horio (Eds.), *Circulating fluidized bed technology III.* Oxford : Pergamon Press, 1991.

REIN, Peter. *Ingeniería de la caña de azúcar.* Berlin : Elbe Druckerei Wittenberg, 2012. 978-3-87040-142-9.

RICHARDSON, J. F., Davidson, J. F. y Harrison, H. *Fluidization.* New York : Academic Press, 1971.

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

SAMPIERI, R. *Metodología de la investigación.* 6ta. Mexico : Mc Graw Hill Education, 2014. 978-1-4562-2396-0.

SANCHEZ, Lario. *Diseño de una planta de gasificación con cogeneración para el aprovechamiento energético de la cascarilla de arroz en un proceso industrial.* Madrid : s.n., 2017. Proyecto.

SAXENA, S. C. y Vogel, G. J. *Trans. Inst. Chem.* 1977.

SCHIMMOLLER, B. K. Power Engineering. *Coal gasification: Striking While the Iron is Hot.* [En línea] 03 de Enero de 2005. [Citado el: 16 de Octubre de 2018.] <https://www.power-eng.com/articles/print/volume-109/issue-3/features/coal-gasification-striking-while-the-iron-is-hot.html>.

SEBASTIÁN NOGUÉS, Fernando. *Energía de la biomasa.* Zaragoza : Servicio de Publicaciones. Universidad de Zaragoza, 2010.

SILVESTRIN, Carlos. *Programa bioeletricidade 2011-2020, reduzindo emissões & agregando valor ao setor elétrico.* Brasil : s.n., 2010.

SODEAN. Generación de Energía Térmica con Biomasa. Equipos e instalaciones. [En línea]

TSUO, Y. P. y Gidaspow, D. "Computation of flow patterns in circulating fluidized beds" *AIChE J.* 1990. Vol. 36.

VARGAS, Carlos. *Estudio comparativo de la utilización de las tecnologías de gasificación downdraft y lecho fluido burbujeante para la generación de energía eléctrica en aplicaciones de baja potencia.* Universidad Politecnica de Valencia. Valencia : s.n., 2012. Tesis doctoral.

WAGMAN, Donald D., y otros. Heats, free energies, and equilibrium constants of some reactions involving O₂, H₂, H₂O, C, CO, CO₂ and CH₄. *RESEARCH PAPER, Part of Journal of Research of the National Bureau of standards.* U.S.A : s.n., 1945. Vol. 34, 1634.

WEN, C. Y, y Yu, Y. H. *AIChE.* 1966.

ANEXOS

ANEXO 1 ANÁLISIS QUÍMICO DE LA HOJA DE CAÑA DE AZÚCAR



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA
FACULTAD DE CIENCIAS
LABICER (Laboratorio N° 12)
ANÁLISIS QUÍMICO, CONSULTORÍA E INVESTIGACIÓN



INFORME TÉCNICO N° 0980 – 13 – LAB. 12

1. DATOS DEL SOLICITANTE
 - 1.1 NOMBRE DEL SOLICITANTE : AGRO INDUSTRIAL PARAMONGA S.A.A.
 - 1.2 RUC : 20135948641
2. FECHA DE EMISION : 26/09/2013
3. ANÁLISIS SOLICITADO : ANÁLISIS QUÍMICO
4. DATOS REFERENCIALES DE LA MUESTRA
 - 4.1 IDENTIFICACION DE LAS MUESTRAS : 01 MUESTRA DE HOJA DE CAÑA DE AZÚCAR
5. LUGAR DE RECEPCION : LABORATORIO N° 12 - FACULTAD DE CIENCIAS
6. CONDICIONES AMBIENTALES : Temperatura: 17 °C; Humedad relativa: 69 %
7. MÉTODO UTILIZADO : ASTM D1102, ASTM E871, ASTM E777, ASTM E778
8. RESULTADO

ANÁLISIS	RESULTADO	
	M1	M2
Humedad (%)	10.80	10.91
Cenizas (%)	8.95	8.94
Dióxido de silicio, SiO ₂	3.82	3.85
Óxido de potasio, K ₂ O	2.37	2.34
Óxido de calcio, CaO	1.62	1.63
Trióxido de hierro, Fe ₂ O ₃	0.75	0.74
Pentóxido de fósforo, P ₂ O ₅	0.25	0.25
Dióxido de titanio, TiO ₂	0.05	0.05
Trióxido de azufre, SO ₃	0.04	0.04
Óxido de manganeso, MnO	0.02	0.03
Carbono (%)	44.63	44.64
Hidrógeno (%)	5.39	5.39
Oxígeno (%)	40.31	40.32
Nitrógeno (%)	0.49	0.49
Poder calorífico superior (KJ/Kg)	13 729.9	13 714.9
Poder calorífico inferior (KJ/Kg)	13 658.3	13 643.3

* Por duplicado
** Base húmeda

9. VALIDEZ DEL INFORME TÉCNICO
El Informe técnico es válido solo para la muestra y las condiciones indicadas en los ítems del uno (1) al cuatro (4) del presente informe técnico.

M.Sc. Otilia Acha de la Cruz
Jefa de Laboratorio
Responsable del análisis
CCP N° 202

El Laboratorio no se responsabiliza del muestreo ni de la procedencia de la muestra.

Página 1 de 1

Av. Túpac Amaru 210 Lima 31, Perú. Central: 481 1070 anexo 316. Telefax: 382 0500. E-mail: otilia@uni.edu.pe

FUENTE: PROPIA

ANEXO 2
CONSTANTES DE EQUILIBRIO A DISTINTAS TEMPERATURAS

Temperatura (K)	Kpw	Kpb	Kpm	Kps
	$C + H_2O = H_2 + CO$	$CO_2 + C = 2CO$	$C + 2H_2 = CH_4$	$CO + H_2O = CO_2 + H_2$
298.16	1.002×10^{-16}	1.012×10^{-21}	7.916×10^8	9.926×10^4
300	1.387×10^{-16}	1.546×10^{-21}	6.572×10^8	8.975×10^4
400	7.713×10^{-11}	5.214×10^{-14}	3.090×10^5	1.479×10^3
500	2.228×10^{-7}	1.768×10^{-9}	2.672×10^3	1.260×10^2
600	5.059×10^{-5}	1.868×10^{-6}	100	27.08
700	2.407×10^{-3}	2.669×10^{-4}	8.966	9.017
800	4.399×10^{-2}	1.098×10^{-2}	1.411	4.038
900	0.4244	0.1926	0.3250	2.204
1000	2.609	1.900	9.829×10^{-2}	1.374
1100	11.58	12.2	3.677×10^{-2}	0.9444
1200	39.77	57.09	1.608×10^{-2}	0.6966
1300	1.135×10^2	2.083×10^2	7.932×10^{-3}	0.5435
1400	2.770×10^2	6.286×10^2	4.327×10^{-3}	0.4406
1500	6.013×10^2	1.623×10^3	2.554×10^{-3}	0.3704

FUENTE: (WAGMAN, y otros, 1945)

ANEXO 3
ESFERICIDAD DE ALGUNAS PARTÍCULAS GRANULARES

Particle shape, material		ϕ_s	Particle shape, material		ϕ_s
Spherical, rounded: clay, chamotte, river sand		0.83-0.86	Pebbles	$d_p = 12-20$ mm	0.68
Sharp, rough, "toothed": anthracite, nonspherical sand		0.65		$d_p = 3$ mm	0.725
Sand	spherical	0.83	Broken glass		0.65
	angled	0.73	Polyvinyl chloride		0.68
	sharp-angled	0.60	Coal, dust, pulverized		0.65
	mean for all kinds	0.75	Coal dust, natural		0.73
Tungsten powder		0.89	Silica gel		0.18-0.33
Iron catalyzer		0.58	Raschig rings		0.3
Active carbon	$d_p = 1-2$ mm	0.64	Al_2O_3		0.43
	$d_p = 1.5$ mm	0.92	Angled		0.66
	$d_p = 1.5-4.5$ mm	0.79	Elongated		0.58
Oil shale	$d_p = 2.5-11.2$ mm	0.426	Squamous		0.43
	$d_p = 34-62.5$ mm	0.758	Metal- lurgical coke	$d_p = 6-11.5$ mm	0.403
Stone coal	$d_p = 6-11.5$ mm	0.536			

FUENTE: (OKA, 2004)

ANEXO 4
COTIZACIÓN DEL GASIFICADOR

ITEM	DESCRIPCION	UNIDAD	METRADO	P.UN.	TOTAL	%
01	FABRICACION DE UN PLATO DE DISTRIBUIDOR DE AIRE					
0101	suministro de plancha de Ø 345mm X 9.53 mm de espesor.	pz	1.00	150.00	S/.150.00	0%
0102	perforacion de 64 agujeros de Ø9.24mm	pz	64.00	2.00	S/.128.00	0%
0103	perforacion de 8 agujeros de Ø22.23mm	pz	8.00	2.00	S/.16.00	0%
02	FABRICACION DE BOQUILLA TIPO TUYERE					
0201	Suministro de tubo de Ø1/4 SCH40 aisi 309 x 3m	pz	1.00	60.00	S/.60.00	0%
0202	fabricacion de boquilla tipo tuyere y perforacion de Ø9.24mm y Ø2.75mm	pz	64.00	15.00	S/.960.00	2%
03	FABRICACION DE TRANSPORTADOR DE TORNILLO SIN FIN					
0301	Suministro de tubo sch 80 aisi 309 de 1 1/2" x 1 mts	pz	1.00	95.00	S/.95.00	0%
0302	Suministro de plancha inox. Aisi 309 de 1/8 x 340mmx 510mm	pz	1.00	150.00	S/.150.00	0%
0303	fabricacion de transportador de tornillo	pz	1.00	820.00	S/.820.00	2%
04	FABRICACION TOLVA					
0401	suministro de plancha A36 de 1/4 de 4'x8'	pz	1.00	50.00	S/.50.00	0%
0402	fabricacion de tolva según plano	kg	325.00	3.60	S/.1,170.00	2%
05	FABRICACION DE ARTESA TUBULAR				S/.0.00	0%
0501	suministro de plancha de A-36 de 1/4 de 570mmx 1mts	pz	1.00	95.00	S/.95.00	0%
0502	rolado de plancha de 570mmx1mts x 1/4esp.	pz	1.00	45.00	S/.45.00	0%
0503	fabricacion de bridas de plancha de 1/4	pz	1.00	35.00	S/.35.00	0%
06	FABRICACION DE PLENUM					
0601	Suministro de Tubo 8" SCH10 AISI 309	pz	0.05	1920.00	S/.96.00	0%
0602	armado y soldeo del cabezal con sus ramales y bridas	pz	1.00	250.00	S/.250.00	0%
07	FABRICACION DE REACTOR					
0701	Suministro de Tubo 8" SCH10 AISI 309 x6m	m	1.00	1920.00	S/.1,920.00	4%
0702	Suministro de Tubo 8" SCH10 AISI 309 x6m	m	0.33	1920.00	S/.640.00	1%
0703	Brida Slip on Ø8" inox 309	pz	3.00	920.00	S/.2,760.00	6%
0704	Brida Slip on Ø4" inox 309	pz	3.00	485.00	S/.1,455.00	3%
0705	armado del cabezal con sus bridas y ramales	pz	1.00	250.00	S/.250.00	0%
08	FABRICACION DE VALVULA L					
0801	suministro de tubo de 4"sch10 x 7mts	pz	1.20	790.00	S/.948.00	2%
0802	Brida Slip on Ø4" inox 309	pz	6.00	485.00	S/.2,910.00	6%
0803	armado y soldeo del cabezal con sus bridas	pz	1.00	250.00	S/.250.00	0%
09	FABRICACION DE CONEXIÓN DEL CICLON - REACTOR					
0901	suministro de Plancha Inox AISI 309 1/8" de 450mmx 577mm	pz	0.40	220.00	S/.88.00	0%
0902	fabricacion de ducto según indica plano	pz	1.00	250.00	S/.250.00	0%
10	FABRICACION DEL CICLON					
1001	suministro de Plancha Inox AISI 309 1/8" de 1.2mts x 2.4 mts	pz	1.00	706.00	S/.706.00	1%
1002	habilitacion de planchas para el rolado	glob.	1.00	200.00	S/.200.00	0%
1003	rolado de plancha de 688mmx8mts x 1/8 esp. Y otro	glob.	1.00	250.00	S/.250.00	0%
1004	armado y soldeo del ciclon	glob.	1.00	450.00	S/.450.00	1%
11	EQUIPOS Y ACCESORIOS DEL GASIFICADOR					
1101	Motorreductor Sew Eurodrive R97DRS132M4	und	1.00	11550.00	S/.11,550.00	23%
1102	Soplador Centrifugo TBR-15P T/D 2HP	und	1.00	2272.05	S/.2,272.05	5%
1103	Quemador de GLP Wayne HSG400	und	1.00	2937.00	S/.2,937.00	6%
1104	Plancha de Empaquetadura de grafito flexible GRAFLEX 1/8"	pz	1.00	1287.00	S/.1,287.00	3%
1105	Acoplamiento ROTEX 110 Spider 98 Sh-A =T-PUR®= purple	und	1.00	705.67	S/.705.67	1%
1106	Tornillo c/ tuerca y arandela 5/8" x 3"	und	40.00	13.30	S/.531.96	1%
1107	Tornillo c/ tuerca y arandela 3/4" x 3 1/2"	und	16.00	36.00	S/.576.05	1%
1108	Tornillo c/ tuerca y arandela 3/8" x 1"	und	6.00	2.18	S/.13.07	0%
TOTAL COSTOS DIRECTOS					S/.37,069.80	74%
UTILIDAD					S/.7,413.96	15%
GASTOS GENERALES					S/.5,560.47	11%
TOTAL PRESUPUESTO					S/.50,044.23	100%

FUENTE: Sanchez Peru S.A.C.

ANEXO 5
 PODER CALORÍFICO ESTÁNDAR DE LOS CONSTITUYENTES DEL GAS TÍPICO PRODUCIDO A PARTIR DE LA GASIFICACIÓN DE BIOMASA

Standard Heating Value of Constituents of Typical Product Gas from Biomass Gasification										
Gases	H ₂	CO	CO ₂	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₂ H ₄	C ₂ H ₂	C ₃ H ₈	C ₃ H ₆	C ₃ H ₄
HHV (MJ/Nm ³) ²	12.74	12.63	39.82	70.29	63.41	58.06	101.24			
LHV (MJ/Nm ³) ²	10.78	12.63	35.88	64.34	59.45	56.07	99.09			
Viscosity ¹ (μP)	90	182	150	112	94	103	104	82		
Thermal conductivity ¹ (W/m.K)	0.1820	0.0251	0.0166	0.0343	0.0218	0.0214	0.0213	0.0183		
Specific heat ¹ (kJ/kg.K)	3.467	1.05	0.85	2.226	1.926	1.691	1.775	1.708		
Gases	C ₃ H ₆	i-C ₄ H ₈	i-C ₄ H ₁₀	n-C ₄ H ₁₀	C ₆ H ₆	N ₂	NH ₃	H ₂ S		
HHV (MJ/Nm ³) ²	93.57	125.08	133.12	134.06	142.89	13.07	25.10			
LHV (MJ/Nm ³) ²	87.57	116.93	122.91	123.81	141.41	10.13	23.14			
Viscosity ¹ (μP)					180					
Thermal conductivity ¹ (W/m.K)					0.026					
Specific heat ¹ (kJ/kg.K)					1.05					

¹Source: Data compiled from Jenkins, in Kiani and Hall, 1989, p. 887.

²Source: Data compiled from Waldheim and Nilsson, 2001.

FUENTE: (BASU, Prabir, 2010)

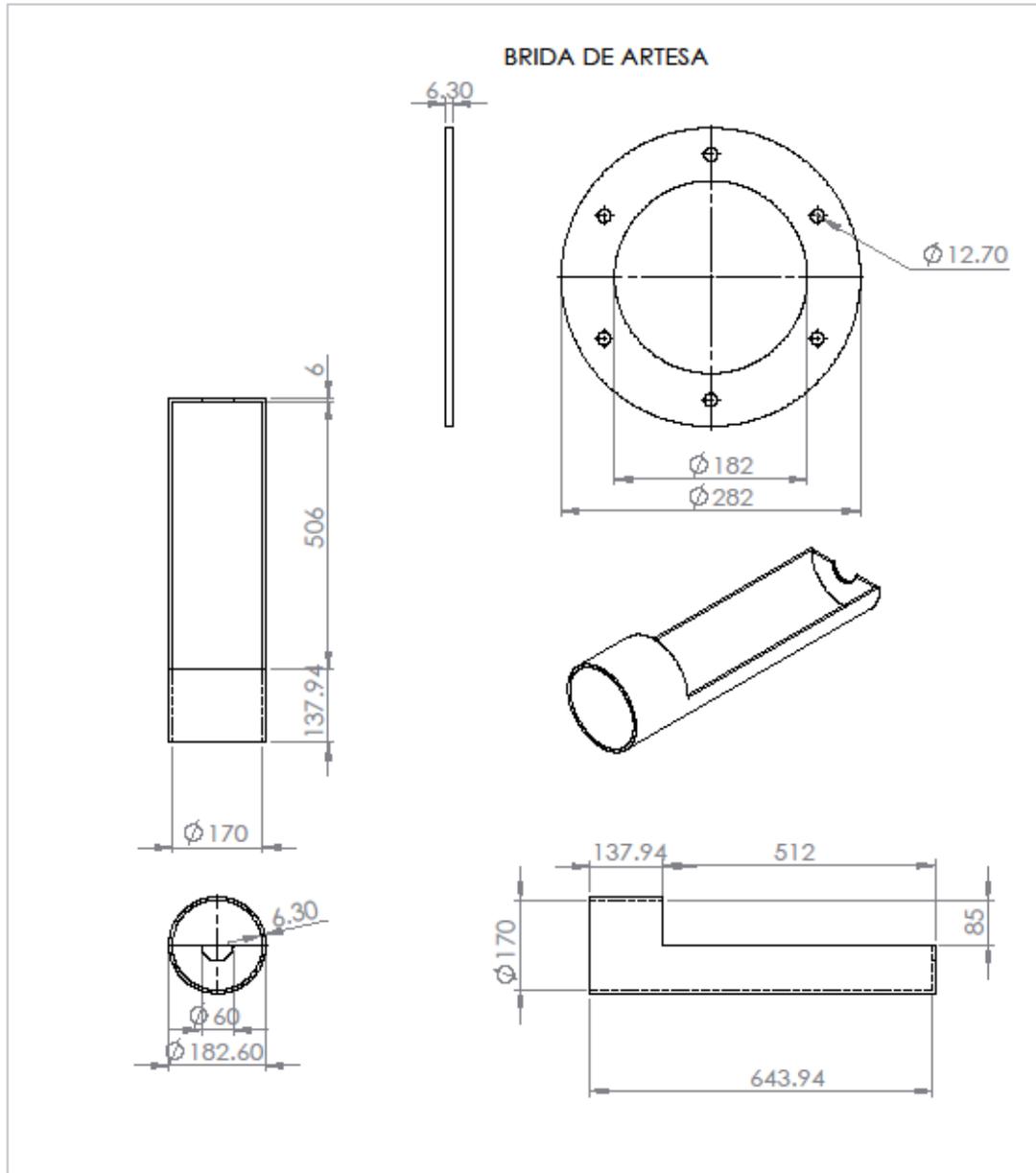
ANEXO 6
 ENTALPIA DE GASES A DIFERENTES TEMPERATURAS A 25°C Y 1 ATM

Enthalpy (kJ/kg mole) of Selected Gases at Different Temperatures above the Datum of 298 K (25°C) and 1 atm

Temperature (K)	Nitrogen	Oxygen	Carbon Dioxide	Carbon Monoxide	Methane	Hydrogen	Steam	Hydrogen Sulphide
300	54.39	54.39	66.94	54.39	66.94	54.39	62.76	62.80
400	2970.64	3029.21	4008.27	2974.82	3861.83	2958.08	3451.80	3554.59
500	5911.99	6087.7	8313.60	5928.72	8200.64	5882.70	6920.33	7192.92
600	8891.00	9246.64	12916.01	8941.20	13129.39	8811.50	10497.66	11002.91
700	11936.95	12501.79	17761.08	12020.63	18635.54	11748.67	14183.76	14988.74
800	15045.66	15840.62	22815.35	15175.36	24673.05	14702.57	17991.20	19154.61
900	18221.32	19246.40	28041.17	18397.04	31204.27	17681.58	21924.16	23496.32
1000	21459.74	22706.57	33405.06	21685.67	38179.00	20685.69	25978.46	27997.13
1100	24756.73	26216.94	38894.46	25032.87	45551.21	23723.28	30166.64	32362.85
1200	28108.11	29764.98	44484.29	28426.09	53270.69	26794.33	34476.16	37442.55
1300	31501.34	33350.66	50157.79	31865.34	61303.97	29907.23	38902.83	42349.48
1400	34936.40	36965.64	55906.61	35338.06	69609.21	33061.96	43446.66	47361.08
1500	38404.94	40609.90	61714.00	38848.44	78152.94	36266.91	48095.08	52468.98
1600	41902.76	44279.27	67579.97	42383.92	86910.05	39522.06	52843.92	57660.61
1700	45429.87	47969.56	73491.96	45940.32	95855.44	42814.87	57684.81	62927.60
1800	48982.09	51689.14	79441.61	49521.82	104959.8	46149.52	62609.38	68257.40

FUENTE: (BASU, Prabir, 2006)

ANEXO 7
ARTESA TUBULAR



UNIVERSIDAD NACIONAL DEL CALLAO
FACULTAD DE INGENIERIA MECANICA Y ENERGIA

DISEÑO DE UN REACTOR PROTOTIPO DE LECHO FLUIDIZADO CIRCULANTE DE 500 KW PARA LA OBTENCIÓN DE GAS DE SÍNTESIS EMPLEANDO HOJA DE CAÑA DE AZÚCAR. PARAMONGA - LIMA

DIBUJÓ:
FERNANDO CALLE FUENTES

REVISÓ:

ARTESA TUBULAR

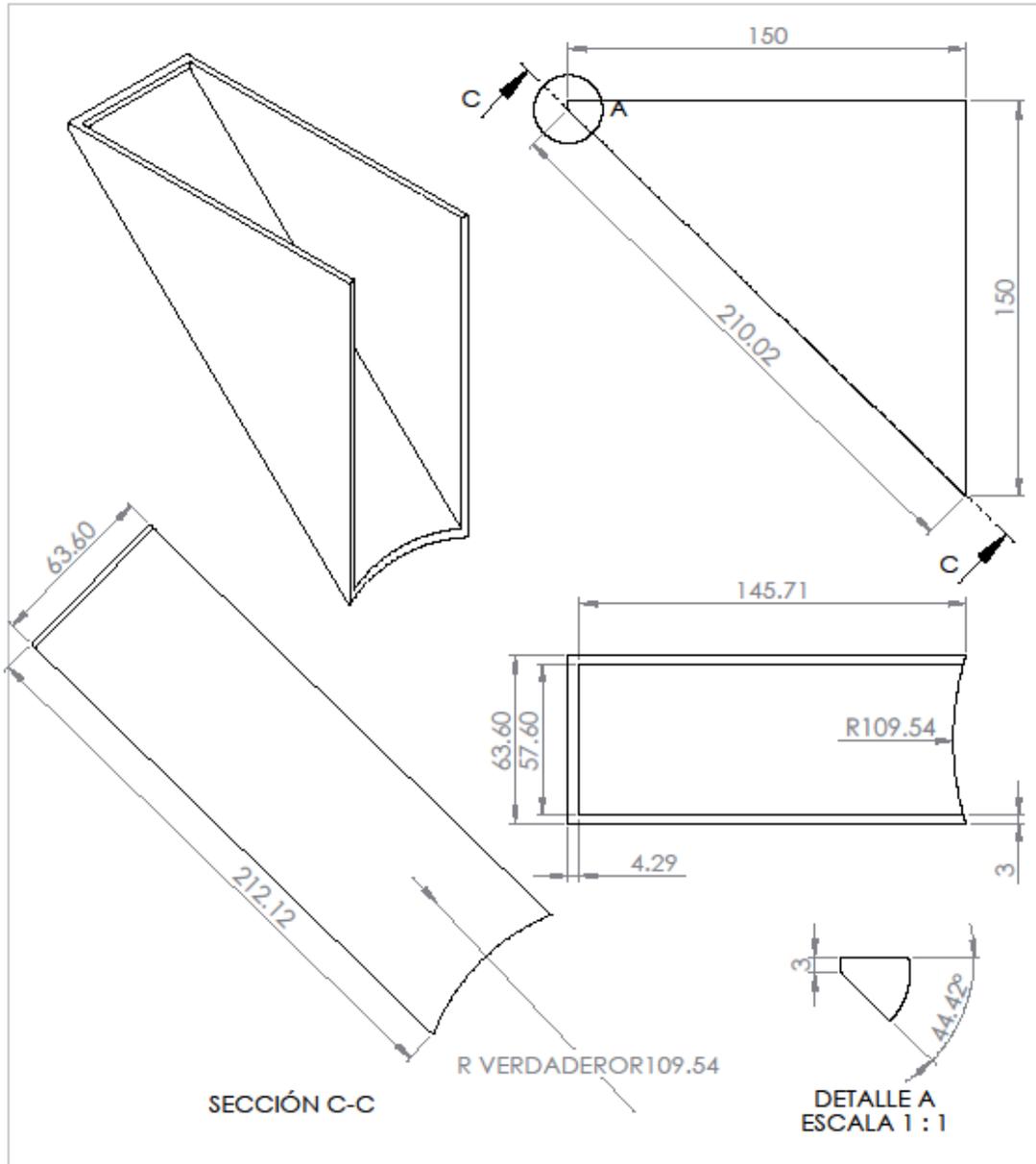
FECHA:

ESCALA: 1:10

Nº:

FUENTE: PROPIA

ANEXO 8
ACCESORIO



UNIVERSIDAD NACIONAL DEL CALLAO
FACULTAD DE INGENIERIA MECANICA Y ENERGIA

DISEÑO DE UN REACTOR PROTOTIPO DE LECHO FLUIDIZADO CIRCULANTE DE 500 kW PARA LA OBTENCIÓN DE GAS DE SÍNTESIS EMPLEANDO HOJA DE CAÑA DE AZÚCAR. PARAMONGA - LIMA

DIBUJÓ:
FERNANDO CALLE FUENTES

REVISÓ:

ACCESORIO

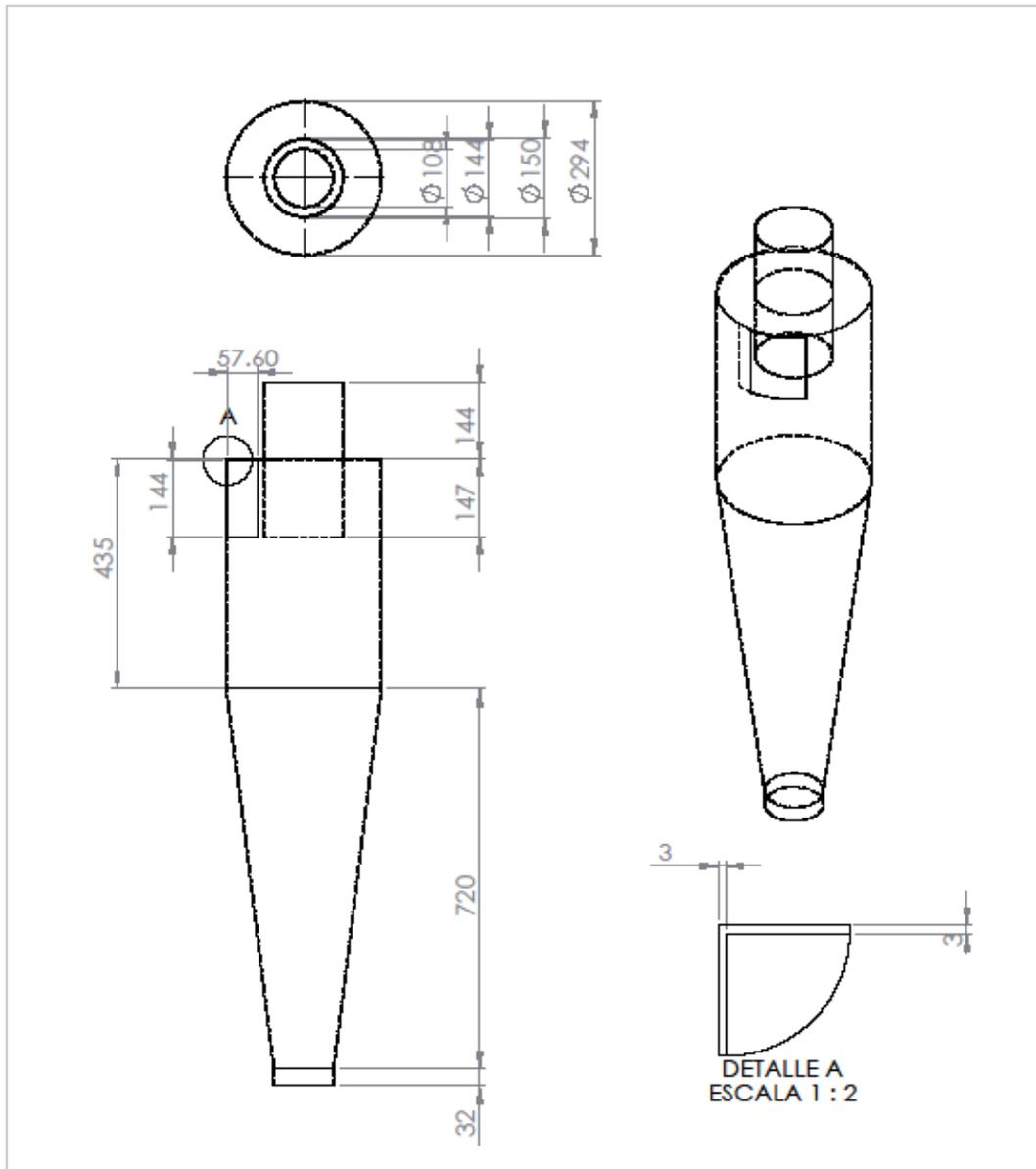
FECHA:

ESCALA: 1:2

Nº:

FUENTE: PROPIA

ANEXO 9
CICLÓN



UNIVERSIDAD NACIONAL DEL CALLAO
FACULTAD DE INGENIERIA MECANICA Y ENERGIA

DISEÑO DE UN REACTOR PROTOTIPO DE LECHO FLUIDIZADO CIRCULANTE DE 500 KW PARA LA OBTENCIÓN DE GAS DE SÍNTESIS EMPLEANDO HOJA DE CAÑA DE AZÚCAR. PARAMONGA - LIMA

DIBUJÓ:
FERNANDO CALLE FUENTES

CICLON

FECHA:

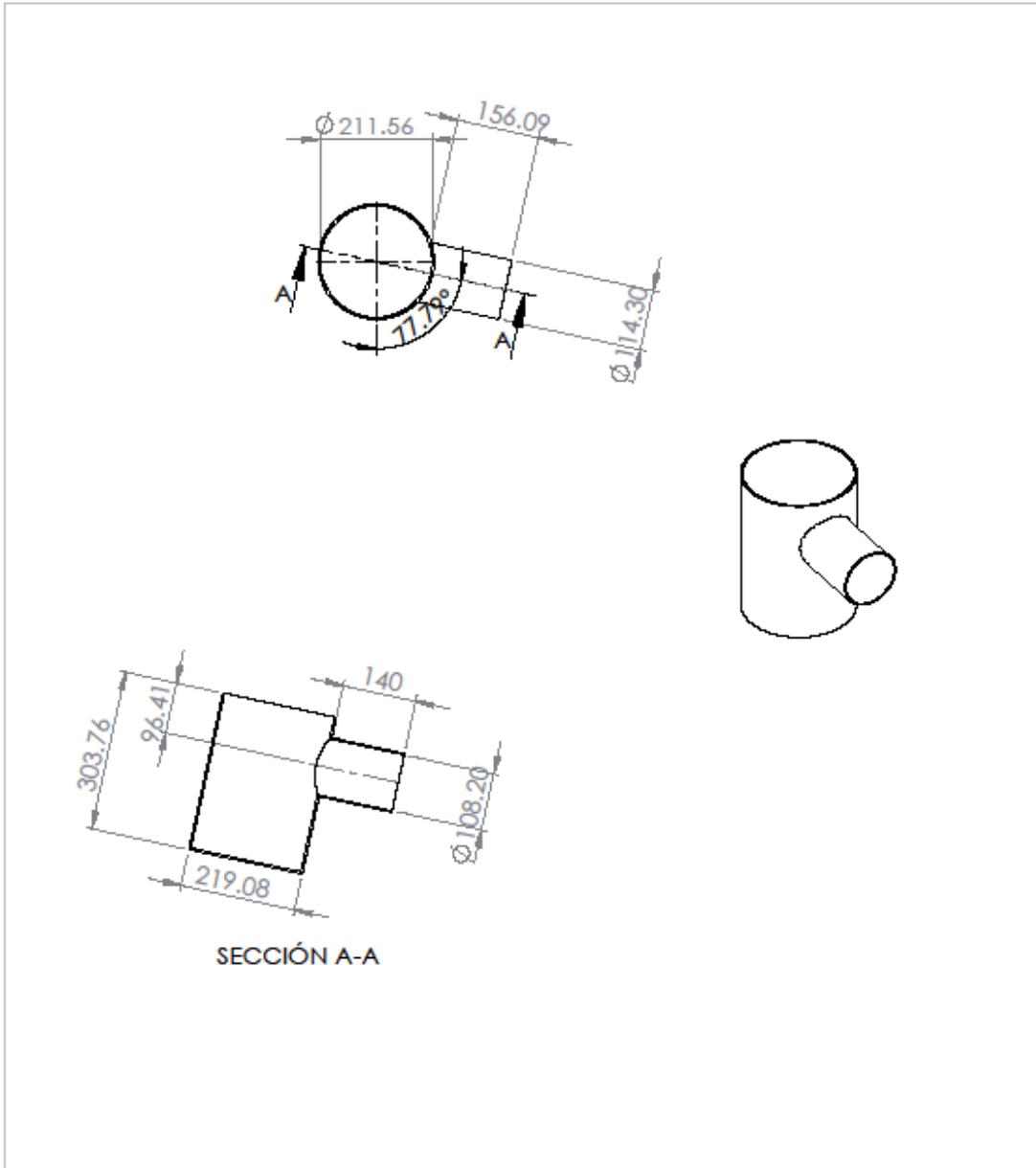
ESCALA: 1:10

REVISÓ:

Nº:

FUENTE:PROPIA

ANEXO 10
PLENUM



UNIVERSIDAD NACIONAL DEL CALLAO
FACULTAD DE INGENIERIA MECANICA Y ENERGIA

DISEÑO DE UN REACTOR PROTOTIPO DE LECHO FLUIDIZADO CIRCULANTE DE 500 kW PARA LA OBTENCIÓN DE GAS DE SÍNTESIS EMPLEANDO HOJA DE CAÑA DE AZÚCAR. PARAMONGA - LIMA

DIBUJÓ:
FERNANDO CALLE FUENTES

REVISÓ:

PLENUM

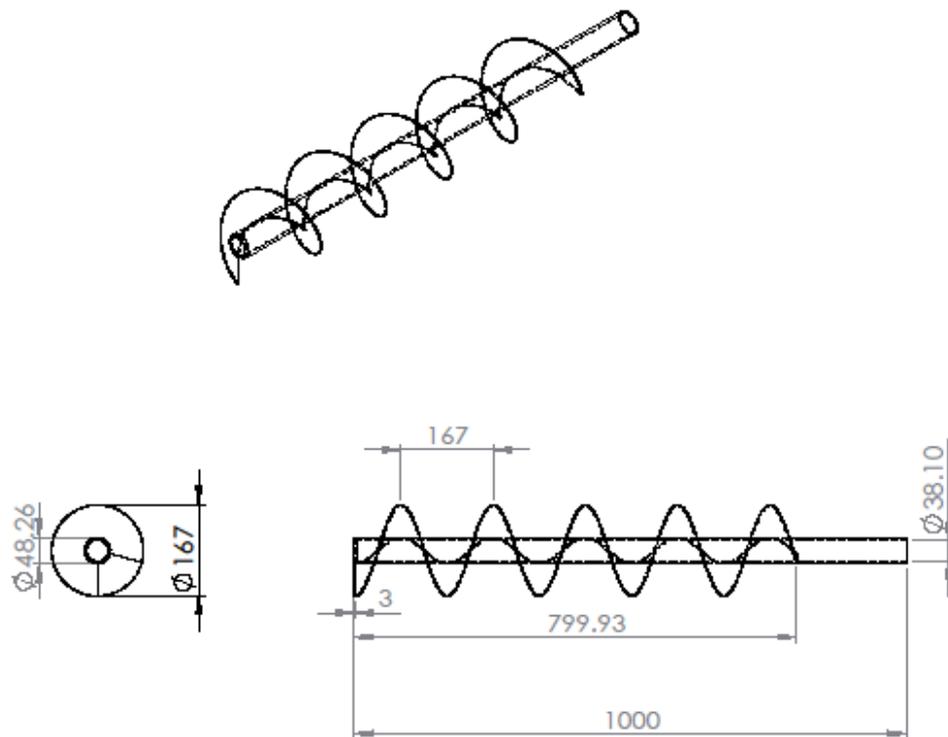
FECHA:

ESCALA: 1:10

Nº:

FUENTE:PROPIA

ANEXO 11
TRANSPORTADOR DE TORNILLO SIN FIN



UNIVERSIDAD NACIONAL DEL CALLAO
FACULTAD DE INGENIERIA MECANICA Y ENERGIA

DISEÑO DE UN REACTOR PROTOTIPO DE LECHO FLUIDIZADO CIRCULANTE DE 500 KW PARA LA OBTENCIÓN DE GAS DE SÍNTESIS EMPLEANDO HOJA DE CAÑA DE AZÚCAR. PARAMONGA - LIMA

DIBUJÓ:
FERNANDO CALLE FUENTES

**TRANSPORTADOR
DE TORNILLO SIN
FIN**

FECHA:

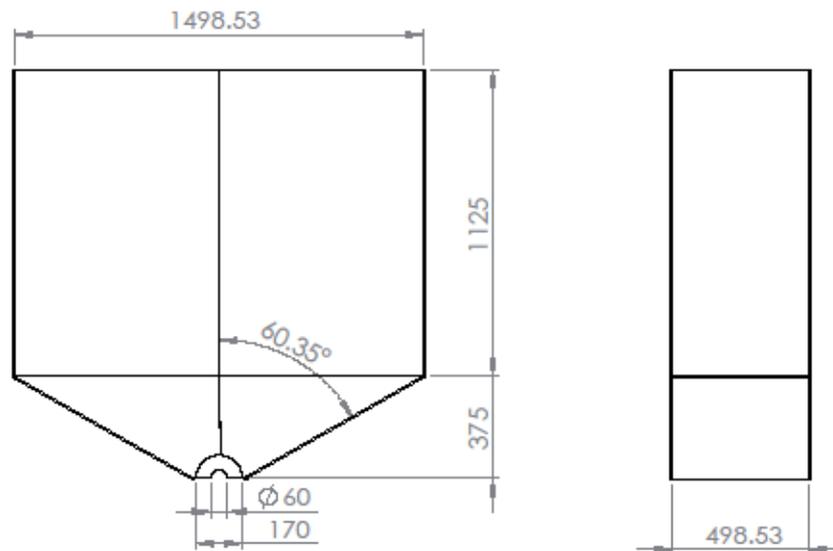
ESCALA: 1:20

REVISÓ:

Nº:

FUENTE: PROPIA

ANEXO 12
TOLVA



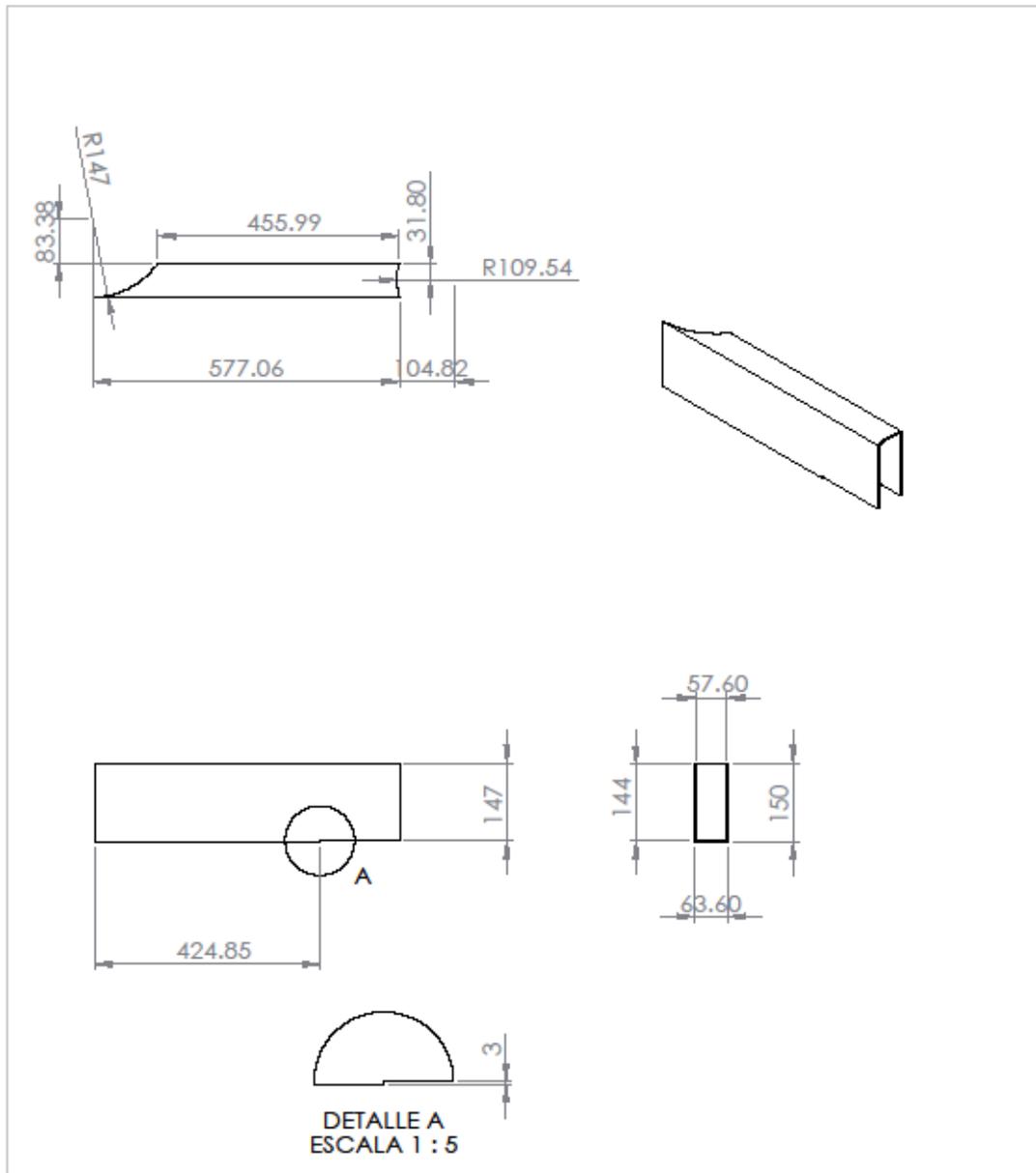
UNIVERSIDAD NACIONAL DEL CALLAO
FACULTAD DE INGENIERIA MECANICA Y ENERGIA

DISEÑO DE UN REACTOR PROTOTIPO DE LECHO FLUIDIZADO CIRCULANTE DE 500 KW PARA LA OBTENCIÓN DE GAS DE SÍNTESIS EMPLEANDO HOJA DE CAÑA DE AZÚCAR. PARAMONGA - LIMA

DIBUJÓ: FERNANDO CALLE FUENTES	<h1>TOLVA</h1>	FECHA:
REVISÓ:		ESCALA: 1:20
		Nº:

FUENTE: PROPIA

ANEXO 13
 CONEXION CICLON – REACTOR



UNIVERSIDAD NACIONAL DEL CALLAO
 FACULTAD DE INGENIERIA MECANICA Y ENERGIA

DISEÑO DE UN REACTOR PROTOTIPO DE LECHO FLUIDIZADO CIRCULANTE DE 500 KW PARA LA OBTENCIÓN DE GAS DE SÍNTESIS EMPLEANDO HOJA DE CAÑA DE AZÚCAR. PARAMONGA - LIMA

DIBUJÓ:
 FERNANDO CALLE FUENTES

REVISÓ:

**CONEXION
 CICLON - REACTOR**

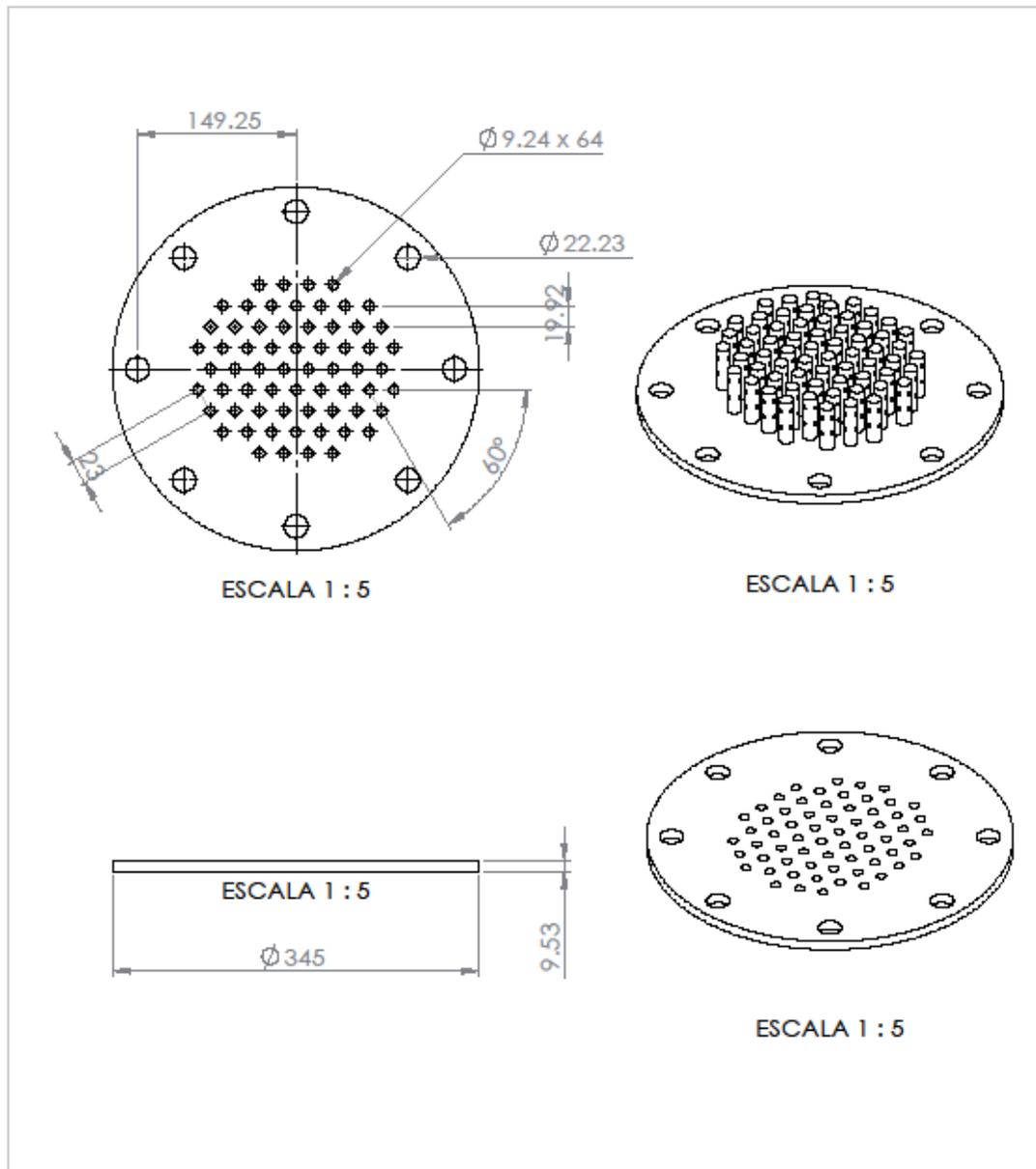
FECHA:

ESCALA: 1:10

Nº:

FUENTE:PROPIA

ANEXO 14
 PLATO DISTRIBUIDOR DE AIRE



UNIVERSIDAD NACIONAL DEL CALLAO
 FACULTAD DE INGENIERIA MECANICA Y ENERGIA

DISEÑO DE UN REACTOR PROTOTIPO DE LECHO FLUIDIZADO CIRCULANTE DE 500 KW PARA LA OBTENCIÓN DE GAS DE SÍNTESIS EMPLEANDO HOJA DE CAÑA DE AZÚCAR. PARAMONGA - LIMA

DIBUJÓ:
 FERNANDO CALLE FUENTES

REVISÓ:

**PLATO
 DISTRIBUIDOR DE
 AIRE**

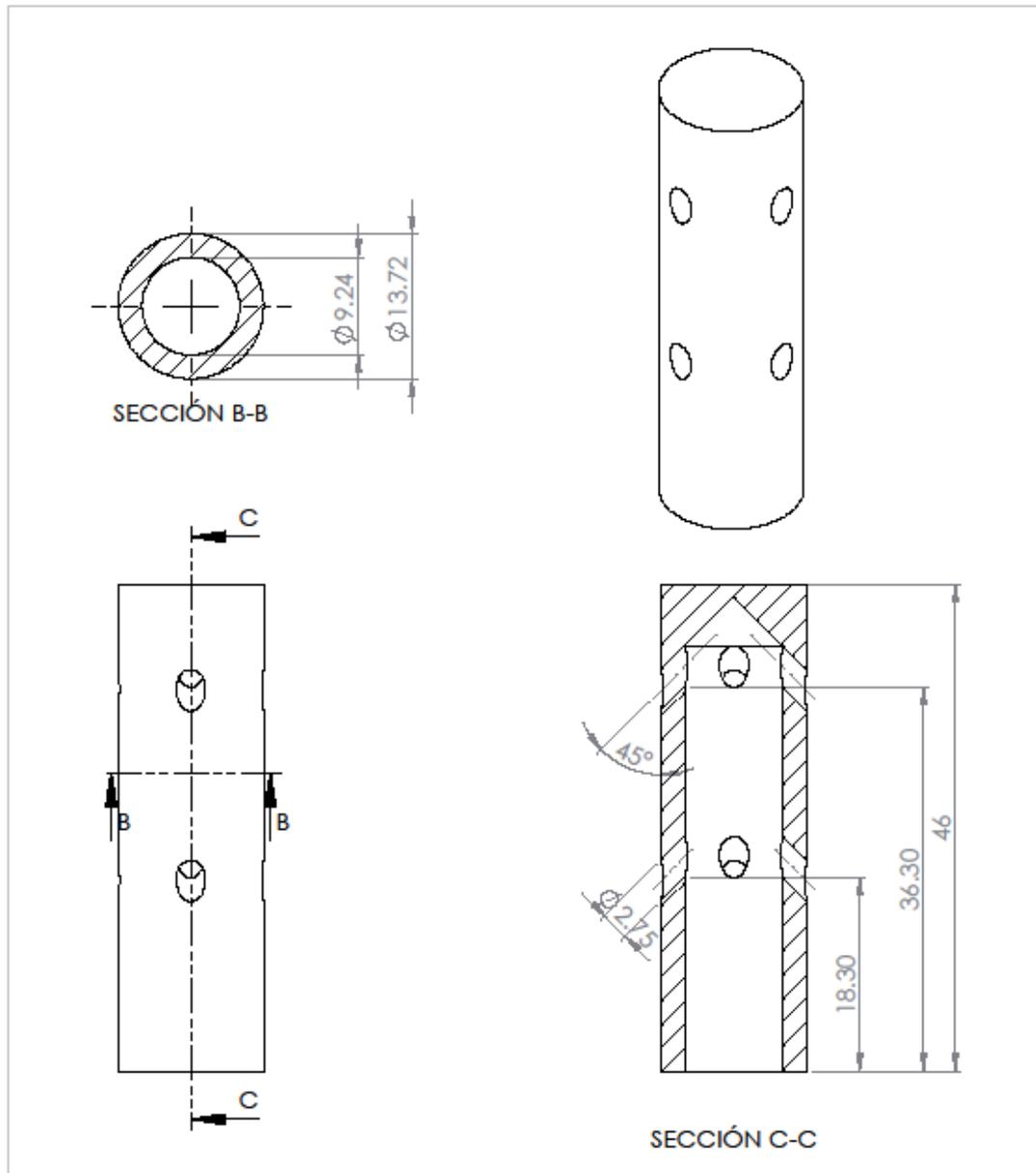
FECHA:

ESCALA: 1:5

Nº:

FUENTE:PROPIA

ANEXO 15
TUYERE



UNIVERSIDAD NACIONAL DEL CALLAO
FACULTAD DE INGENIERIA MECANICA Y ENERGIA

DISEÑO DE UN REACTOR PROTOTIPO DE LECHO FLUIDIZADO CIRCULANTE DE 500 KW PARA LA OBTENCIÓN DE GAS DE SÍNTESIS EMPLEANDO HOJA DE CAÑA DE AZÚCAR. PARAMONGA - LIMA

DIBUJÓ:
FERNANDO CALLE FUENTES

REVISÓ:

**BOQUILLA TIPO
TUYERE**

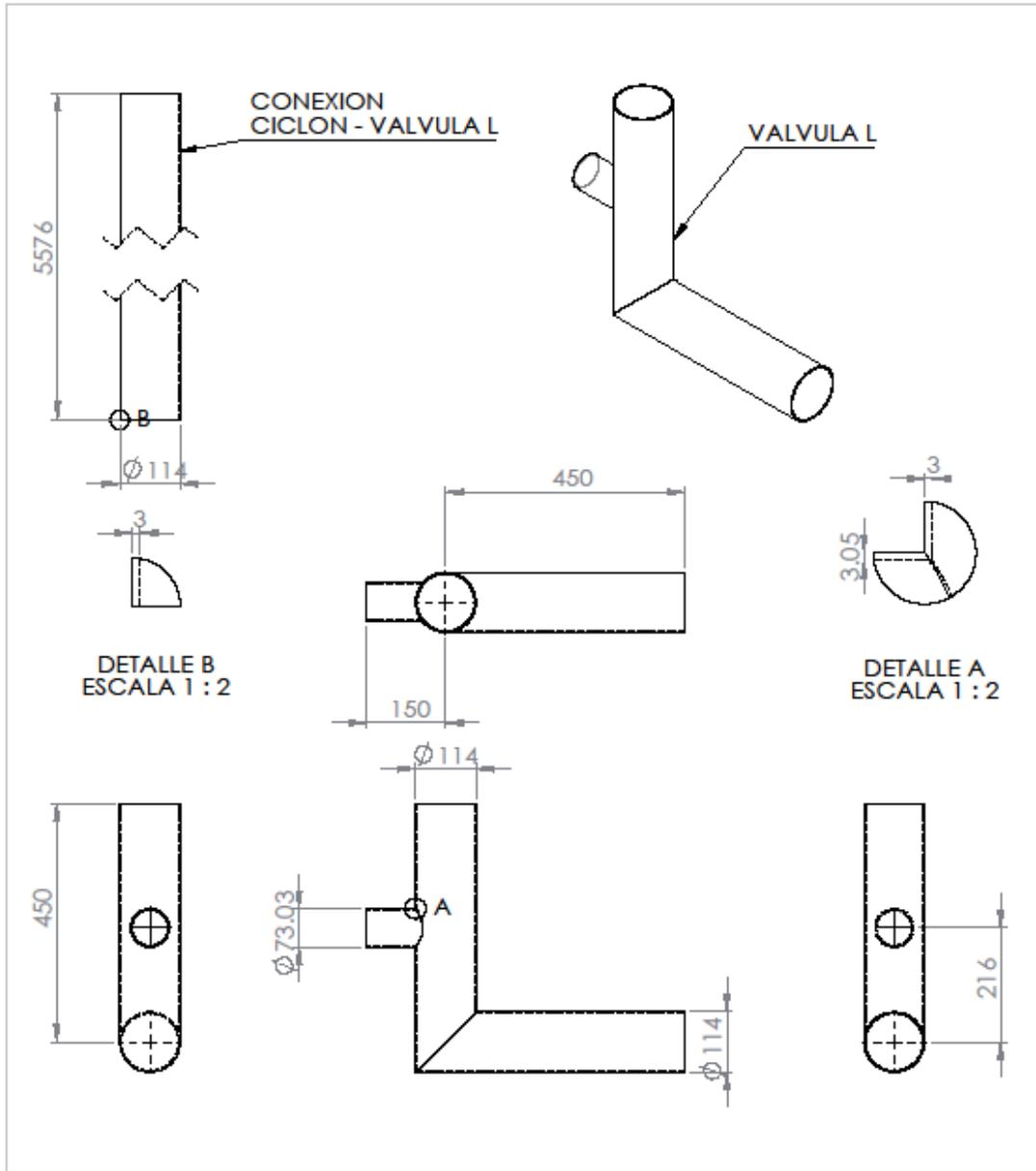
FECHA:

ESCALA: 2:1

Nº:

FUENTE: PROPIA

ANEXO 16
VALVULA L



UNIVERSIDAD NACIONAL DEL CALLAO
FACULTAD DE INGENIERIA MECANICA Y ENERGIA

DISEÑO DE UN REACTOR PROTOTIPO DE LECHO FLUIDIZADO CIRCULANTE DE 500 KW PARA LA OBTENCIÓN DE GAS DE SÍNTESIS EMPLEANDO HOJA DE CAÑA DE AZÚCAR. PARAMONGA - LIMA

DIBUJÓ:
FERNANDO CALLE FUENTES

REVISÓ:

VALVULA L

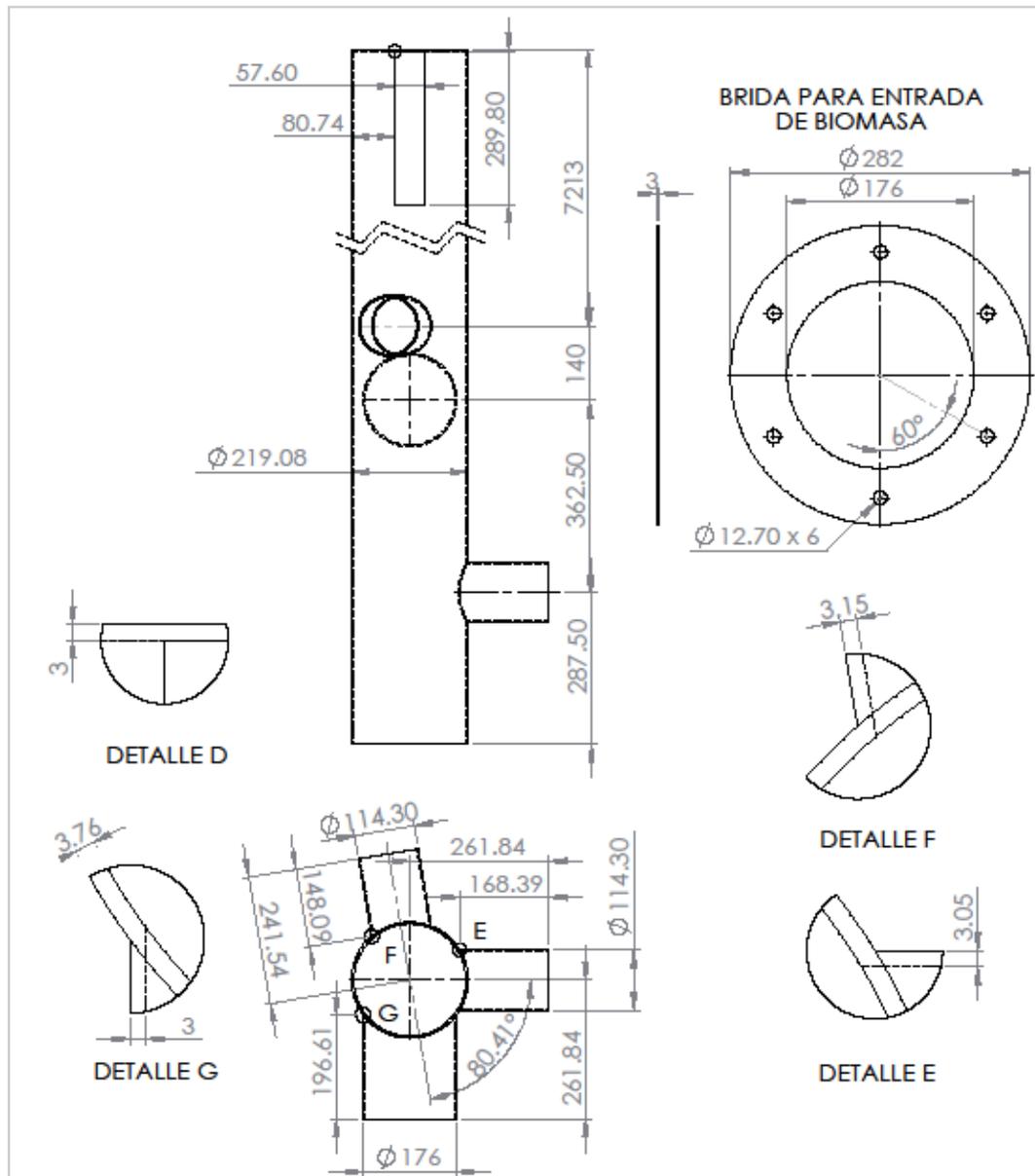
FECHA:

ESCALA: 1:10

Nº:

FUENTE: PROPIA

ANEXO 17
REACTOR



UNIVERSIDAD NACIONAL DEL CALLAO
FACULTAD DE INGENIERIA MECANICA Y ENERGIA

DISEÑO DE UN REACTOR PROTOTIPO DE LECHO FLUIDIZADO CIRCULANTE DE 500 KW PARA LA OBTENCIÓN DE GAS DE SÍNTESIS EMPLEANDO HOJA DE CAÑA DE AZÚCAR. PARAMONGA - LIMA

DIBUJÓ:
FERNANDO CALLE FUENTES

REACTOR

FECHA:

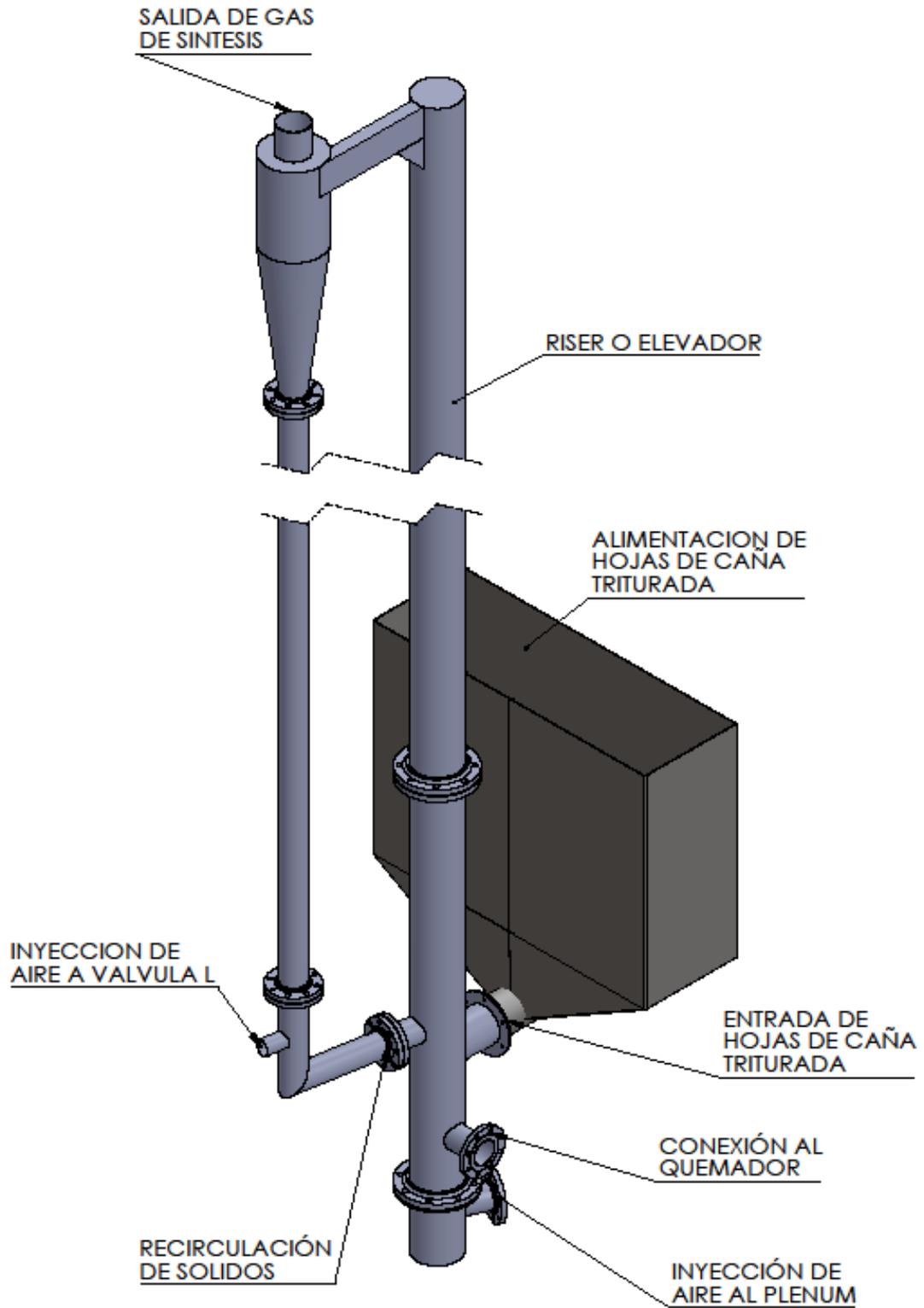
ESCALA: 1:10

REVISÓ:

Nº:

FUENTE: PROPIA

ANEXO 18
GASIFICADOR DE LECHO FLUIDIZADO CIRCULANTE



FUENTE: PROPIA

ANEXO 19
SOPLADOR DE AIRE



Soplador TBR

Equipo soplador diseñado para manejar bajos volúmenes de aire con altas presiones. Este ventilador es de transmisión directa y cuenta con un motor de alta velocidad, su rodete es de tipo radial con paletas planas. Su boca de descarga posee un diseño tipo tobera, el cual mejora la eficiencia y el direccionamiento del aire.

Tamaños: Desde Ø12 hasta Ø48 de diámetro.

Capacidades: Caudal hasta 1,200 CFM

Presión Estática: Hasta 40" c.a.

Aplicación: Comercial / Industrial

Catálogo

Manual

Curva

FUENTE: Uezu Ingenieros S.R.L

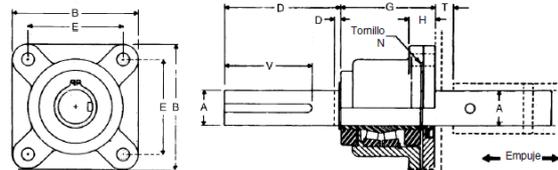
ANEXO 20
RODAMIENTO DE EMPUJE



Rodamientos de Empuje

Rodamiento de Empuje Tipo "E"

Los rodamientos de empuje tipo E de rodillos están diseñados para soportar el empuje en ambas direcciones y la carga radial bajo condiciones normales. Este rodamiento de doble rodillos se suministra con un sello de placa y con el eje motriz o el eje terminal dependiendo del diseño del transportador.



A Diam. del Eje	Número de Parte		B	D		E	G	H	N	T	V	Peso (lb)	
	Eje Motriz	Eje Terminal		Eje Motriz	Eje Terminal							Eje Motriz	Eje Terminal
1 1/4	CT3D	CT3E	5 3/8	4 1/4	3/4	4 1/4	4	1 1/8	1/2	1 1/4	4	22	20
2	CT4D	CT4E	5 3/8	5	3/4	4 3/4	4 1/4	1 1/8	1/2	1 1/4	4 1/2	32	29
2 7/8	CT5D	CT5E	6 1/8	5 3/8	3/4	5 3/8	4 7/8	2	3/4	1 3/8	5	50	44
3	CT6D	CT6E	7 1/4	6 1/4	3/4	6	5 3/8	2 1/4	3/4	1 1/4	6	73	60
3 3/8	CT7D	CT7E	9 1/4	7 1/2	3/4	7	6	2 3/4	3/4	2 1/4	7	111	88

FUENTE: CATALOGO MARTIN

ANEXO 21
PROPIEDADES DEL ACERO ASIS309 A ELEVADAS TEMPERATURAS

PROPERTIES AT ELEVATED TEMPERATURES

The properties quoted below are typical of annealed CS309. These values are given as a guideline only, and should not be used for design purposes.

SHORT TIME ELEVATED TEMPERATURE TENSILE PROPERTIES

Temperature (°C)	100	300	500	600	700	800	900	1 000	1 100
Tensile Strength (MPa)	580	525	470	405	300	200	125	75	25
0.2% Proof Stress (MPa)	265	225	190	170	150	130			
Elongation (% in 50mm)	47	44	39	37	36	37	43	53	72

MAXIMUM RECOMMENDED SERVICE TEMPERATURE

(In oxidising conditions)

Operating Conditions	Temperature (°C)
Continuous	1 100
Intermittent	980

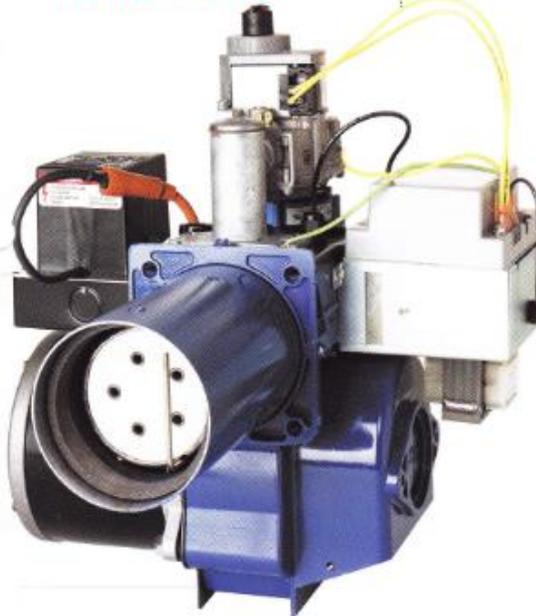
REPRESENTATIVE CREEP AND RUPTURE PROPERTIES

Temperature (°C)	Stress (MPa) to Produce 1% Strain		Stress (MPa) to Produce Rupture	
	10 000 hours	100 000 hours	1 000 hours	10 000 hours
450	210	145		
500	140	95	375	340
550	100	65	270	230
600	70	45	190	160
650	45	30	130	100
700	30	15	80	55
750	15	10	50	35
800	10	5	35	20
850	5		20	15

FUENTE: POLIMETALES

Model HSG

200/400 GAS BURNER



HSG features:

The Wayne Model HSG power gas burners are designed for performance and reliability, and offer features such as:

- Higher static air pressure than standard power gas burners
- Good combustion in poor draft situations
- Capability to fire LP or Natural Gas
- Flame retention head to allow flame shapes to fit various combustion chambers
- Positive premixing of gas and air to provide excellent combustion characteristics (9 to 11% CO₂ on Natural Gas)

Designed For Easy Serviceability:

- No need to remove the burner for normal service – "Gas Gun" assembly is easily removed for complete service or replacement of components
- Easy, external orifice change
- Automatic, perfect alignment of combustion components
- Primary air adjustment with indicator

Designed For Installation Flexibility:

- Just change the orifice and adjust to fire LP or Natural Gas through the full burner range from 60M to 200M Btu/hr and 200M to 400M Btu/hr
- Complete range of marked orifice sizes supplied with each HSG burner
- Primary air inlet designed for optional outside air intake
- Industry proven components for excellent performance and reliability
- Automatic off-cycle air damper to minimize efficiency loss and provide maximum installation flexibility



Specifications

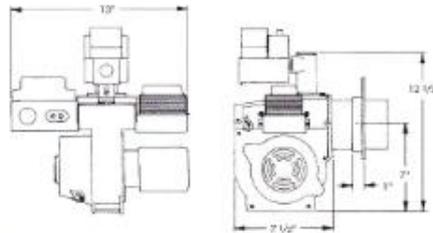
200/400 GAS BURNER

HSG 200 - 60M Btu/hr to 200M Btu/hr
HSG 400 - 200M Btu/hr to 400M Btu/hr

THE BLUE ANGEL™ POWER GAS BURNER - MODEL HSG

Capacities	Firing rates from 60M through 400M Btu/hr.
Fuel	Natural or LP Gas 2" to 4" water column - adjustable.
Controls	24-volt combination control 3/4" IPS, with redundant valve. Flamerod sensor 4 second safety shutdown.
Ignition	Direct spark ignition 7300-volt ignition transformer. Remove top cover for easy access to ignition components.
Motor	3450 RPM - 115V - 2.4A.
Fan Housing	Aluminum alloy, die cast housing. Maintains alignment of all moving parts throughout the lifetime of the burner.
Mounting	Adjustable flange (pedestal mount available.)
Air Tube	4" OD available in standard lengths of 6", 9" and 12".
Combustion Head	Stainless steel, precision stamping. No change for entire firing range.

DIMENSIONS



MOUNTINGS



Complete Burner:

All BLUE ANGEL Model HSG flame retention gas burners are supplied completely assembled and testfired. Additional orifices supplied. Combination redundant gas valve and ignition control package installed. The models at right include an adjustable flange with gasket as standard and are available for immediate shipment.

Shipping Information:

- Individually cartoned
- Weight: 26 lbs.
- 18 burners per pallet

ORDERING INFORMATION

Part No.	Model No.	Tube Length	Capacity - M Btu/hr
62376C	HSG 200	6"	60-200
62377C	HSG 400	6"	200-400
62378C	HSG 200	9"	60-200
62379C	HSG 400	9"	200-400
62380C	HSG 200	12"	60-200
62381C	HSG 400	12"	200-400



ANEXO 23
ACOPLAMIENTO ENTRE TORNILLO SIN FIN Y MOTORREDUCTOR

KTR Systems GmbH
48432 Rheine



Input data (Application: Operational factor 1.5)

Power P:	10.17 kW	Torque T_N :	3237 Nm	Contact M. Brüning Tel.: +495971798408 Mail: info-rotex@ktr.com
Max. torque $T_{max.}$:	undef.	Speed:	30 1/min	
Temperature factor S_t :	40° - 50° (1.2)	Operating factor S_B :	1.5	
Bore driving side:	60 mm	Bore driven side:	38.1 mm	
Remark:				

ROTEX® 110 with keyway

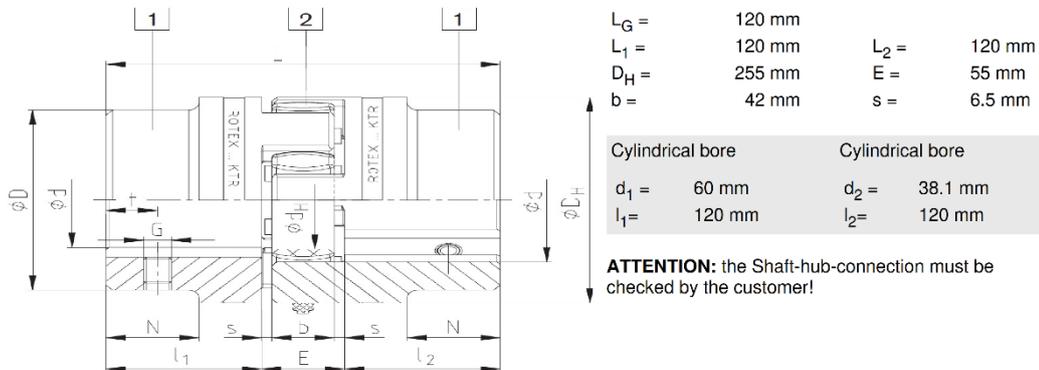
Technical Data

Nominal torque T_{KN} :	7200 Nm	Max. allowed torque $T_{K max.}$:	14400 Nm
Max. speed $n_{max.}$:	2600 1/min	Vibratory torque T_{KW} :	1872 Nm
Min. bore:	0 mm	Max. bore:	125 mm
Damping power at +30°C:	42 W		
Displacements:	Axial $K_a = -2$ to 4.2 mm	Radial $K_r = 0.55$ mm	Angular $K_w = 1.3^\circ$

Properties

- Torsionally flexible
- Single-cardanic
- Damping vibrations
- Maintenance-free
- High power density
- Puncture-proof
- Axial plug-in
- Compact
- ATEX conform

Geometrical Data



Ordering information

Partno.	Description
021105006000	ROTEX 110 ST Hub 1.0 Ø60H7 key DIN 6885/1-JS9 >
021101000042	ROTEX 110 Spider 98 Sh-A =T-PUR®= purple
	ROTEX 110 Steel hub 1.0 Ø38H7 with key standard (1)

Hints regarding the coupling selection with operating factors:

The operating factors used are based on experiences estimating the operating behaviour of drive and driven machine. In case of a periodic running of the machines or when starting or braking larger masses a special selection acc. to DIN 740 or a torsional vibration calculation must be made by the manufacturer of the coupling.

This information is supplied without warranty.

We reserve the right for modifications of dimensions and designs.

Valid as per: 2019/01/17 05:55:14

FUENTE:KTR

ANEXO 24
MOTORREDUCTOR DEL TORNILLO SIN FIN



Información del producto

Motorreductor AC

R97DRS132M4



Velocidad nominal del motor	[1/min] : 1750
Velocidad de salida	[1/min] : 33
Índice de reducción total	: 53,21
Par de salida	[Nm] : 2180
Factor de servicio SEW-FB	: 1,35
Posición de montaje	: M1
Pintura imprimación/CapaFinal	: 7031 Gris azulado (51370310)
Posición de conexión/caja de bornas	[°] : 0
Entrada de cable/ Posición del conector	: X
Eje de salida	[mm] : 60x120
Salida de carga radial permitida a n=1750	[N] : 21400
Cantidad de lubricante 1er reductor	[Litro] : 4,6
Potencia del motor	[kW] : 7,5
Factor de duración	: S1-100%
Clase eficiente	: IE1
Eficiencia (50/75/100% Pn)	[%] : 89,8 / 89,4 / 88,5
Marcado CE	: No
Tensión del motor	[V] : 220/380
Esquema de conexionado	: R13
Frecuencia	[Hz] : 60
Corriente nominal	[A] : 26,5 / 15,3
Cos Phi	: 0,83
Clase de aislamiento	: 155(F)
Tipo protección del motor	: IP55
Requisito del diseño	: IEC
Momento de inercia de masa del motor	[10 ⁻⁴ kgm ²] : 258,58
Peso neto	[Kg] : 160

Características adicionales y Opciones:

Aislamiento térmico 155(F)
Grado de protección IP 55
Tensión, frecuencia, bobinado

Los datos técnicos están sujetos a una inspección técnica final.
Esta inspección se realizará con oferta creada.
Puede encontrar el peso neto exacto en la confirmación del pedido. Por razones técnicas, el peso real puede diferir de esta información.
Creado en: 2019-01-25 16:49:01 / Fernando Calle / Paramonga
DC Versión 2.28

Página 1 de 1

FUENTE:SEW EURODRIVE

ANEXO 25
MATRIZ DE CONSISTENCIA

PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA		VARIABLES E HIPOTESIS		TECNICAS E INSTRUMENTACION DE RECOLECCION DE DATOS	DISEÑO METODOLÓGICO
Realidad problemática	Formulación del problema	Objetivos	Hipótesis		
Durante la cosecha de los cañaverales de caña de azúcar se genera como residuo agrícola (RAC) gran cantidad de materia indeseable que se pueden utilizar para la generación de energía, pero dichos residuos no son utilizados para ese fin. Se propone quemar esta biomasa residual en un reactor prototipo de lecho fluidizado circulante de 500 KW que será diseñado para obtener un gas de síntesis el cual puede emplearse como sucedáneo de los combustibles fósiles y así ser usados para la generación de energía o para la combustión en algunos procesos industriales	<p>Problema general</p> <p>¿De qué manera el diseño de un reactor prototipo de lecho fluidizado circulante de 500 KW para obtener gas de síntesis empleando hoja de caña de azúcar en Paramonga - Lima?</p> <p>Problemas específicos</p> <p>PE1: ¿Cómo determinar los parámetros de diseño para dimensionar el reactor prototipo de lecho fluidizado circulante de 500 KW y su sistema de alimentación?</p> <p>PE2: 2. ¿Cómo obtener la composición química de la hoja de caña de azúcar para estimar el poder calorífico del combustible gaseoso a obtener?</p>	<p>Objetivo general</p> <p>Diseñar un reactor prototipo de lecho fluidizado circulante de 500 KW para obtener gas de síntesis empleando hoja de caña de azúcar en Paramonga - Lima.</p> <p>Objetivos específicos</p> <p>OE1: Determinar los parámetros de diseño para dimensionar el reactor prototipo de lecho fluidizado circulante de 500 KW y su sistema de alimentación.</p> <p>OE2: Obtener la composición química de la hoja de caña de azúcar para estimar el poder calorífico del combustible gaseoso a obtener.</p>	<p>Hipótesis general</p> <p>Si se diseña un reactor prototipo de lecho fluidizado circulante de 500 KW entonces se obtiene gas de síntesis empleando hoja de caña de azúcar.</p> <p>Hipótesis específicas</p> <p>HE1: Si se determinan los parámetros de diseño, entonces se podrá dimensionar el reactor prototipo de lecho fluidizado circulante de 500 KW y su sistema de alimentación.</p> <p>HE2: Si se obtiene la composición química de la hoja de caña de azúcar, entonces se podrá estimar el poder calorífico del combustible gaseoso a obtener.</p>	<p>Bibliografía sobre gasificadores, Consultas a especialistas en el tema, antecedentes de diseño</p> <p>Cálculos, software</p> <p>Cálculos, Bibliografía, referencias de diseño.</p> <p>Cálculos, Bibliografía, referencias de diseño</p> <p>Bibliografía sobre lecho fluidizado, bibliografía sobre gasificadores</p> <p>Cálculos y bibliografía sobre materiales de fabricación, consultas a expertos sobre gasificadores.</p>	<p>Tipo: Tecnológica</p> <p>Nivel: Aplicada</p> <p>Diseño de la investigación:</p> <p>Cuantitativo</p> <p>No experimental</p> <p>Transeccional explorativa</p> <p>Parámetros de diseño</p> <p>Alimentación de biomasa</p> <p>Temperatura del lecho</p> <p>Alimentación de aire</p> <p>Velocidad de fluidización</p>
			<p>VI: Reactor prototipo LFC de 500 KW</p> <p>VD: Combustible gaseoso</p>		
			Dimensiones	Parámetros de diseño	
				Dimensiones del reactor prototipo LFC y sistemas	
			Energía		
			Composición química		

TITULO: DISEÑO DE UN REACTOR PROTOTIPO DE LECHO FLUIDIZADO CIRCULANTE DE 500 KW PARA LA OBTENCIÓN DE GAS DE SÍNTESIS EMPLEANDO HOJA DE CAÑA DE AZÚCAR. PARAMONGA - LIMA

AUTOR: CALLE FUENTES, FERNANDO